

4ª Edição Revisada

Editores

Adão Benvindo da Luz
João Alves Sampaio
Salvador L. M. de Almeida

4. EDIÇÃO

Tratamento
de **Minérios**

República Federativa do Brasil

Presidente da República

Luiz Inácio Lula da Silva

Vice-Presidente

José Alencar Gomes da Silva

Ministro de Estado da Ciência e Tecnologia

Eduardo Henrique Accioly Campos

Secretário Executivo

Luís Manuel Rebelo Fernandes

Subsecretário de Coordenação das Unidades de Pesquisa

Avílio Antônio Franco

CETEM – Centro de Tecnologia Mineral

Diretor

Adão Benvindo da Luz

Coordenador de Apoio Técnico às Micro e Pequenas Empresas

Antonio Rodrigues de Campos

Coordenador de Análises Minerais

Arnaldo Alcover Neto

Coordenador de Administração

Cosme Antonio de Moraes Regly

Coordenador de Assessoramento Tecnológico

Fernando Antonio Freitas Lins

Coordenador de Processos Minerais

João Alves Sampaio

Coordenador de Processos Metalúrgicos e Ambientais

Ronaldo Luiz Correa dos Santos

TRATAMENTO DE MINÉRIOS

4ª Edição

Revisada e Ampliada

Adão Benvindo da Luz

*Eng^o de Minas (UFPE),
Mestre e Doutor em
Engenharia Mineral, USP.*

João Alves Sampaio

*Eng^o de Minas (UFPE),
Mestre e Doutor em
Engenharia Metalúrgica e de
Materiais, COPPE/UFRJ.*

Salvador Luiz Matos de Almeida

*Eng^o Metalurgista (UFRJ),
Mestre e Doutor em
Engenharia Mineral, USP.*

CETEM-MCT

CENTRO DE TECNOLOGIA MINERAL
MINISTÉRIO DA CIÊNCIA E TECNOLOGIA

Rio de Janeiro
2004

Copyright © 2004 CETEM/MCT

Todos os direitos reservados.
A reprodução não autorizada desta publicação, no todo ou em parte,
constitui violação de copyright (Lei 5.988)

Colaboradores
Carlos Hofman Sampaio-UFRGS
Eliezer Braz-Consultor
Luís Marcelo Marques Tavares-UFRJ
Rosa Malena Fernandes Lima-UFOP
Takashi Nakae-USP
Virgínia Sampaio Teixeira Ciminelli-UFMG

Diagramação e Editoração Eletrônica
Valéria Cristina de Souza
Priscila Machado Dutra

Capa
Vera Lúcia do Espírito Santo Souza

Tratamento de Minérios/Ed. Adão Benvindo da Luz et al. 4ª Edição –
Rio de Janeiro: CETEM/MCT, 2004.

867p.: il.

1. Beneficiamento de Minérios. 2. Cominuição. 3. Flotação. 4. Simulação.
I. Centro de Tecnologia Mineral. II. Luz, Adão Benvindo da, ed.

ISBN 85-7227-204-6

CDD 622.7

APRESENTAÇÃO

Desde os tempos do Brasil colônia até os dias de hoje a mineração sempre teve um papel importante na economia brasileira. Nesse início do século XXI, a indústria mineral brasileira, como a dos demais países, enfrenta o desafio de se manter competitiva face à uma nova realidade de um mundo globalizado e informatizado. Sem sombra de dúvida, conhecimento e tecnologia são instrumentos para ampliar a competitividade, sendo fatores determinantes para as empresas atuantes nas áreas de mineração e metalurgia.

Dentro desse contexto, é altamente louvável a iniciativa do CETEM de continuar disponibilizando para estudantes, pesquisadores e profissionais atuantes no setor de mineração as tecnologias existentes e futuras dentro do livro "Tratamento de Minérios", agora em sua 4ª versão. A atual edição, revisada e ampliada, certamente continuará sendo um documento de referência para o setor mineiro-metalúrgico brasileiro.

A Companhia Vale do Rio Doce, empresa líder em mineração no país e no exterior, cuja trajetória de sucesso está intimamente ligada à história moderna do setor mineral brasileiro, sente-se honrada em apoiar a impressão da 4ª edição do livro "Tratamento de Minérios".

Estão de parabéns o corpo técnico do CETEM, bem como professores e pesquisadores das demais instituições que colaboraram no preparo dessa nova edição, compartilhando conhecimento e experiência adquiridos durante sua atividade profissional.

Paulo Roberto Soutto Mayor Nogueira
Engº Metalurgista, M.Sc.

Gerente Geral de Desenvolvimento e Tecnologia
Centro de Desenvolvimento Mineral
Companhia Vale do Rio Doce

PREFÁCIO

Em 1991, pesquisadores deste centro, liderados pelo Engenheiro de Minas Adão Benvindo da Luz, elaboraram a primeira edição do livro de Tratamento de Minérios – CETEM – destinado a estudantes e profissionais da área minero-metalúrgica e setores afins. Essa iniciativa foi bem sucedida, uma vez que o livro *Tratamento de Minérios*, hoje na sua 4ª Edição, é adotado, no País, como livro texto, em cursos de engenharia de minas, metalurgia/materiais, química e de técnicos de mineração.

Na primeira edição, em 1995, buscou-se abordar amplamente a área de tratamento de minérios, complementada com um capítulo sobre análise de viabilidade econômica de empreendimentos mineiros. Seus 13 capítulos foram preparados por pesquisadores do CETEM, professores do Departamento de Engenharia de Minas-EPUSP, do Departamento de Engenharia Metalúrgica e de Materiais da UFRJ e da Colorado School of Mines – EUA.

A segunda edição, de 1998, revisada e ampliada com três novos capítulos: Flotação em Coluna, Aspectos Ambientais no Setor Minero-Metalúrgico e Reciclagem, contou com a parceria de mais três instituições: Departamento de Engenharia de Minas da UFRGS, Centro de Desenvolvimento de Tecnologia Nuclear (CDTN) e Serviço Geológico do Brasil (CPRM).

A terceira edição, de 2002, foi ampliada com mais cinco capítulos, abordando os temas – Briquetagem, Química de Superfície na Flotação, Reologia no Tratamento de Minérios, Sistemas Especialistas no Processamento de Minérios e Simulação de Usinas de Beneficiamento. Nessa participaram novas instituições: Departamento de Engenharia de Minas (UFMG), Departamento de Engenharia Química (UFRJ), Departamento de Engenharia de Minas (UFPE), CVRD – Companhia Vale do Rio Doce e o Departamento de Engenharia Metalúrgica da Universidade de Utah.

Nesta quarta edição, os capítulos sobre Processos de Tratamento de Efluentes na Mineração e Cominuição foram ampliados. Este incorporou as técnicas de britador de impacto vertical e moinho de rolos de alta pressão (HPGR). O primeiro é usado na produção industrial de areia artificial com base em finos de pedra de brita e o segundo (HPGR) vem substituindo os moinhos tubulares da indústria de cimento e os moinhos de bola, na moagem de *pellet feed*.

Os editores e autores deste livro, ao prepararem esta quarta edição, sentem-se orgulhosos por estar, mais uma vez, colocando este instrumento de referência para preparação de recursos humanos dos setores mineiro e metalúrgico.

Rio de Janeiro, agosto de 2004.

Editores:

Adão Benvindo da Luz

João Alves Sampaio

Salvador Luiz M. de Almeida

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO AO TRATAMENTO DE MINÉRIOS

Adão Benvindo da Luz e Fernando Freitas Lins

| | |
|--|----|
| CONCEITO DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS | 3 |
| HISTÓRICO | 7 |
| DEPÓSITOS E JAZIDAS MINERAIS | 10 |
| MINERAIS E SEUS USOS | 10 |
| NECESSIDADE DE BENEFICIAMENTO..... | 12 |
| FINALIDADE ECONÔMICA E SOCIAL | 13 |
| MEIO AMBIENTE..... | 13 |
| BIBLIOGRAFIA CONSULTADA | 15 |

CAPÍTULO 2 - AMOSTRAGEM

Maria Alice C. de Góes, Adão Benvindo da Luz e Mario Valente Possa

| | |
|--|----|
| INTRODUÇÃO | 19 |
| CONCEITUAÇÃO | 19 |
| ELABORAÇÃO DO PLANO DE AMOSTRAGEM..... | 23 |
| DETERMINAÇÃO DA MASSA MÍNIMA DE AMOSTRA | 26 |
| TÉCNICAS DE AMOSTRAGEM..... | 31 |
| AMOSTRA FINAL PARA ENSAIO OU ANÁLISE QUÍMICA | 40 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 41 |
| ANEXOS | 42 |

CAPÍTULO 3 - CARACTERIZAÇÃO TECNOLÓGICA DE MINÉRIOS

Reiner Neumann, Cláudio Luiz Schneider e Arnaldo Alcover Neto

| | |
|--|-----|
| INTRODUÇÃO | 55 |
| FRACIONAMENTO DA AMOSTRA | 56 |
| CARACTERIZAÇÃO MINERALÓGICA DOS MINÉRIOS | 63 |
| LIBERAÇÃO..... | 84 |
| CARACTERIZAÇÃO DE MINÉRIOS AURÍFEROS..... | 100 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 106 |

CAPÍTULO 4 - COMINUIÇÃO

Hedda Vargas de O. Figueira, Salvador Luiz M. de Almeida e Adão Benvindo da Luz

| | |
|--------------------|-----|
| TEORIA BÁSICA..... | 113 |
| BIBLIOGRAFIA | 130 |
| BRITAGEM | 131 |
| BIBLIOGRAFIA | 150 |
| GLOSSÁRIO | 151 |

| | |
|----------------------------------|-----|
| MOAGEM | 152 |
| BIBLIOGRAFIA | 181 |
| MOAGEM AUTÓGENA | 183 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 193 |

CAPÍTULO 5 – CLASSIFICAÇÃO E PENEIRAMENTO

Regina Coeli C. Carrisso e Júlio Cesar G. Correia

| | |
|------------------------------------|-----|
| INTRODUÇÃO | 197 |
| FUNDAMENTOS DA CLASSIFICAÇÃO | 197 |
| TIPOS DE CLASSIFICADORES | 204 |
| PENEIRAMENTO | 217 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 237 |

CAPÍTULO 6 - CONCENTRAÇÃO GRAVÍTICA

Fernando Antonio Freitas Lins

| | |
|---|-----|
| PRINCÍPIOS DE CONCENTRAÇÃO GRAVÍTICA..... | 241 |
| CRITÉRIO E EFICIÊNCIA DE CONCENTRAÇÃO GRAVÍTICA | 245 |
| EQUIPAMENTOS GRAVÍTICOS..... | 247 |
| RECUPERAÇÃO DE FINOS | 263 |
| CONSIDERAÇÕES FINAIS | 265 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 267 |

CAPÍTULO 7 - SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO

Antônio Rodrigues de Campos, Adão Benvindo da Luz e Eduardo Augusto de Carvalho

| | |
|--|-----|
| INTRODUÇÃO | 271 |
| HISTÓRICO | 272 |
| TIPOS DE MEIO DENSO | 273 |
| DENSIDADE DO MEIO | 277 |
| REOLOGIA DO MEIO DENSO..... | 278 |
| PRINCÍPIOS DA SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO..... | 280 |
| APLICAÇÕES DA SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO | 282 |
| PRINCIPAIS EQUIPAMENTOS DE SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO USADOS NAS INDÚSTRIAS | 283 |
| CIRCUITO TÍPICO DE SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO | 294 |
| CONTROLE E AVALIAÇÃO DAS OPERAÇÕES DE SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO | 296 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 299 |
| GLOSSÁRIO | 301 |

CAPÍTULO 8 - SEPARAÇÃO MAGNÉTICA E ELETROSTÁTICA

João Alves Sampaio e Adão Benvindo da Luz

| | |
|---|-----|
| SEPARAÇÕES MAGNÉTICAS..... | 305 |
| SEPARAÇÃO ELETROSTÁTICA | 320 |
| AVANÇOS NA SEPARAÇÃO ELETROSTÁTICA..... | 328 |

| | |
|----------------------------------|-----|
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 330 |
| GLOSSÁRIO | 332 |
| ANEXO | 333 |

CAPÍTULO 9 – QUÍMICA DE SUPERFÍCIE NA FLOTAÇÃO

Marisa Bezerra de Mello Monte e Antônio Eduardo Clark Peres

| | |
|---|-----|
| INTRODUÇÃO | 339 |
| TIPO DE LIGAÇÃO QUÍMICA E ESTRUTURA CRISTALINA..... | 340 |
| TERMODINÂMICA DE INTERFACES, DEFINIÇÕES E CONCEITOS | 343 |
| HIDROFOBICIDADE E SUA RELAÇÃO COM A FLOTAÇÃO | 350 |
| SURFATANTES EM SOLUÇÃO | 358 |
| A DUPLA CAMADA ELÉTRICA | 371 |
| ENERGIA LIVRE DE ADSORÇÃO DE SURFATANTES..... | 386 |
| PANORAMA BRASILEIRO: ESTUDOS DE CASO | 391 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 402 |

CAPÍTULO 10 - FLOTAÇÃO

Arthur Pinto Chaves e Laurindo de Salles Leal Filho

| | |
|-----------------------------------|-----|
| INTRODUÇÃO | 411 |
| EQUIPAMENTOS | 414 |
| CIRCUITOS DE BENEFICIAMENTO | 426 |
| INSTALAÇÕES | 433 |
| REAGENTES DE FLOTAÇÃO..... | 437 |
| DESENVOLVIMENTOS RECENTES | 446 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 450 |
| GLOSSÁRIO | 451 |
| ANEXOS | 453 |

CAPÍTULO 11 – FLOTAÇÃO EM COLUNA

José Aury de Aquino, Maria Lúcia M. de Oliveira e Maurílio Dias Fernandes

| | |
|--|-----|
| INTRODUÇÃO | 459 |
| HISTÓRICO | 459 |
| DESCRIÇÃO DA COLUNA..... | 461 |
| TERMINOLOGIA | 463 |
| CARACTERÍSTICAS OPERACIONAIS..... | 464 |
| VARIÁVEIS DA COLUNA DE FLOTAÇÃO | 468 |
| INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE | 478 |
| DIMENSIONAMENTO E PERFORMANCE DA COLUNA..... | 482 |
| COMPARAÇÃO: CÉLULA MECÂNICA X COLUNA | 488 |
| APLICAÇÕES..... | 489 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 494 |

CAPÍTULO 12 - FLOCULAÇÃO

Carlos Adolpho Magalhães Baltar

| | |
|--|-----|
| INTRODUÇÃO | 497 |
| PROCESSOS DE AGREGAÇÃO | 498 |
| POLÍMEROS SINTÉTICOS | 504 |
| MECANISMO DE ADSORÇÃO DOS FLOCULANTES | 509 |
| VELOCIDADE DE ADSORÇÃO | 510 |
| FATORES QUE INFLUENCIAM NA DENSIDADE DE ADSORÇÃO | 512 |
| CONFORMAÇÃO DA MOLÉCULA ADSORVIDA | 515 |
| FORMAÇÃO E CRESCIMENTO DOS FLOCOS | 516 |
| MECANISMOS DE FLOCULAÇÃO..... | 518 |
| PRÉ-TRATAMENTO..... | 520 |
| ESTRUTURA E CARACTERÍSTICAS DOS FLOCOS..... | 521 |
| AValiação DO PROCESSO | 521 |
| FLOCULAÇÃO SELETIVA | 522 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 524 |

CAPÍTULO 13 – REOLOGIA NO TRATAMENTO DE MINÉRIOS

Mario Valente Possa

| | |
|--|-----|
| INTRODUÇÃO | 535 |
| CARACTERIZAÇÃO DA POLPA..... | 536 |
| VISCOSIDADE..... | 543 |
| REOLOGIA NO TRATAMENTO DE MINÉRIOS | 550 |
| SÍMBOLOS E UNIDADES | 563 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 565 |
| ANEXOS | 568 |

CAPÍTULO 14 – SEPARAÇÃO SÓLIDO-LÍQUIDO

Silvia Cristina A. França e Giulio Massarani

| | |
|---------------------------------------|-----|
| INTRODUÇÃO | 573 |
| ESPESAMENTO | 579 |
| HIDROCICLONES | 591 |
| FILTRAÇÃO COM FORMAÇÃO DE TORTA | 597 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 609 |

CAPÍTULO 15 - BRIQUETAGEM

Eduardo Augusto de Carvalho e Valter Brinck

| | |
|---|-----|
| INTRODUÇÃO | 613 |
| A BRIQUETAGEM NO BRASIL | 614 |
| ATIVIDADES DE PESQUISA & DESENVOLVIMENTO..... | 614 |
| CONCEITOS | 615 |
| PROCESSO DE BRIQUETAGEM | 618 |
| BRIQUETAGEM COM AGLUTINANTES | 623 |

| | |
|--|-----|
| BRIQUETAGEM SEM AGLUTINANTES | 624 |
| BRIQUETAGEM A QUENTE | 625 |
| AVALIAÇÃO DA QUALIDADE DOS BRIQUETES | 627 |
| EQUIPAMENTOS DE BRIQUETAGEM | 630 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 635 |

CAPÍTULO 16 – PROCESSOS PARA O TRATAMENTO DE EFLUENTES NA MINERAÇÃO

Jorge Rubio e Fabiana Tessele

| | |
|--|-----|
| APRESENTAÇÃO | 639 |
| INTRODUÇÃO | 639 |
| EFLUENTES LÍQUIDOS | 642 |
| ALGUNS PROBLEMAS CONHECIDOS | 645 |
| PROCESSOS PARA O TRATAMENTO DOS EFLUENTES LÍQUIDOS | 648 |
| SEPARAÇÃO EM BACIAS DE DECANTAÇÃO | 649 |
| TRATAMENTO FÍSICO | 650 |
| TRATAMENTO FÍSICO-QUÍMICO | 652 |
| PROCESSO DE SORÇÃO | 652 |
| O PROCESSO DE FLOTAÇÃO NO TRATAMENTO DE EFLUENTES | 660 |
| PROCESSOS EXISTENTES | 660 |
| A FLOTAÇÃO POR AR DISSOLVIDO-FAD | 661 |
| REMOÇÃO DE ÍONS POR FLOTAÇÃO | 664 |
| DRENAGENS ÁCIDAS DE MINAS (DAM) | 669 |
| CONTROLE DE DRENAGENS ÁCIDAS E METAIS | 671 |
| CONSIDERAÇÕES FINAIS | 684 |
| AGRADECIMENTOS | 685 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 686 |

CAPÍTULO 17 – RECICLAGEM

Franz-Josef Wellenkamp, Antônio Rodrigues de Campos e Alfred Hundertmark

| | |
|--|-----|
| POSSIBILIDADES E LIMITES | 703 |
| SISTEMAS INDUSTRIAIS DE RECICLAGEM | 708 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 716 |
| GLOSSÁRIO | 718 |

CAPÍTULO 18 – SIMULAÇÃO DE USINAS DE BENEFICIAMENTO: PRINCÍPIOS BÁSICOS

R. Peter King e Cláudio Luiz Schneider

| | |
|--|-----|
| O QUE É SIMULAÇÃO | 721 |
| POPULAÇÕES DE PARTÍCULAS E FUNÇÕES DE DISTRIBUIÇÃO | 737 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 780 |

CAPÍTULO 19 – SISTEMAS ESPECIALISTAS NO PROCESSAMENTO DE MINÉRIOS

Vanessa de Macedo Torres

| | |
|--|-----|
| INTRODUÇÃO | 785 |
| INTELIGÊNCIA ARTIFICIAL E SISTEMAS ESPECIALISTAS | 787 |
| PRINCIPAIS TÉCNICAS UTILIZADAS NA CONSTRUÇÃO DE SISTEMAS ESPECIALISTAS | 790 |
| ESTRUTURA BÁSICA DE UM SISTEMA ESPECIALISTA..... | 797 |
| VANTAGENS DA UTILIZAÇÃO DE SISTEMAS ESPECIALISTAS EM UM EMPREENDIMENTO | 801 |
| DE MINERAÇÃO | |
| DESENVOLVIMENTO DE SISTEMAS ESPECIALISTAS EM USINAS DE PROCESSAMENTO | 803 |
| MINERAL | |
| EXEMPLOS DE SISTEMAS ESPECIALISTAS NA INDÚSTRIA MINERAL | 807 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 811 |

CAPÍTULO 20 – ELABORAÇÃO E AVALIAÇÃO ECONÔMICA DE PROJETOS DE MINERAÇÃO

Gilson Ezequiel Ferreira e José Guedes de Andrade

| | |
|---|-----|
| INTRODUÇÃO | 817 |
| ASPECTOS GERAIS DO PROJETO | 818 |
| MERCADO | 818 |
| ENGENHARIA DO PROJETO | 819 |
| AVALIAÇÃO DE CUSTO | 822 |
| CONSIDERAÇÕES SOBRE A AVALIAÇÃO ECONÔMICA | 825 |
| FLUXO DE CAIXA DE UM PROJETO | 826 |
| VALOR DO DINHEIRO NO TEMPO | 832 |
| TÉCNICAS DE AVALIAÇÃO ECONÔMICA | 833 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 847 |

1

Capítulo

Introdução ao Tratamento de Minérios

Adão Benvindo da Luz

Eng.^a de Minas/UFPE, Mestre e Doutor em
Engenharia Mineral/EPUSP,
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

Fernando Antonio Freitas Lins

Eng.^a Metalúrgico/PUC-Rio, Mestre e Doutor em
Engenharia Metalúrgica e de Materiais/COPPE-UFRJ,
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

CONCEITO DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS

Tratamento ou *Beneficiamento* de minérios consiste de operações — aplicadas aos bens minerais — visando modificar a granulometria, a concentração relativa das espécies minerais presentes ou a forma, sem contudo modificar a identidade química ou física dos minerais. Há, no entanto, autores que defendem um conceito mais amplo para o tratamento, como sendo um processamento no qual os minerais podem sofrer até alterações de ordem química, resultantes de simples decomposição térmica ou mesmo de reações típicas geradas pela presença do calor. A aglomeração (sinterização e pelotização) de minérios finos, ustulação e calcinação são consideradas, dentro desse conceito, como tratamento de minérios; preferimos considerá-las como sendo operações pirometalúrgicas. Os termos beneficiamento e tratamento serão usados, neste texto, indistintamente.

Mineral é todo corpo inorgânico de composição química e de propriedades físicas definidas, encontrado na crosta terrestre. *Minério* é toda rocha constituída de um mineral ou agregado de minerais contendo um ou mais minerais valiosos, possíveis de serem aproveitados economicamente. Esses minerais valiosos, aproveitáveis como bens úteis, são chamados de *minerais-minério*. O mineral ou conjunto de minerais não aproveitados de um minério é denominado *gangá*.

As operações de concentração — separação seletiva de minerais — baseiam-se nas diferenças de propriedades entre o mineral-minério (o mineral de interesse) e os minerais de gangá. Entre estas propriedades se destacam: peso específico (ou densidade), suscetibilidade magnética, condutividade elétrica, propriedades de química de superfície, cor, radioatividade, forma etc. Em muitos casos, também se requer a separação seletiva entre dois ou mais minerais de interesse.

Para um minério ser concentrado, é necessário que os minerais estejam fisicamente liberados. Isto implica que uma partícula deve apresentar, idealmente, uma única espécie mineralógica. Para se obter a liberação do mineral, o minério é submetido a uma operação de redução de tamanho — cominuição, isto é, britagem e/ou moagem —, que pode variar de centímetros até micrometros. Como as operações de redução de tamanho são caras (consumo de energia, meio moedor, revestimento etc.), deve-se fragmentar só o estritamente necessário para a operação seguinte. Para evitar uma cominuição excessiva, faz-se uso de operações de separação por tamanho ou classificação (peneiramento, ciclonagem etc.), nos circuitos de cominuição. Uma vez que o minério foi submetido à redução de tamanho, promovendo a liberação adequada dos seus minerais, estes podem ser submetidos à operação de separação das espécies minerais, obtendo-se, nos procedimentos mais simples, um concentrado e um rejeito.

4 Introdução ao Tratamento de Minérios

O termo *concentração* significa, geralmente, remover a maior parte da ganga, presente em grande proporção no minério. A *purificação*, por sua vez, consiste em remover do minério (ou pré-concentrado) os minerais contaminantes que ocorrem em pequena proporção.

Na maioria das vezes, as operações de concentração são realizadas a úmido. Antes de se ter um produto para ser transportado, ou mesmo adequado para a indústria química ou para a obtenção do metal por métodos hidro-pirometalúrgicos (áreas da Metalurgia Extrativa), é necessário eliminar parte da água do concentrado. Estas operações compreendem desaguamento (espessamento e filtração) e secagem e, geralmente, na ordem citada.

Em um fluxograma típico de tratamento de minérios (Figura 1.1), as operações unitárias são assim classificadas:

cominuição: britagem e moagem;

peneiramento (separação por tamanhos) e classificação (ciclonagem, classificador espiral);

concentração gravítica, magnética, eletrostática, concentração por flotação etc.

desaguamento: espessamento e filtração;

secagem: secador rotativo, *spray dryer*, secador de leito fluidizado;

disposição de rejeito.

A Figura 1.2 mostra, como exemplo real de beneficiamento, um fluxograma da usina do minério de ferro de Carajás, da Companhia Vale do Rio Doce - CVRD.

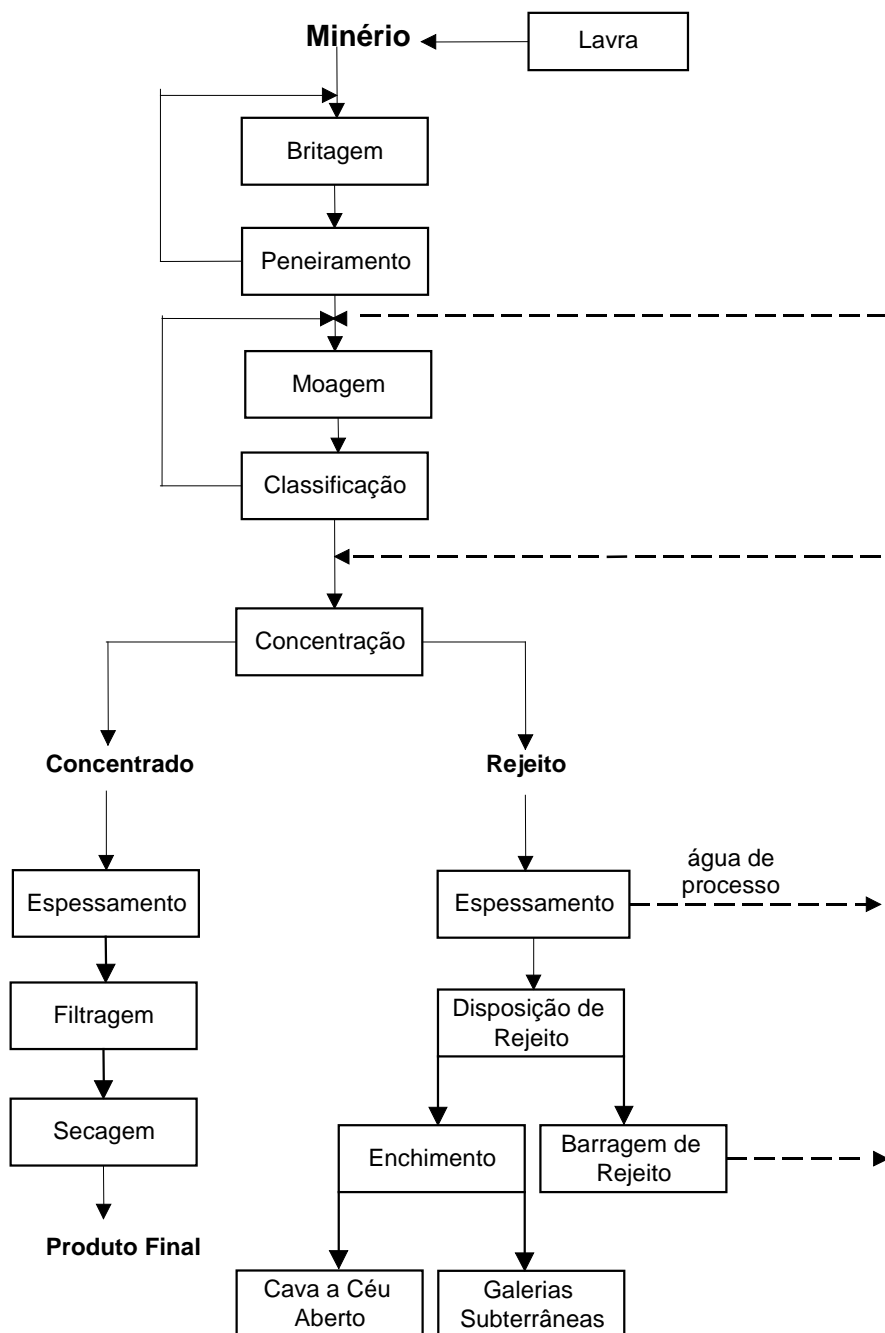


Figura 1.1 - Fluxograma típico de tratamento de minério.

6 Introdução ao Tratamento de Minérios

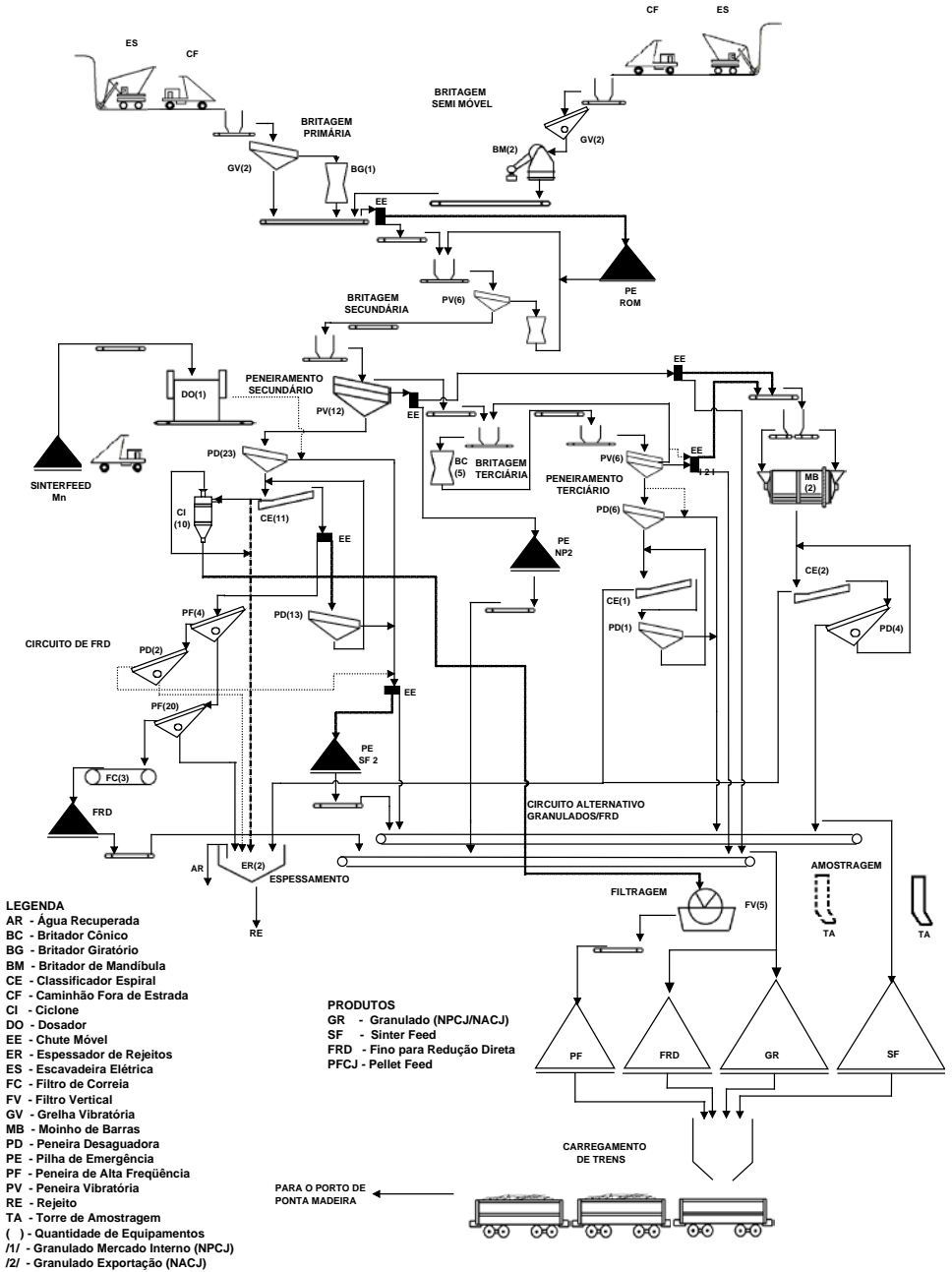


Figura 1.2 - Fluxograma simplificado do beneficiamento de minério de ferro – Carajás.

Fonte : Usinas de Beneficiamento de Minérios do Brasil – CETEM/ 2001

HISTÓRICO

A história registra que, 400 anos antes da Era Cristã, os egípcios já recuperavam ouro de depósitos aluvionares, usando processos gravíticos.

O primeiro texto que se constituiu em instrumento de referência sobre os bens minerais (*De Re Metálica*) foi publicado em 1556 por Georges Agricola. Neste, já há registro da utilização do moinho tipo pilão movido a água, concentração gravítica através de calha e concentração em leito pulsante obtido com o auxílio de peneira em forma de cesta (um jig primitivo).

A partir do século XVIII, com a invenção da máquina a vapor, que se caracterizou como o início da revolução industrial, ocorreram inovações mais significativas na área de tratamento de minérios. Pela metade do século XIX, em 1864, o emprego do tratamento de minérios se limitava praticamente àqueles de ouro, cobre nativo e chumbo.

Os grandes desenvolvimentos na área de beneficiamento de minérios ocorreram no final do século XIX e início do século XX (Quadro 1.1), sendo a utilização industrial da flotação, na Austrália, em 1905, a inovação mais impactante. Os avanços que se seguiram se orientaram, do ponto de vista tecnológico, mais ao desenvolvimento de *design* de equipamentos maiores e mais produtivos ou eficientes (anos 40-70), à otimização de processos por meio de automação e computação (anos 70-90), e à racionalização do uso de energia nos anos 70, com a crise de aumento súbito dos preços de petróleo. Mais recentemente, com a crise de energia elétrica no Brasil, em 2001, houve um renovado interesse pela racionalização de seu uso. Apesar do grande esforço de pesquisa direcionado à melhor compreensão dos fenômenos atuantes nas operações de beneficiamento, houve relativamente poucos saltos tecnológicos como consequência deste esforço, verificando-se mais uma evolução incremental no desempenho dos processos.

Quadro 1.1. Cronologia das principais inovações ocorridas em tratamento de minérios (séculos XIX, XX e XXI).

COMINUIÇÃO

Moinho pilão

descrito por Agrícola já no século XVI e operado por força hidráulica; mecanizado no século XIX, inicialmente com máquina a vapor e posteriormente força elétrica.

Britador de rolos

inventado na Inglaterra (1806); introduzido nos Estados Unidos em 1832.

Britador de mandíbulas

patenteado por Blake nos Estados Unidos (1858); primeiro uso em 1861 e logo após introduzido na Europa.

Britador giratório

inventado por Bruckner na Alemanha (1876); primeiro uso com minérios, nos EUA, em 1905.

Moinho de barras

testado primeiramente no Canadá em 1914. A partir de 1920 passou, gradualmente, a substituir o britador de rolos.

Moagem autógena

período de desenvolvimento (1945-1955); maior aplicação a partir de 1970.

a partir de 1980 deu-se ênfase à fabricação de grandes moinhos com diâmetros em torno de 40 pés.

Moinho de rolos de alta pressão ("high pressure roll mill")

desenvolvido na Alemanha na década de 80, aplicado inicialmente à indústria de cimento, nos últimos anos seu uso tem se estendido aos minérios convencionais (ferro, ouro etc.). Usado no Brasil, há alguns anos, na indústria de cimento e com minérios de ferro.

SEPARAÇÃO POR TAMANHO E CLASSIFICAÇÃO

classificação mecânica (1905)

ciclone (1930)

peneira DSM (1960)

CONCENTRAÇÃO GRAVÍTICA

Mesa Wilfley: patenteada em 1896, em largo uso em 1900.

Separação em meio denso estática (1930-1940).

Ciclone de meio denso (1945).

Espiral de Humphreys (1943).

Separador de meio denso Dynawhirpool (DWP), em 1960.

Concentrador centrífugo (1980), aplicado a minérios de ouro e depois a outros minérios.

SEPARAÇÃO MAGNÉTICA E SEPARAÇÃO ELETROSTÁTICA

Separador de baixa intensidade, imã permanente: apatita/magnetita (1853).

Primeira aplicação da separação eletrostática foi com esfarelita/pirita (1907).

Separador magnético via úmida de alta intensidade (1960).

Separador magnético de alto gradiente (separador magnético criogênico), em 1989.

Separador magnético de imã permanente de terras raras (anos 90).

Quadro 1.1. Cronologia das principais inovações ocorridas em tratamento de minérios (séculos XIX, XX e XXI) (continuação).

FLOTAÇÃO

Conceitos iniciais pelos irmãos Bessel (1877) recuperando grafita com óleo (flotação oleosa). Esses, provavelmente, são os pre-cursors da flotação por espuma.

No período 1902/1905 foram registradas patentes de aeração da polpa. Com isso, reduziu-se a quantidade de óleo de forma significativa. É o início da flotação moderna.

Utilização de alcoóis solúveis em água como espumantes (1908) para melhorar a estabilidade da espuma (mais tarde o óleo de pinho foi mais largamente usado).

Em 1912 a flotação deslanchava industrialmente na Austrália (recuperação de esfarelita de rejeitos gravíticos de concentração de galena) e nos EUA (finos de esfarelita). Neste ano também houve a descoberta em laboratório que os sulfetos de cobre também podiam ser flotados.

Patente na Austrália do uso do sulfato de cobre como ativador da esfalerita (1912). Em 1915 verificou-se que a cal deprimia a pirita. Alguns anos depois foi descoberto o efeito do cianeto de sódio (1922) e do sulfeto de sódio. Era o início da flotação seletiva entre sulfetos.

Até 1924, o coletor usado era óleo. Em 1925, os xantatos foram patenteados como coletores. Em 1926 foi a vez dos ditiofosfatos.

No período 1925-1950, a flotação desenvolveu-se empiricamente, caracterizando-se por tratamento de minerais não-sulfetados e pelo uso de reagentes surfatantes convencionais como coletores de flotação.

O período 1950-1990 caracterizou-se pelas pesquisas fundamental e aplicada direcionadas ao conhecimento e controle dos fenômenos da flotação. Poucas inovações tecnológicas de maior impacto surgiram. Destaca-se a flotação em coluna nos anos 60/70, com crescente aplicação industrial na última década, com diversos aperfeiçoamentos desde então.

Nos anos 70 ocorreu no Brasil uma contribuição muito significativa do Prof. Paulo Abib Andery ao desenvolver o processo de separação de apatita de ganga carbonática. Este processo original, reconhecido por seus pares no Congresso Internacional de Processamento Mineral, Cagliari – Itália/1975, permitiu o aproveitamento econômico do carbonato apatítico do Morro da Mina, Cajati, SP e de depósitos similares, tais como Araxá – MG, Catalão – GO/ etc.

Na década de 90 foi desenvolvida na Austrália a célula Jamenson e na Alemanha a célula Ekof.

MODIFICAÇÃO DE MINERAIS

As rochas e os minerais industriais são considerados os recursos minerais desse novo milênio. Em vista disto, vem se observando o desenvolvimento de processos para modificação físico-química dos minerais, visando melhorar a sua funcionalidade e ampliar suas aplicações práticas.

DEPÓSITOS E JAZIDAS MINERAIS

Os minerais fazem parte dos recursos naturais de um país, ao lado das terras para agricultura, das águas (de superfície e subterrânea), biodiversidade etc. Os estudos geológico e hidrológico básicos de um país ou região são realizados, via de regra, por seu serviço geológico ou entidade equivalente, que os disponibiliza para o público. No Brasil, essa missão está a cargo da CPRM - Serviço Geológico do Brasil.

Como as matérias-primas minerais possíveis de serem utilizadas diretamente ou transformadas pela indústria encontram-se distribuídas de maneira escassa na crosta terrestre, cabe às empresas de mineração, com base nas informações geológicas básicas, realizarem a pesquisa mineral em áreas previamente selecionadas, em busca de depósitos de potencial interesse econômico. Feitas a quantificação e qualificação do corpo mineral (cubagem), tem-se um depósito mineral. Quando este apresenta condições tecnológicas e econômicas de ser aproveitado, tem-se finalmente uma jazida mineral.

O minério é explotado da jazida por meio de operações de lavra (a céu aberto ou subterrânea) na mina. O produto da mina, o minério lavrado, é frequentemente denominado ROM ("run-of-mine"), que vem a ser a alimentação da usina de beneficiamento.

O preço de mercado de um determinado bem mineral, importante para a definição de uma jazida, está condicionado a um elevado número de variáveis. Entre outras, salientamos: frequência em que ocorrem esses minerais na crosta terrestre, complexidade na lavra e beneficiamento, distância da mina ao mercado consumidor etc. Vale ressaltar, porém, o aspecto circunstancial, pois em dependência da conjuntura político-econômica um depósito pode passar a ser uma jazida ou vice-versa.

MINERAIS E SEU USO

Qualquer atividade agrícola ou industrial, seja no campo da metalurgia, da indústria química, da construção civil ou do cultivo da terra, utiliza os minerais ou seus derivados. Os fertilizantes, os metais e suas ligas, o cimento, a cerâmica, o vidro, são todos produzidos a partir de matérias-primas minerais.

É cada vez maior a influência dos minerais sobre a vida e desenvolvimento de um país. Com o aumento das populações, cada dia se necessita de maior quantidade de matéria-prima para atender às crescentes necessidades do ser humano. É difícil imaginar o nível material alcançado por nossa civilização, sem o uso dos minerais. Com efeito, o consumo per capita de minerais industriais e materiais em geral nos países desenvolvidos é algumas vezes superior àquele de países em desenvolvimento, como o Brasil.

São conhecidas atualmente cerca de 1.550 espécies minerais distintas. Destas, cerca de 20 são elementos químicos e encontram-se no estado nativo (cobre, ouro, prata, enxofre, diamante, grafita etc.). O restante dos minerais é constituído por compostos, ou seja, com mais de um elemento químico (ex.: barita - BaSO_4 , piritita - FeS_2).

Na indústria mineral, os minérios ou minerais são geralmente classificados em três grandes classes: metálicos, não-metálicos e energéticos. A segunda classe pode ser subdividida em rochas e minerais industriais, gemas, e águas minerais. Os minerais industriais se aplicam diretamente, tais como se encontram ou após algum tratamento, ou se prestam como matéria-prima para a fabricação de uma grande variedade de produtos.

Minerais Metálicos

Minerais de metais ferrosos são aqueles que têm uso intensivo na siderurgia e formam ligas importantes com o ferro: ferro, manganês, cromo e níquel.

Minerais de metais não-ferrosos: cobre, alumínio, zinco, chumbo e estanho.

Minerais de metais preciosos: ouro, prata, platina, ósmio, irídio e paládio.

Minerais de metais raros: nióbio, escândio, índio, germânio, gálio etc.

Minerais Não-Metálicos

Minerais estruturais ou para construção - materiais de alvenaria, agregados (brita e areia) e minerais para cimento (calcário, areia etc.) e rochas e pedras ornamentais (granito, gnaisse, quartzito, mármore, ardósia etc.).

Minerais cerâmicos e refratários: argila, feldspato, caulim, quartzo, magnesita, cromita, grafita, cianita, dolomita, talco etc.

Minerais isolantes: amianto, vermiculita, mica etc.

Minerais fundentes: fluorita, calcário, criolita etc.

Materiais abrasivos: diamante, granada, sílica, coríndon etc.

Minerais de carga: talco, gipsita, barita, caulim, calcita etc.

Minerais e rochas para a agricultura: fosfato, calcário, sais de potássio, feldspato, flogopita, zeólita etc.

Minerais de uso ambiental: às vezes denominados de minerais *verdes* (como bentonita, atapulgita, zeólitas, vermiculita etc.), têm sua utilização (na sua forma

natural ou modificados) no tratamento de efluentes, na adsorção de metais pesados e espécies orgânicas, ou como dessulfurantes de gases (calcário).

Gemas ou pedras preciosas: diamante, esmeralda, safira, turmalina, topázio, águas marinhas etc.

Águas minerais e subterrâneas.

Minerais Energéticos

Radioativos: urânio e tório.

Combustíveis fósseis: petróleo, turfa, linhito, carvão, antracito, que não sendo minerais no sentido técnico (não são cristalinos e nem de composição inorgânica) são estudados pela geologia e extraídos por mineração.

NECESSIDADE DE BENEFICIAMENTO

Freqüentemente, um bem mineral não pode ser utilizado tal como é lavrado. Quando o aproveitamento de um bem mineral vai desde a concentração até a extração do metal, a primeira operação traz vantagens econômicas à metalurgia, devido ao descarte de massa (rejeito), alcançado na etapa de concentração. Exemplo: um minério de scheelita, com teor de 0,35 WO_3 não pode ser utilizado economicamente na metalurgia extrativa. Isto só é possível após concentração gravítica (jig, mesa) ou por flotação, até a obtenção de concentrados com cerca de 70% WO_3 .

Por outro lado, nem sempre é possível concentrar o minério, como é o caso das lateritas níquelíferas de Goiás, onde o seu aproveitamento só é viável partindo-se direto para a extração do metal por hidrometalurgia. Isto é devido à distribuição do níquel na rede cristalina dos minerais de ganga e, além do mais, sem nenhuma preferência por determinado mineral, impedindo assim uma concentração.

Outrossim, pode ser interessante economicamente não chegar ao elemento útil, mas a um produto intermediário. Uma rota alternativa de processamento para as lateritas níquelíferas é o processo pirometalúrgico que leva ao ferroníquel, em vez de ao níquel metálico. Este processo consiste numa calcinação seguida de redução em forno elétrico.

FINALIDADE ECONÔMICA E SOCIAL

O tratamento de minérios, apesar de ser essencialmente técnico em suas aplicações práticas, não pode desprezar o conceito econômico.

É impossível, na prática, obter uma separação completa dos constituintes minerais. Sabe-se, como regra geral, que quanto maior o teor dos concentrados, maiores são as perdas, ou seja, mais baixas são as recuperações. Como a obtenção de teores mais altos e melhores recuperações normalmente implica num aumento de custo do tratamento, para a obtenção de maiores lucros esses vários itens devem ser devidamente balanceados. Deve-se sempre ter em mente que os custos decorrentes de uma etapa adicional de tratamento de um determinado bem mineral não devem ser maiores do que a agregação de valor ao produto assim obtido, salvo em situações especiais (em caso de guerra, por exemplo).

O beneficiamento de minério, como toda e qualquer atividade industrial, está dirigido para o lucro. Há porém um conceito social que não pode ser desprezado, qual seja, o princípio da conservação dos recursos minerais, por se tratar de bens não renováveis. As reservas dos bens minerais conhecidos são limitadas e não se deve permitir o seu aproveitamento predatório, pois o maior lucro obtido, em menor prazo possível, dificilmente estará subordinado aos interesses sociais. Diz-se, a respeito, em contraposição à agricultura, que “minério só dá uma safra”.

MEIO AMBIENTE

Hoje, o aproveitamento dos recursos minerais deve estar comprometido com os requisitos do conceito de desenvolvimento sustentável (*satisfazer as necessidades do presente sem prejudicar as futuras gerações*); isso implica, entre outros fatores, no aproveitamento racional dos recursos naturais, preservando-se o meio ambiente.

Na década de setenta, com o surgimento dos movimentos ambientalistas, exigências mais rígidas para abertura de novas minas fizeram-se necessárias, adotando-se, então, o Estudo de Impacto Ambiental- EIA e o Relatório de Impacto Ambiental- RIMA também para a mineração. Logo a seguir, surgiu o conceito de desativação de mina que passou a ser uma exigência já prevista no próprio projeto de lavra, vindo a se constituir em importante instrumento para se introduzir tecnologias de prevenção da poluição.

O tratamento de minérios não chega a ser uma fonte de grande contaminação ambiental, em comparação com outras atividades industriais e com a agricultura, porém, é inegável que o descarte dos rejeitos das usinas de beneficiamento poderá eventualmente resultar num apreciável fator de poluição.

Há uma pressão crescente para que os rejeitos, ao invés de danificarem os terrenos, sejam usados, por exemplo, para preenchimentos de minas (*back-fill*), visando a restauração das áreas mineradas, ou que sejam cuidadosamente dispostos. A questão da água também é seriamente observada na maioria dos países, sendo significativa a recuperação e reciclagem da água de processo nas grandes minerações, prática esta que tende a se intensificar no Brasil nas pequenas e médias empresas. O início recente de cobrança da água aos usuários, inclusive às minerações, pela captação dos recursos hídricos, deverá acelerar a adoção de gestão mais racional dos recursos hídricos.

Vale ressaltar que a crescente tendência mundial de reciclagem de materiais e aproveitamento de resíduos industriais e urbanos tem sido feita com uso intensivo das tecnologias correntes de tratamentos de minérios, ou variantes dessas, objeto dos demais capítulos deste livro. Ou seja, para o processamento ou separação seletiva de quaisquer materiais, a arte do tratamento de minérios dá importante contribuição.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) AGRÍCOLA, De Re Metalica.
- 2) ARBITER, N. *Milling Methods in the Americas*. New York: Gordon & Breach Science Publisher, 1964, p. 6-8.
- 3) ARBITER, N. Mineral Processing - past, present and future. *In: Advances in Mineral Processing* (SOMASUDARAN, P., ed.). Colorado: SME, 1968, p. 3-13.
- 4) FUERSTENAU, M.C. Froth Flotation: The First Ninety Years. *In: Advances in Flotation Technology*. Society for Mining, Metallurg and Exploration. Inc. edited by PAREKH, B. H; MILLER, J. D, p. XI – XXXIII, 1999.
- 5) CLIFFORD, D. Gravity Concentration Mining Magazine, p. 136 – 148, March 1999.
- 6) CONCHA, F. *Fundamentos de las Operaciones Mecanicas*, Departamento de Metalurgia Extrativa, Escuela de Ingenieria, Universidad de Concepcion, 1971, cap. 1.
- 7) DANA, A.J. *Manual de Mineralogia*.
- 8) GAUDIN, A. M. *Principles of Mineral Dressing*. New Delhi: MacGraw-Hill Publishing Company, 1971, Ch. 1.
- 9) GUIMARÃES, J.E.P. O Vulto Humano de Paulo Abib Andery. *In: tratamento de Minérios e Hidrametalurgia*, In Memoriam Prof. Paulo Abib Andery. Publicação do Instituto Tecnológico do Estado de Pernambuco – ITEP, 399 pg, Recife, 1980.
- 10) KITCHENER, J.A. The froth flotation process: past, present and future - in brief. *In: The Scientific Basic of Flotation* (IVES, K.J., ed.). The Hague, Martinus N. Publishers, 1984, p. 3-5.
- 11) KUZWART, M. Prólogo. *In: Rocas y Minerales Industriales de Iberoamérica*. Editores: Benjamin Calvo Perez, Anibal Gajurdo Cubillos e Mario Maia Sanchez, Instituto Tecnológico Geominero de Espanha, p. 436, Ano 2000.
- 12) LUZ, A. B.; DAMASCENO, E. C. Desativação de Minas, Tecnologia Ambiental, Série 14, CETEM, 1996.
- 13) PRYOR, E.J. Mineral Processing (3rd Edition) - London: Elsevier, 1965, Chap. 1.

- 14) SAMPAIO, C.H. e TAVARES, L.M.M. Beneficiamento Gravimétrico. 2004. (no prelo)
- 15) SAMPAIO, J. A., LUZ, A. B. , LINS, F. F. Usinas de Beneficiamneto de Minérios do Brasil, Publicação do CETEM, 2001.
- 16) TRAJANO, R.B. Princípios de Tratamento de Minérios. 1966.
- 17) WINTER, A.R. e SELVAGGI, J.A. Large scale superconducting separator for kaolin processing. Chemical Engineering Progress, p. 36-49, Jan. 1990.
- 18) YUSUPOV, T.S.; HEEGEN, H.; SHUMSKAYA, L.G. Beneficiation and Mechanical – Chemical Alteration of Natural Zeolites. In: Proceeding of the XXI International Mineral Processing Congress, P.Ai44 – P.Ai51, Volume A, Rome Italy, July 2000.

*Amostragem***Maria Alice C. de Góes**

Eng.^a Metalúrgica/PUC-RIO, Doutora em Ciências em
Engenharia Metalúrgica e de Materiais/UFRJ,
Analista em Ciência e Tecnologia do CETEM/MCT

Adão Benvindo da Luz

Eng.^o de Minas/UFPE, Mestre e Doutor em
Engenharia Mineral/EPUSP,
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

Mario Valente Possa

Eng.^o de Minas/UFRGS, Mestre e Doutor em
Engenharia Mineral/EPUSP,
Tecnologista do CETEM/MCT

INTRODUÇÃO

O processo de amostragem consiste na retirada de quantidades moduladas de material (incrementos) de um todo que se deseja amostrar, para a composição da amostra primária ou global, de tal forma que esta seja representativa do todo amostrado.

Em seguida, a amostra primária é submetida a uma série de etapas de preparação que envolvem operações de cominuição, homogeneização e quarteamento, até a obtenção da amostra final, com massa e granulometria adequadas para a realização de ensaios (químicos, físicos, mineralógicos etc).

Cabe ressaltar que a representatividade referida é válida para a(s) característica(s) de interesse (densidade, teor, umidade, distribuição granulométrica, constituintes minerais etc) definida(s) *a priori*. E, ainda, que todos os cuidados devem ser tomados para que essa representatividade não se perca, quando da preparação da amostra primária.

Amostragem é, portanto, um processo de seleção e inferência, uma vez que a partir do conhecimento de uma parte, procura-se tirar conclusões sobre o todo. A diferença entre o valor de uma dada característica de interesse no lote e a estimativa desta característica na amostra é chamada erro de amostragem.

A importância da amostragem é ressaltada, principalmente, quando entram em jogo a avaliação de depósitos minerais, o controle de processos e a comercialização de produtos. Ressalte-se que uma amostragem mal conduzida pode resultar em prejuízos vultosos ou em distorções de resultados com conseqüências técnicas imprevisíveis. A amostragem é, sem dúvida, uma das operações mais complexas e passíveis de introduzir erros, deparadas pelas indústrias da mineração e metalurgia.

Uma “boa amostragem” não é obtida tendo-se como base apenas o juízo de valor e a experiência prática do operador. O emprego da teoria da amostragem, ou seja, o estudo dos vários tipos de erros que podem ocorrer durante a sua execução, é imprescindível.

CONCEITUAÇÃO^(1,2)

Da Amostragem

Amostra

Amostra é uma quantidade representativa do todo que se deseja amostrar.

O método de retirada da amostra deve garantir que ela seja representativa deste todo, no que diz respeito à(s) característica(s) de interesse.

Incremento

Incremento é uma quantidade modular de material retirada do todo que se deseja amostrar, para composição de uma amostra.

Lote

Lote é uma quantidade finita de material separada para uma utilização específica.

Amostra Primária ou Global

A amostra primária ou global é a quantidade de material resultante da etapa de amostragem propriamente dita.

Amostra Final

A amostra final é uma quantidade de material, resultante das etapas de preparação da amostra primária, que possui massa e granulometria adequadas para a realização de ensaios (químicos, físicos, mineralógicos etc).

Amostragem

É uma seqüência de estágios de preparação (britagem, moagem, secagem, homogeneização, transferência etc) e estágios de amostragem propriamente dita (redução da massa de material), ambos suscetíveis a alteração do teor da característica de interesse e, portanto, à geração de erros de preparação e erros de amostragem.

Do Erro Total de Amostragem (E_a) - Segundo Pierre Gy

O erro total de amostragem é o somatório do erro de amostragem propriamente dita (E_{ap}) e do erro de preparação da amostra primária (E_p), para obtenção da amostra final.

$$E_a = E_{ap} + E_p$$

Erro de Amostragem (E_{ap})

O erro de amostragem propriamente dita é o somatório de sete erros independentes, resultantes do processo de seleção da amostra primária, e provenientes, principalmente, da variabilidade do material que está sendo amostrado.

$$E_{ap} = E_{a1} + E_{a2} + E_{a3} + E_{a4} + E_{a5} + E_{a6} + E_{a7} ,$$

onde:

E_{a1} = erro de ponderação, resultante da não uniformidade da densidade ou da vazão do material;

E_{a2} = erro de integração - termo regional, resultante da heterogeneidade de distribuição das partículas, a longo prazo, no material;

E_{a3} = erro de periodicidade, resultante de eventuais variações periódicas da característica de interesse no material;

E_{a4} = erro fundamental, resultante da heterogeneidade de constituição do material. Depende fundamentalmente da massa da amostra e, em menor instância, do material amostrado. É o erro que se comete quando a amostragem é realizada em condições ideais;

E_{a5} = erro de segregação, resultante da heterogeneidade de distribuição localizada do material;

E_{a6} = erro de delimitação, resultante da eventual configuração incorreta da delimitação da dimensão dos incrementos; e

E_{a7} = erro de extração, resultante da operação de tomada dos incrementos.

Erro de Preparação (E_p)

O erro de preparação é o somatório de cinco erros independentes, provenientes das operações de redução de granulometria, homogeneização e quarteamento a que a amostra primária é submetida.

$$E_p = E_{p1} + E_{p2} + E_{p3} + E_{p4} + E_{p5} ,$$

onde:

E_{p1} = perda de partículas pertencentes à amostra;

E_{p2} = contaminação da amostra por material estranho;

E_{p3} = alteração não intencional da característica de interesse a ser medida na amostra final;

E_{p4} = erros não intencionais do operador (como a mistura de subamostras provenientes de diferentes amostras); e

E_{p5} = alteração intencional da característica de interesse a ser medida na amostra final.

Os erros E_{a1} , E_{a2} , E_{a3} , E_{a4} e E_{a5} podem ser definidos quantitativamente. Suas médias e variâncias podem ser estimadas a partir de resultados de experimentos variográficos (3).

Os erros E_{a6} , E_{a7} e E_p não podem ser estimados experimentalmente. Todavia, é possível minimizá-los e, em alguns casos, eliminá-los, evitando assim os erros sistemáticos indesejáveis.

Da Heterogeneidade de Constituição e de Distribuição

Heterogeneidade de Constituição

É uma propriedade intrínseca e inalterável do lote de material. Os seus elementos constitutivos (fragmentos que o compõem) não são idênticos entre si. Assim, a homogeneização ou a segregação não produzem modificações no material.

Heterogeneidade de Distribuição

É uma propriedade relacionada com a forma pela qual se distribuem os fragmentos ao longo de todo o lote de material. Ao se tomar em volumes correntes de material de diferentes pontos do lote, não é encontrada uma composição média constante. A homogeneização, do lote, mediante manuseio adequado, tende a diminuir a heterogeneidade de distribuição. O caso contrário ocorre quando há segregação.

ELABORAÇÃO DO PLANO DE AMOSTRAGEM⁽¹⁾

Antes de um material ser amostrado, faz-se necessário definir as características principais do plano de amostragem, tendo como base o objetivo da amostragem e o conhecimento anterior sobre o assunto.

Características Principais de um Plano de Amostragem

A Precisão Requerida

Em geral, quanto maior a precisão requerida, maior o custo envolvido. Erros de amostragem e de análise existem sempre, devendo ser balanceados entre si em relação ao valor intrínseco do material, bem como em relação ao custo proveniente da consequência dos erros.

O Método de Retirada da Amostra Primária

A experiência normalmente determina a técnica de retirada de amostra. Entretanto, algum trabalho experimental pode ser necessário para a determinação do método de amostragem.

A maneira pela qual os incrementos são selecionados para a composição da amostra primária depende principalmente do tipo de material, de como ele é transportado e também do objetivo da amostragem.

Cabe ressaltar que o método de amostragem deve ser definido antes de se estabelecer a massa da amostra primária.

Alguns tipos de amostragem são apresentados a seguir.

Amostragem Aleatória

É normalmente utilizada quando se dispõe de pouca informação sobre o material a ser amostrado. Nela, os incrementos são escolhidos de maneira fortuita, fazendo, dessa maneira, com que todas as partes do material possuam a mesma probabilidade de serem selecionados.

Na realidade, a amostra verdadeiramente aleatória é de difícil obtenção, dando vez, na prática, uma amostra sistemática, já que o operador, com o propósito de cobrir todas as partes do material a ser amostrado, o subdivide grosseiramente em áreas iguais, nas quais seleciona incrementos.

Amostragem Sistemática

É aquela onde os incrementos são coletados a intervalos regulares, definidos *a priori*.

Deve-se ter em mente a possibilidade de existência de ciclos de variação do parâmetro de interesse e desses ciclos coincidirem com os períodos de retiradas dos incrementos; neste caso não se recomenda a utilização da amostragem sistemática.

Por outro lado, se a ordem de retirada dos incrementos não tiver qualquer relacionamento com os ciclos de variação do parâmetro de interesse, então a amostragem sistemática terá efeitos equivalentes à amostragem aleatória, podendo ser usada sem restrições.

Amostragem Estratificada

É uma extensão da amostragem sistemática, envolvendo a divisão do material em grupos distinguíveis segundo características próprias. Esses são normalmente amostrados proporcionalmente a seus pesos. Podem ser citados como exemplos: amostragem de material em vagões, caminhões ou *containers*, material em polpa onde ocorra sedimentação e não seja possível a homogeneização, amostragem de minério vindo de diferentes frentes de lavra etc.

O Tamanho da Amostra Primária

É função do tipo de material, granulometria, teor do elemento de interesse e precisão desejada.

É determinado estabelecendo-se, inicialmente, a dimensão do incremento e o número de incrementos a serem retirados.

A dimensão do incremento de amostragem é definida pelo tipo de equipamento utilizado para a retirada da amostra primária e pela granulometria do material. O incremento deve ser suficientemente grande para que uma porção representativa de grossos e finos seja retirada em uma única operação.

Definida a técnica de amostragem, faz-se necessário estimar a variabilidade do material; caso esta não seja conhecida faz-se através de ensaios exploratórios.

Nesse caso, n_t incrementos são retirados para ensaio, sendo individualmente preparados e analisados quanto ao parâmetro de interesse. Supondo-se não significativos os erros provenientes das etapas de preparação e análise, a estimativa da variabilidade do material, pode ser obtida por:

$$S_t = \sqrt{\frac{\sum (x_i - \bar{x})^2}{(n_t - 1)}} \quad [2.1]$$

onde:

S_t = estimativa da variabilidade do material a partir de n_t ensaios exploratórios, expressa como desvio padrão;

x_i = valor atribuído ao parâmetro de interesse no incremento individual i ;

\bar{x} = média dos valores de x_i e

n_t = número de incrementos para ensaios exploratórios.

Cabe ressaltar que estamos supondo que os valores para o parâmetro de interesse, no material a ser amostrado, se distribuem segundo uma distribuição normal (distribuição de Gauss), com média μ e desvio-padrão σ .

Como n_t é um número limitado de incrementos selecionados para ensaio, S_t é apenas uma estimativa da variabilidade verdadeira do material σ . E, portanto, quanto maior o número de incrementos, mais S_t se aproxima de σ .

Se for retirada uma amostra primária composta por n incrementos, o erro total de amostragem ¹ é dado por (Anexo I):

$$E_a = \pm t_{(n_t-1; \alpha/2)} \frac{S_t}{\sqrt{n}} \quad [2.2]$$

onde:

S_t = estimativa da variabilidade do material a partir de n_t ensaios exploratórios, expressa como desvio padrão;

$t_{(n_t-1; \alpha/2)}$ = t-Student para $(n_t - 1)$ graus de liberdade e um nível de confiança $(1 - \alpha)$ (Tabela 2.1 do Anexo II) e

n = número de incrementos retirados para compor a amostra primária.

¹Nesse caso, o erro total de amostragem corresponde ao erro fundamental pois são considerados não significativos os demais erros existentes.

Neste caso, estamos supondo que a amostra primária é muito pequena em relação ao universo a ser amostrado, que é o caso mais usual no tratamento de minérios.

O Anexo III apresenta um exemplo de determinação do número de incrementos de amostragem para compor uma amostra primária, dado o erro de amostragem requerido.

Tratamento da Amostra Primária

A amostra primária é submetida a uma série de etapas de preparação que envolvem operações de redução de tamanho, homogeneização e quarteamento, até a obtenção da amostra final, com massa (maior ou igual a massa mínima requerida para ser representativa) e granulometria adequadas à realização de ensaios e/ou análises (Tabela 2.2 do Anexo V).

Avaliação do Plano de Amostragem

É recomendável pôr em prática alguns procedimentos de avaliação do plano de amostragem, como por exemplo a introdução de pontos de inspeção intermediários, para verificar a sua conformidade ao que foi planejado. Isso poderá reduzir, ou mesmo eliminar, possíveis erros ocorridos durante o processo, tais como troca de amostras por etiquetagem indevida, contaminação etc.

DETERMINAÇÃO DA MASSA MÍNIMA DE AMOSTRA^(1, 4, 5)

Amostra com Disponibilidade de Informações

A metodologia para o cálculo do tamanho da amostra primária baseia-se em ensaios exploratórios para a determinação da variabilidade do material. Essa abordagem pode não ser adequada, caso a variabilidade não siga uma distribuição de Gauss. A principal desvantagem dessa abordagem é a necessidade de realização de experimentos preliminares. Além disso, nenhuma informação pode ser deduzida para as etapas de preparação da amostra primária.

Várias teorias têm sido desenvolvidas com o objetivo de pré-determinar a massa mínima de amostra para uma dada granulometria e um dado erro. Sob certas circunstâncias, a massa da amostra primária pode também ser calculada.

Em geral, as teorias mais simples fazem uma estimativa pessimista e implicam em amostras desnecessariamente grandes. Uma sofisticação adicional, normalmente resulta numa teoria que requer uma grande quantidade de informações de difícil ou impossível obtenção.

A abordagem teórica desenvolvida pelo engenheiro francês Pierre Gy se destaca pela sua utilidade prática. Além de ser capaz de descrever várias características complexas de uma situação prática de amostragem, aproximações empíricas permitem que seja usada com facilidade.

Teoria de Pierre Gy

A teoria de Pierre Gy supõe que o material a ser amostrado esteja inteiramente homogeneizado e que não existam erros inerentes às ferramentas de amostragem ou equipamento de cominuição, e, além disso, que partículas individuais possam ser selecionadas com igual probabilidade. Portanto, o erro total de amostragem passa a constituir-se no erro fundamental.

A equação geral é dada por:

$$S_a = \sqrt{d^3 \cdot Q \cdot \left(\frac{1}{w} - \frac{1}{W} \right) \cdot l \cdot f \cdot h} \quad [2.3]$$

onde:

S_a = estimativa do erro total de amostragem expresso como desvio-padrão;

d = diâmetro máximo das partículas no material a ser amostrado; normalmente aproximado pela abertura de peneira, em centímetros, que retém 5% do material;

Q = fator de composição mineralógica, em g/cm^3 ;

w = massa mínima da amostra, em gramas;

W = massa do material a amostrar, em gramas;

l = fator de liberação do mineral, adimensional;

f = fator de forma das partículas, adimensional e

h = fator de distribuição de tamanho das partículas, adimensional.

Para um dado minério em uma dada granulometria, os fatores Q , l , f e h podem ser reunidos em um único fator, de valor constante, $C = Q \cdot l \cdot f \cdot h$, ficando a equação igual a:

$$S_a = \sqrt{d^3 \cdot \left(\frac{1}{w} - \frac{1}{W} \right) C} \quad [2.4]$$

Quando a massa do material a ser amostrada (W) é muito grande, pode-se considerar que a razão $\frac{1}{W}$ tende a zero. Assim, tem-se:

$$S_a = \sqrt{\frac{d^3 C}{W}} \quad [2.5]$$

O Anexo IV apresenta um exemplo de determinação da massa mínima de amostra com disponibilidade de informações, utilizando a teoria de Pierre Gy.

Fator de Composição Mineralógica (Q)

O fator Q é o produto da média ponderada dos pesos específicos das partículas e os teores do mineral de interesse (x) e ganga ($100 - x$).

O fator de composição mineralógica, definido abaixo, é calculado de tal forma que o erro total de amostragem possa ser expresso em termos absolutos (isto é, percentagem do mineral de interesse na amostra).

$$Q = x(100 - x)\rho = x(100 - x) \left[\frac{x}{100} \rho_A + \frac{(100 - x)}{100} \rho_B \right] \quad [2.6]$$

onde:

ρ = média ponderada dos pesos específicos de todas as partículas, em g/cm^3 ;

x = teor do mineral de interesse na amostra, em decimal;

ρ_A = peso específico do mineral de interesse, em g/cm^3 ;

ρ_B = peso específico da ganga, em g/cm^3 .

Fator de Liberação do Mineral (I)

O fator I está relacionado com o grau de liberação do mineral de interesse. A cominuição pode aumentar o valor de I até alcançar o seu valor máximo, $I = 1$, o qual é encontrado quando o mineral de interesse está completamente liberado. A partir da definição, I pode variar de zero a 1, mas para todas as situações práticas nunca se deve usar $I < 0,03$. O fator I deve ser estimado pelas seguintes fórmulas:

se $d \leq d_0$: $l = 1$,

se $d > d_0$: $l = \sqrt{\frac{d_0}{d}}$,

onde:

d = diâmetro máximo das partículas no material, em centímetros;

d_0 = diâmetro máximo das partículas que assegure uma completa liberação do mineral de interesse, em centímetros.

O parâmetro d_0 pode ser estimado através de microscopia óptica.

A determinação do valor de l , como apresentado acima, não está baseada em considerações científicas, mas sim em estudos práticos realizados em inúmeros minérios.

Fator de Forma das Partículas (f)

As partículas possuem formas irregulares e podem tender mais a esféricas do que a cúbicas. Entretanto alguns minerais durante a cominuição, podem ser liberados como placas ou agulhas e, nesses casos, a análise granulométrica por peneiramento irá indicar, inadequadamente, um valor alto para o tamanho de partícula. A aplicação de um método⁽⁶⁾ para estimar o fator de forma em inúmeros materiais, mostrou que na prática f pode ser considerado como uma constante.

$f = 0,5$.

Fator de Distribuição do Tamanho das Partículas (h)

É prática usual referir o tamanho (d_{95}) das partículas pela abertura da peneira que retém 5% do material. Assim, apenas as partículas de maior tamanho na distribuição são utilizadas no cálculo de erro de amostragem, desprezando-se as partículas menores. Como S_a^2 é proporcional a d^3 , as partículas maiores levam a estimativas pessimistas e implicam amostras desnecessariamente grandes.

Portanto, recomenda-se:

$h = 0,25$ para minérios que tenham sido cominuídos para passar numa dada abertura de peneira e

$h = 0,5$ caso os finos tenham sido removidos utilizando-se a peneira seguinte da série, isto é, para minérios com granulometria compreendida entre duas peneiras sucessivas da mesma série.

Aplicação da Teoria de Pierre Gy para Minérios de Ouro⁽⁴⁾

A amostragem de minérios de ouro é difícil quando comparado com outros minérios. Isto, devido às suas características, tais como: baixo teor, diferença muito grande de densidade entre o ouro e a ganga, ocorrência na forma de pepita ("efeito pepita") etc.

Quando as partículas de ouro não estão liberadas, aplica-se a equação geral de Pierre Gy⁽³⁾ para obtenção de massa mínima da amostra. No entanto, deve ser realizado um estudo minucioso para a determinação do fator de liberação (l).

No caso das partículas estarem liberadas, os fatores Q, l, f e h da equação geral (2.3) são obtidos por:

Fator de Composição Mineralógica (Q)

$$Q = \frac{a}{b}$$

onde:

a = peso específico do ouro, $19,3 \text{ g/cm}^3$ e

b = teor de ouro, em decimal.

Fator de Liberação do Mineral (l)

$$l = \sqrt{\frac{e}{d}}$$

onde:

e = diâmetro máximo da partícula de ouro, em centímetros e

d = abertura da peneira que retém 5% do material, em centímetros.

Fator de Forma das Partículas (f)⁽⁶⁾

O fator f pode variar entre 0,5 (quando a forma da partícula é esferoidal) e 0,2 (quando as partículas são achatadas ou alongadas).

Fator de Distribuição do Tamanho das Partículas (h)⁽³⁾

Atribui-se o valor $h = 0,2$.

Amostra com Poucas Informações

Esse caso é o mais freqüente, principalmente em trabalhos de campo e de laboratório, onde ainda não se dispõem, ou até mesmo não se justifica, a busca das informações para aplicação da teoria de Pierre Gy. Nessas circunstâncias, sugere-se a utilização da Tabela de Richards⁽⁷⁾ (Tabela 2.2), como pode ser visto em exemplo no Anexo V.

TÉCNICAS DE AMOSTRAGEM^(8,9,10,11,12)

O estudo dessas técnicas tem por objetivo minimizar os erros cometidos nas etapas de amostragem propriamente dita e de preparação da amostra primária.

Erros

Os erros mais comuns praticados na preparação de amostra são exemplificados a seguir:

- a) perda de partículas pertencentes à amostra, como por exemplo o material retido nos amostradores;
- b) contaminação da amostra na preparação, por material estranho, como por exemplo, o resultante do desgaste dos instrumentos/equipamentos utilizados, da não limpeza prévia dos mesmos (ferrugem, minério estranho, poeira etc). Quando a contaminação por ferro na amostra é crítica, utiliza-se gral de ágata ou moinho com discos ou bolas de porcelana;
- c) alteração de uma característica a ser analisada, como por exemplo, quando o parâmetro de interesse é a umidade, e o operador deixa a amostra exposta a uma fonte de calor ou de umidade;

- d) erros não intencionais do operador, como misturar sub-amostras de diferentes amostras, etiquetar erradamente etc e
- e) erros intencionais, como alterar o teor ou outro parâmetro importante ("salgar" a amostra).

O erro fundamental é o único erro que não pode ser evitado, pois teoricamente a massa ideal da amostra seria aquela que englobasse todo o seu universo. Para que se possa trabalhar com uma amostra de massa menor, normalmente é necessário diminuir a sua granulometria. De uma maneira geral, a redução da granulometria pode ser realizada como segue:

- a) até cerca de 50,8mm, utilizam-se britadores de mandíbulas;
- b) de 50,8mm até 1,2mm, britadores cônicos ou de rolos e
- c) abaixo de 1,2mm, moinho de barras ou bolas, moinho de discos, pulverizadores ou trituradores manuais (gral).

O erro de segregação é observado principalmente em silos e pilhas, onde as partículas maiores e/ou mais densas tendem a estratificar-se. Esse erro é minimizado através da homogeneização do material a ser amostrado e da diminuição da dimensão dos incrementos e conseqüente aumento do número de incrementos que compõem a amostra.

A amostragem em usinas de beneficiamento piloto e/ou industrial é feita a partir da tomada de incrementos e está sujeita a todos os tipos de erros já apresentados (item "**Do Erro Total de Amostragem**").

Quanto maior o número de incrementos, menor o erro total cometido. O número mínimo de incrementos está relacionado à massa mínima necessária para formar a amostra primária.

A tomada de incrementos do minério em fluxo é realizada em intervalos iguais de tempo, quando a vazão e o(s) parâmetro(s) de interesse do minério são constantes. Caso a vazão não seja constante, o incremento é coletado em função de uma certa quantidade de massa acumulada ao longo do tempo, e é efetivada aleatoriamente quando há variações periódicas de vazão e de parâmetro(s) de interesse do minério.

Quando o plano de amostragem estabelecer que determinados pontos na usina sejam amostrados num mesmo momento, é aconselhável o uso de amostradores automáticos. Não sendo possível a tomada simultânea, é recomendável que ela seja realizada em sentido inverso ao do fluxo, para que não haja alteração das características das amostras devido à retirada de material a montante.

Na tomada de incrementos utilizam-se amostradores, que são classificados segundo sua trajetória, retilínea ou circular.

Amostradores

Os amostradores com trajetória retilínea, os mais comuns, devem ter arestas retas, paralelas, simétricas em relação ao seu eixo e de espessura constante.

O amostrador corta o fluxo de minério e coleta um incremento para compor uma amostra (Figura 2.1).

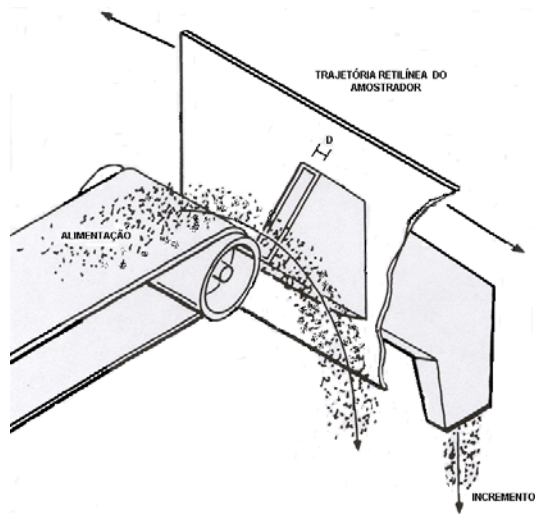


Figura 2.1 - Amostrador com trajetória retilínea.

A distância D , em milímetros, entre as arestas deve ser sempre maior que D_0 sendo:

$$D_0 = 3d \text{ quando } d > 3\text{mm} \text{ (} d = \text{diâmetro da maior partícula em mm);}$$

$$D_0 = 10\text{mm quando } d \leq 3\text{mm.}$$

A velocidade v (em mm/s) do amostrador deve ser menor que a relação $400D/\sqrt{D_0}$.

A massa M_i do incremento que compõe a amostra pode ser calculada pela expressão:

$$M_i = \frac{VD}{\sqrt{V}} \quad [2.7]$$

onde:

V = vazão do fluxo em unidade de massa/segundo.

Os amostradores com trajetória circular (Figura 2.2) possuem aberturas radiais que cortam o fluxo de minério, coletando um incremento para a composição de uma amostra.



Figura 2.2 - Amostrador com trajetória circular.

Tanto os amostradores com trajetória retilínea como circular, deverão mover-se perpendicularmente ao eixo do fluxo, através da seção total do fluxo com velocidade constante, e ter um volume pelo menos três vezes maior que o volume do incremento da amostra, para evitar derramamento.

Homogeneização e Quarteamento

Todas as etapas de preparação, devem ser feitas observando-se técnicas de homogeneização e quarteamento. Para isso, utilizam-se pilhas e/ou equipamentos auxiliares.

Pilhas

As pilhas mais empregadas são as dos tipos cônica e alongada (tronco de pirâmide).

Na própria preparação de uma pilha cônica, obtém-se uma boa homogeneização do material. A seguir, divide-se a mesma em quatro setores iguais (Figura 2.3A). O quarteamento é feito formando-se duas novas pilhas (Figura 2.3B). Caso seja necessário dividir ainda mais a amostra, toma-se uma destas pilhas e repete-se a operação.

A pilha alongada é a mais indicada tanto em laboratório, como para grandes quantidades de minério. A preparação desse tipo de pilha é feita dividindo-se o lote inicial em quatro regiões aproximadamente iguais (Figura 2.4A). Em seguida, atribui-se a uma pessoa ou grupo de pessoas (A) a responsabilidade da retirada do minério, alternadamente, de quartos opostos (1 e 3); outra pessoa ou grupo de pessoas (B) serão responsáveis pelos outros quartos (2 e 4).

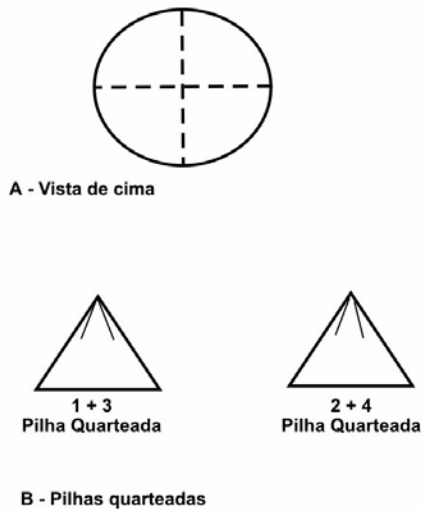


Figura 2.3 - Pilhas cônicas.

Forma-se a seguir uma pilha com a forma de tronco de pirâmide (Figura 2.4B), com uma das pessoas ou grupo (A) colocando sucessivas porções por pá ou equipamento adequado (Figura 2.5), num dado sentido; e a (o) outra (o), (B) no sentido oposto.

Deve-se ter o cuidado para que a quantidade de minério tomado do lote inicial seja suficiente para descarregar ao longo de toda a pilha, a velocidade constante. O material constituinte das extremidades (partes 1 e 10 na Figura 2.4B) deve ser retomado, sendo distribuído novamente ao longo da pilha.

Divide-se a pilha ao meio no sentido longitudinal e, posteriormente, em partes iguais em seu sentido transversal. A espessura de cada seção transversal deve estar relacionada com a largura da pá ou instrumento que será utilizado para a remoção do minério (incremento).

O quarteamento é feito formando-se duas pilhas cônicas, tomando-se para uma, as porções de índices ímpares e para outra, as de índices pares. Caso seja necessário, repete-se a operação com uma das pilhas cônicas.

Para pequenas quantidades de amostras, da ordem de quilogramas, a formação da pilha é realizada distribuindo-se o minério, a velocidade constante (manualmente ou com equipamento adequado), ao longo de toda pilha, num dado sentido e no sentido oposto. O quarteamento é feito seguindo a mesma metodologia descrita anteriormente.

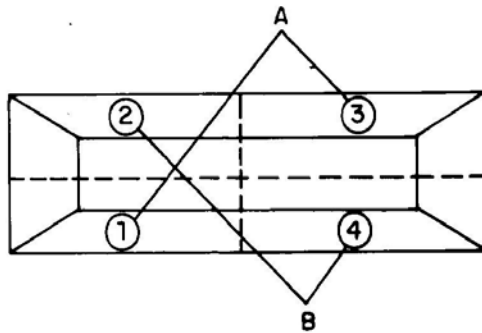


Figura 2.4A - Lote inicial de minério.

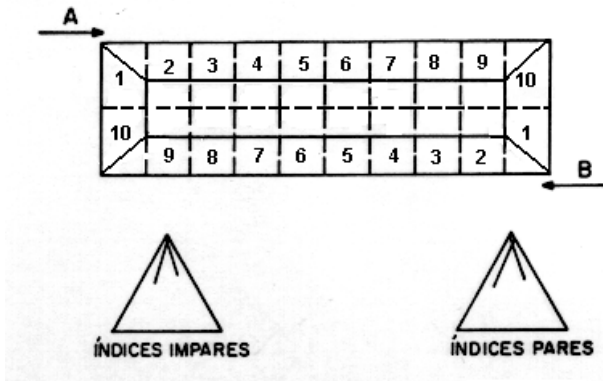


Figura 2.4B - Pilha alongada (tronco de pirâmide).

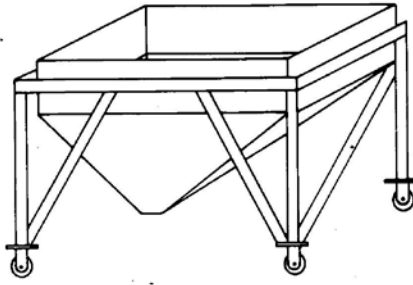


Figura 2.5 - Equipamento de distribuição de minério na pilha.

Haverá casos em que cada seção transversal poderá constituir-se em uma amostra final. Para isso, a massa de cada seção deverá ter uma massa mínima calculada pela equação Pierre Gy (equação (2.3)) ou Tabela de Richards (Tabela 2.2 do Anexo IV).

Quarteador Jones

Esse equipamento (Figura 2.6) é constituído por uma série de calhas inclinadas, ora para um lado ora para o outro. Quanto maior o número de calhas mais confiáveis são as amostras obtidas. As calhas devem ser de aço inoxidável, com uma inclinação $> 45^\circ$ e não devem possuir ângulos vivos. O número de calhas deve ser par e todas devem ter a mesma largura, maior que $2d + 5 \text{ mm}$ (d = diâmetro da maior partícula).

O operador deve colocar a amostra a ser quarteada sobre o quarteador, de maneira lenta e contínua, para evitar a obstrução das calhas e a emissão de partículas. Isso pode ser executado com uma pá cuja dimensão seja a mesma da seção longitudinal do quarteador ou com um terceiro recipiente coletor da amostra. É necessário que a amostra a ser quarteada esteja praticamente seca. Para obtenção de amostras de menor massa, repetir a operação com o material contido em um dos recipientes coletores.

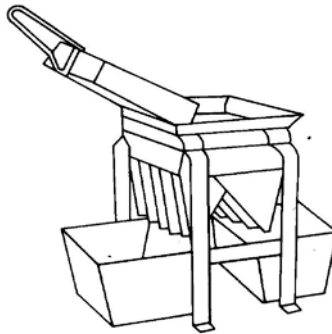
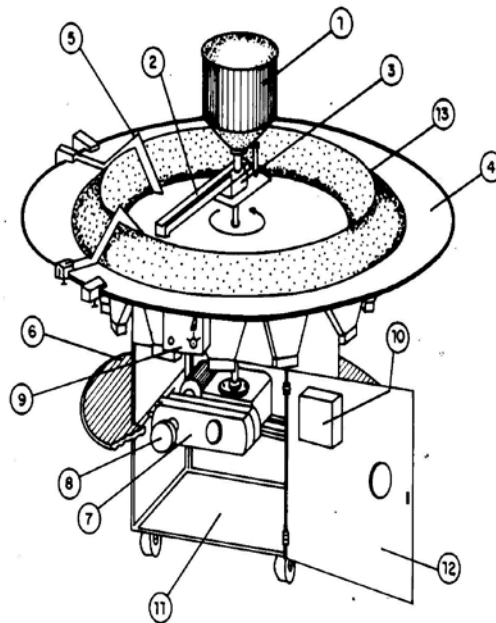


Figura 2.6 - Quarteador Jones.

Mesa Homogeneizadora/Divisora

Esse equipamento consiste de uma calha vibratória, de vazão e altura de descarga variáveis, que descreve trajetória circular, sobre uma mesa, sendo alimentada por um silo e acionada por um motorvariador. A amostra alimentada no silo deve estar seca.

A mesa homogeneizadora e divisora⁽¹¹⁾ (Figura 2.7) proporciona a formação de uma pilha circular de secção triangular cujo diâmetro e altura é controlada por uma calha vibratória com seções articuladas. A seguir, a pilha é dividida por um dispositivo constituído de dois interceptadores triangulares, articulados e reguláveis pelo deslizamento de seu suporte em um aro graduado (menor divisão: 5°), limitado a um ângulo máximo de 45°. Esse aro pode ser colocado em qualquer posição da mesa.

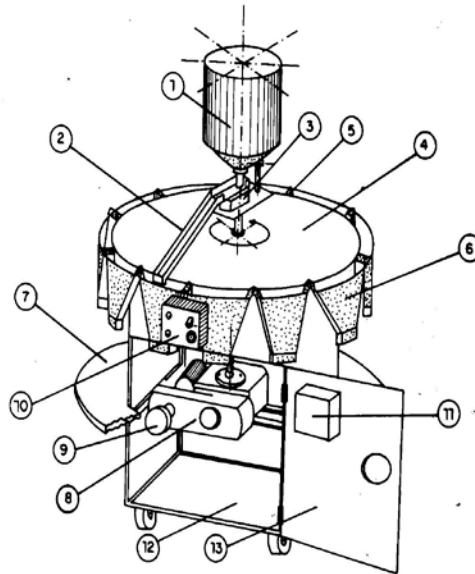


- | | |
|------------------------------|---------------------------------|
| 1 - SILO ALIMENTADOR | 8 - CONTROLADOR DE ROTAÇÃO |
| 2 - CALHA VIBRATÓRIA | 9 - QUADRO DE COMANDO |
| 3 - VIBRADOR ELETROMAGNÉTICO | 10 - QUADRO DE PROTEÇÃO |
| 4 - MESA HOMOGENEIZADORA | 11 - ESTRUTURA COM RODÍZIOS |
| 5 - DIVISOR DE PILHAS | 12 - PORTA PARA MANUTENÇÃO |
| 6 - MESA SUPORTE | 13 - PILHA COM SEÇÃO TRIANGULAR |
| 7 - MOTOVARIADOR | |

Fonte: NUCLEBRÁS

Figura 2.7 - Mesa homogeneizadora e divisora.

Na mesa divisora⁽¹¹⁾ (Figura 2.8) o quarteamento é efetivado através da distribuição do material contido no silo ao longo de um conjunto de calhas coletoras. A velocidade de rotação da calha vibratória e a quantidade de material no silo devem ser determinadas de forma a assegurar que em todas as calhas coletoras haja a mesma quantidade de amostra.



- | | |
|------------------------------|-----------------------------|
| 1 - SILO ALIMENTADOR | 8 - MOTOVARIADOR |
| 2 - CALHA VIBRATÓRIA | 9 - CONTROLADOR DE ROTAÇÃO |
| 3 - VIBRADOR ELETROMAGNÉTICO | 10 - QUADRO DE COMANDO |
| 4 - MESA DIVISORA | 11 - QUADRO DE PROTEÇÃO |
| 5 - ORIENTADOR DE FLUXO | 12 - ESTRUTURA COM RODÍZIOS |
| 6 - CALHA COLETORA | 13 - PORTA PARA MANUTENÇÃO |
| 7 - MESA SUPORTE | |

Fonte: NUCLEBRÁS

Figura 2.8 - Mesa divisora.

Quarteador de Polpa

O quarteador de polpa (Figura 2.9) é constituído por duas partes principais: um alimentador e um disco giratório contendo um número par de recipientes. O alimentador deve possuir um agitador para manter o material homogêneo e uma válvula de descarga para manter a vazão de polpa constante aos recipientes contidos no disco giratório. Cada recipiente constitui uma fração do quarteamento. Caso se deseje maior massa, juntam-se as amostras dos recipientes diametralmente opostos.

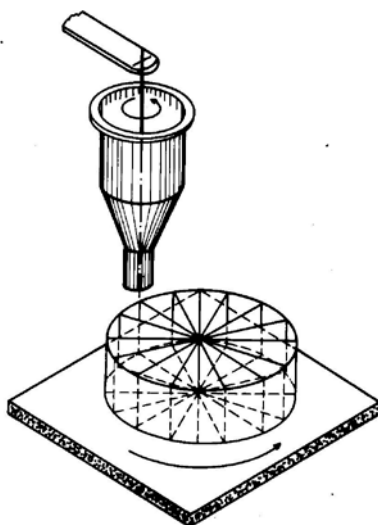


Figura 2.9 - Quarteador de polpa.

AMOSTRA FINAL PARA ENSAIO OU ANÁLISE QUÍMICA

Para uso em laboratório, a granulometria do material é determinada pelo processo, ou pode ser uma das variáveis em estudo. A quantidade de material necessário para o desenvolvimento do trabalho experimental deve ser suficiente para a realização de todos os ensaios. Portanto, a quantidade de material pode ser maior que a massa mínima correspondente a granulometria em questão.

No caso de análises químicas e/ou instrumental, utilizam-se amostras com granulometria na faixa de 147 a 74 μm pois, estatisticamente, amostras com essa granulometria apresentam a maioria dos elementos homoganeamente distribuídos. A essa granulometria, normalmente corresponde uma massa de 50 a 60 g, dependendo do elemento e do material a ser analisado (ver Anexo IV, Tabela 2.2).

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) SMITH, R., JAMES, G.V. The sampling of bulk materials. London: Royal Society of Chemistry, 1981 (Analytical Sciences Monographs, 8).
- 2) MARQUES, J.C. Teoria e prática de amostragem de materiais a granel segundo o formalismo de P. Gy. Técnica, v. 40, n. 451-452, p. 157-201, 1979.
- 3) VALENTE, J.M.G.P. Geomatemática - Lições de geoestatística - Ouro Preto: Fundação Gorceix, 1982. v. 3: Teoria das Variáveis Regionalizadas e Análise Variográfica.
- 4) OTTLEY, D.J. Gy's. Sampling slide rule. Revue de L'Industrie Minerale. St. Etienne. s/d.
- 5) GY, P.M. The sampling of particulate materials: general theory. *In*: SYMPOSIUM ON SAMPLING PRACTICES IN THE MINERAL INDUSTRIES, Sept. 1976, Melbourne. Proceedings.
- 6) GY, P.M.. Sampling of particulate materials theory and practice. Amsterdam: Elsevier, 1982.
- 7) TAGGART, A.F. Handbook of mineral dressing: ore and industrial minerals. New York: John Wiley, Sec. 19, 1945.
- 8) LUZ, A.B., POSSA, M.V. Amostragem para processamento mineral. Rio de Janeiro: CETEM, 1982. (CT-41).
- 9) POSSA, M.V. Amostragem e balanço de massas. *In*: Curso de beneficiamento de minérios para técnicos de nível médio da Serra S/A. Módulo 6, Rio de Janeiro: CETEM, 1986. (CA-09/86).
- 10) GIRODO, A.C. Amostragem de minérios para projetos e operações de instalações de beneficiamento mineral. *In*: ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA, 11., 1985, Natal.
- 11) LUZ, I.L.O.; OLIVEIRA, M.L.M., MESSIAS, C. F. Homogeneizador/Quarteador de minérios: projeto e construção. *In*: ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA, 10, 1984, Belo Horizonte.
- 12) CÂMARA, A.L., COUTINHO, I.C.. Amostragem aplicada a algumas matérias-primas pela Magnesita S/A. Belo Horizonte, 1977. 25p.
- 13) SAMPAIO, J. A. Estudos preliminares de concentração de wolframita. Rio de Janeiro: CETEM/CPRM, 1980. (RT-04/80).
- 14) GOES, M.A.C.; POSSA, M.V.; LUZ, A.B. Amostragem de minérios. Rio de Janeiro: CETEM, 1991, 48 p. (Série Tecnologia Mineral, 49).

ANEXOS

ANEXO I

CONSIDERAÇÕES SOBRE O ERRO DA AMOSTRAGEM

O erro total de amostragem é a diferença entre a média verdadeira μ do parâmetro de interesse no material a ser amostrado e a sua estimativa \bar{X} , com base em amostras desse material.

Supondo que os valores do parâmetro de interesse no material a ser amostrado se distribuem segundo uma distribuição normal (distribuição de Gauss), com média μ e desvio padrão σ , o erro total de amostragem E_a pode ser expresso como:

$$E_a = \pm t_{(kn-1; \alpha/2)} \frac{\sigma}{\sqrt{kn}} \quad [2.8]$$

onde:

$t_{(kn-1; \alpha/2)}$ = t - Student para um nível de confiança de $(1 - \alpha)$ e $(kn-1)$ graus de liberdade;

k = número de amostras primárias retiradas do universo amostrado e

n = número de incrementos retirados para compor cada amostra primária.

Para uma amostragem aleatória ou sistemática, o desvio-padrão do erro de amostragem é dado por:

$$S_a = \frac{\sigma}{\sqrt{n}} \quad [2.9]$$

onde:

σ = variabilidade verdadeira do material;

n = número de incrementos retirados para compor cada amostra primária.

Substituindo-se a equação (2.9) na equação (2.8) temos o erro de amostragem expresso como limite de confiança para média μ :

$$E_a = \pm t_{(kn-1; \alpha/2)} \frac{S_a}{\sqrt{k}} \quad [2.10]$$

ANEXO II

Tabela 2.1 - Valores da Distribuição de t-Student ⁽¹⁾ (Caso Bilateral)

| GRAUS DE LIBERDADE | NÍVEL DE CONFIANÇA (%) | | | | | | | |
|-----------------------|------------------------|------|------|------|------|------|------|------|
| | 50 | 75 | 90 | 95 | 97,5 | 99 | 99,5 | 99,9 |
| 1 | 1,00 | 2,41 | 6,31 | 12,7 | 25,5 | 63,7 | 127 | 637 |
| 2 | 0,816 | 1,60 | 2,92 | 4,30 | 6,21 | 9,92 | 14,1 | 31,6 |
| 3 | 0,765 | 1,42 | 2,35 | 3,18 | 4,18 | 5,84 | 7,45 | 12,9 |
| 4 | 0,741 | 1,34 | 2,13 | 2,78 | 3,50 | 4,60 | 5,60 | 8,61 |
| 5 | 0,727 | 1,30 | 2,01 | 2,57 | 3,16 | 4,03 | 4,77 | 6,86 |
| 6 | 0,718 | 1,27 | 1,94 | 2,45 | 2,97 | 3,71 | 4,32 | 5,96 |
| 7 | 0,711 | 1,25 | 1,89 | 2,36 | 2,84 | 3,50 | 4,03 | 5,40 |
| 8 | 0,706 | 1,24 | 1,86 | 2,31 | 2,75 | 3,36 | 3,83 | 5,04 |
| 9 | 0,703 | 1,23 | 1,83 | 2,26 | 2,68 | 3,25 | 3,69 | 4,78 |
| 10 | 0,700 | 1,22 | 1,81 | 2,23 | 2,63 | 3,17 | 3,58 | 4,59 |
| 11 | 0,697 | 1,21 | 1,80 | 2,20 | 2,59 | 3,11 | 3,50 | 4,44 |
| 12 | 0,695 | 1,21 | 1,78 | 2,18 | 2,56 | 3,05 | 3,43 | 4,32 |
| 13 | 0,694 | 1,20 | 1,77 | 2,16 | 2,53 | 3,01 | 3,37 | 4,22 |
| 14 | 0,692 | 1,20 | 1,76 | 2,14 | 2,51 | 2,98 | 3,33 | 4,14 |
| 15 | 0,691 | 1,20 | 1,75 | 2,13 | 2,49 | 2,95 | 3,29 | 4,07 |
| 16 | 0,690 | 1,19 | 1,75 | 2,12 | 2,47 | 2,92 | 3,25 | 4,01 |
| 17 | 0,689 | 1,19 | 1,74 | 2,11 | 2,46 | 2,90 | 3,22 | 3,96 |
| 18 | 0,688 | 1,19 | 1,73 | 2,10 | 2,44 | 2,88 | 3,20 | 3,92 |
| 19 | 0,688 | 1,19 | 1,73 | 2,09 | 2,43 | 2,86 | 3,17 | 3,88 |
| 20 | 0,687 | 1,18 | 1,72 | 2,09 | 2,42 | 2,85 | 3,15 | 3,85 |
| 21 | 0,686 | 1,18 | 1,72 | 2,08 | 2,41 | 2,83 | 3,14 | 3,82 |
| 22 | 0,686 | 1,18 | 1,72 | 2,07 | 2,41 | 2,82 | 3,12 | 3,79 |
| 23 | 0,685 | 1,18 | 1,71 | 2,07 | 2,40 | 2,81 | 3,10 | 3,77 |
| 24 | 0,685 | 1,18 | 1,71 | 2,06 | 2,39 | 2,80 | 3,09 | 3,74 |
| 25 | 0,684 | 1,18 | 1,71 | 2,06 | 2,38 | 2,79 | 3,08 | 3,72 |
| 26 | 0,684 | 1,18 | 1,71 | 2,06 | 2,38 | 2,78 | 3,07 | 3,71 |
| 27 | 0,684 | 1,18 | 1,70 | 2,05 | 2,37 | 2,77 | 3,06 | 3,69 |
| 28 | 0,683 | 1,17 | 1,70 | 2,05 | 2,37 | 2,76 | 3,05 | 3,67 |
| 29 | 0,683 | 1,17 | 1,70 | 2,05 | 2,36 | 2,76 | 3,04 | 3,66 |
| 30 | 0,683 | 1,17 | 1,70 | 2,04 | 2,36 | 2,75 | 3,03 | 3,65 |
| 40 | 0,681 | 1,17 | 1,68 | 2,02 | 2,33 | 2,70 | 2,97 | 3,55 |
| 60 | 0,679 | 1,16 | 1,67 | 2,00 | 2,30 | 2,66 | 2,91 | 3,46 |
| 120 | 0,677 | 1,16 | 1,66 | 1,98 | 2,27 | 2,62 | 2,86 | 3,37 |
| ∞ | 0,674 | 1,15 | 1,64 | 1,96 | 2,24 | 2,58 | 2,81 | 3,29 |

ANEXO III

EXEMPLO DE DETERMINAÇÃO DO NÚMERO DE INCREMENTOS PARA COMPOR UMA AMOSTRA PRIMÁRIA⁽¹⁾*PROBLEMA*

Vinte e cinco toneladas de um minério de antimônio, tendo em média 40% Sb, foram recebidos em 500 sacos de 50 kg cada. A retirada dos incrementos de amostragem foi feita durante o descarregamento, utilizando-se pás. Qual o número de incrementos que deveria ser retirado para compor a amostra primária, de forma que o erro total de amostragem fosse menor que 0,5% Sb, a um nível de 95% de confiança?

*SOLUÇÃO**CÁLCULO DE ESTIMATIVA DE VARIABILIDADE DO MATERIAL (S_t)*

Antes de se processar o descarregamento, foram realizados ensaios exploratórios para estimar a variabilidade do material, retirando-se de vinte sacos, um incremento de cada saco. Cada incremento foi preparado e analisado por fluorescência de raios-X.

Os teores de Sb (x_i) encontrados foram: 40,3; 40,3; 45,0; 35,4; 41,6; 40,9; 48,1; 40,0; 39,4; 39,8; 32,1; 44,0; 38,2; 36,3; 30,0; 39,5; 42,0; 37,2; 39,3 e 33,8.

Para um determinado saco, com o objetivo de avaliar sua variabilidade interna, foram preparados e analisados quatro incrementos. Como os incrementos foram individualmente preparados e analisados, os erros de preparação e análise estão embutidos na variabilidade interna ao saco, estimada com base no desvio padrão dos valores para os teores de Sb relativo a esses quatro incrementos. Os teores de Sb encontrados foram: 33,8; 33,4; 33,5 e 33,7, tendo como média o valor de 33,6 e desvio padrão de 0,183. O valor do desvio padrão é cerca de 0,5% do valor da média, o que demonstra que a variabilidade interna ao saco é pequena. Com efeito, os erros nas etapas de preparação e análise podem ser considerados não significativos.

Assim, a estimativa da variabilidade do material pode ser estimada pela da equação (2.1):

$$S_t = \sqrt{\frac{\sum (x_i - \bar{x})^2}{(n_t - 1)}}$$

A partir dos valores dos teores de Sb nos 20 incrementos selecionados para ensaio, obtém-se:

$$S_t = 4,28.$$

CÁLCULO DO NÚMERO DE INCREMENTOS PARA COMPOR A AMOSTRA PRIMÁRIA (n)

Supondo-se que será retirada uma amostra primária muito pequena em relação ao todo a ser amostrado, utiliza-se a Equação (2.2):

$$E_a = \pm t_{(n_t-1; \alpha/2)} \frac{S_t}{\sqrt{n}}$$

Para um erro total de amostragem (E_a), de no máximo 0,5% Sb e um nível de 95% de confiança, pode-se calcular o número de incrementos como a seguir:

$$n = \left(t \frac{S_t}{E_a} \right)^2$$

$$n = \left(\frac{2,09 \cdot 4,28}{0,5} \right)^2$$

$$n = 320.$$

Os testes mostraram que são necessários 320 incrementos para compor a amostra primária.

ANEXO IV

EXEMPLO DE DETERMINAÇÃO DA MASSA MÍNIMA DE UMA AMOSTRA COM
DISPONIBILIDADE DE INFORMAÇÕES⁽¹⁾*PROBLEMA*

Um minério de zinco contém aproximadamente 5% ZnS (blenda) e tamanho máximo de partícula de 25 mm. O peso específico da blenda é 4,0 g/cm³ e da ganga 2,6 g/cm³. O minério necessita ser cominuído a 1,5 mm para que a blenda fique completamente liberada. Qual a massa mínima de amostra que deve ser retirada, de forma que o erro total de amostragem não seja maior que 0,2% ZnS a um nível de 95% de confiança?

SOLUÇÃO

Utilizando a equação geral da teoria de Pierre Gy (equação (2.3)) e supondo-se que a massa do material a ser amostrado (W) é muito grande, podemos considerar que a razão $\left(\frac{1}{W}\right)$ tende a zero. Assim, a massa mínima de amostra (w), em gramas, que deve ser retirada pode ser calculada por:

$$w = \frac{1}{S_a^2} d^3 \cdot \text{Q.I.f.h.}$$

CÁLCULO DA ESTIMATIVA DO ERRO DE AMOSTRAGEM (S_a)

Tem-se, equação (2.10), que o erro de amostragem expresso como limite de confiança para média μ é dado por:

$$E_a = \pm t_{(kn-1; \alpha/2)} \frac{S_a}{\sqrt{k}}$$

Considerando-se um erro total de amostragem (E_a) de 0,2% ZnS e que será retirada apenas uma amostra do todo a ser amostrado ($k = 1$), sendo essa amostra composta por um número infinito de partículas ($n = \infty$), pode-se calcular para um nível de 95% de confiança, a estimativa do erro total de amostragem segundo o desvio padrão (S_a):

$$S_a = E_a \frac{\sqrt{k}}{t_{(kn-1\alpha/2)}}$$

$$S_a = 0,2 \frac{\sqrt{1}}{1,96}$$

$$S_a = 0,10.$$

CÁLCULO DO FATOR DE COMPOSIÇÃO MINERALÓGICA (Q)

Sabendo-se que o minério contém 5% de ZnS ($x = 5$), cujo peso específico é de $4,0 \text{ g/cm}^3$ ($\rho_A = 4,0$) e que o peso específico da ganga é de $2,6 \text{ g/cm}^3$ ($\rho_B = 2,6$), podemos calcular o fator de composição mineralógica segundo a equação (2.6):

$$Q = x(100-x) \left[\frac{x}{100} \cdot \rho_A + \frac{(100-x)}{100} \cdot \rho_B \right]$$

$$Q = 5 \cdot (100 - 5) \cdot \left[\frac{5}{100} \cdot 4,0 + \frac{(100 - 5)}{100} \cdot 2,6 \right]$$

$$Q = 1268,25 \text{ g/cm}^3.$$

DETERMINAÇÃO DO FATOR DE LIBERAÇÃO DO MINERAL (l)

Considerando-se que o diâmetro máximo de partícula é de 25 mm ($d = 2,5$) e que é necessário cominuir o minério a $1,5 \text{ mm}$ para que a blenda seja completamente liberada ($d_o = 0,15$), tem-se:

$$d > d_o, \text{ logo } l = \sqrt{\frac{d_o}{d}}$$

$$l = \sqrt{\frac{0,15}{2,5}}$$

$$l = 0,24.$$

DETERMINAÇÃO DO FATOR DE FORMA DAS PARTÍCULAS (f)

Considerando-se os minérios em geral, tem-se:

$$f = 0,5.$$

DETERMINAÇÃO DO FATOR DE DISTRIBUIÇÃO DE TAMANHO DAS PARTÍCULAS (h)

Considerando-se que o minério foi cominuído para passar numa dada abertura de peneira, sem que tenham sido removidos os finos, tem-se:

$$h = 0,25.$$

CÁLCULO DE MASSA MÍNIMA DA AMOSTRA (w)

Para cálculo da massa mínima de amostra, substitui-se os valores acima determinados na equação (2.11).

$$w = \frac{1}{S_a^2} d^3 \cdot Q.l.f.h$$

$$w = \frac{1}{(0,1)^2} (2,5)^3 \cdot (1268,25) \cdot (0,24) \cdot (0,5) \cdot (0,25)$$

$$w = 59.449 \text{ g.}$$

Tabela 2.2 - Tabela de Richards: Determinação da Massa Mínima da Amostra em (kg)⁽⁷⁾

| Diâmetro da Maior Partícula | Caracterização do Minério | | | | | |
|-----------------------------|-------------------------------|-------------------|--------|-----------------------|--|-------|
| | Muito Pobre ou Muito Uniforme | Pobre ou Uniforme | Médios | Rico ou <i>Spotty</i> | Muito Rico ou Exclusivamente <i>Spotty</i> | Ouro |
| 8" | 9.600 | 32.000 | - | - | - | - |
| 5" | 3.800 | 12.500 | - | - | - | - |
| 4" | 2.400 | 8.000 | 40.000 | - | - | - |
| 2" | 600 | 2.000 | 10.000 | 26.000 | - | 5.000 |
| 1 1/2" | 350 | 1.150 | 5.000 | 14.000 | - | 2.500 |
| 1" | 150 | 500 | 2.500 | 6.500 | - | 1.000 |
| 3/4" | 85 | 300 | 1.400 | 3.600 | - | 500 |
| 1/2" | 35 | 125 | 600 | 1.600 | - | 200 |
| 1/4" | 10 | 30 | 150 | 400 | 14.000 | 100 |
| 6 M | 2,5 | 8,5 | 43 | 110 | 3.800 | 38 |
| 10 M | 0,5 | 2,0 | 11 | 30 | 900 | - |
| 14 M | 0,4 | 1,0 | 5 | 14 | 500 | 13 |
| 20 M | 0,2 | 0,5 | 3 | 7 | 250 | 5 |
| 28 M | 0,08 | 0,3 | 1,5 | 3,5 | 120 | 2 |
| 35 M | 0,04 | 0,2 | 0,7 | 1,7 | 60 | 0,5 |
| 48 M | 0,02 | 0,1 | 0,3 | 0,9 | 30 | - |
| 65 M | 0,01 | 0,03 | 0,2 | 0,4 | 15 | - |
| 100 M | 0,005 | 0,02 | 0,1 | 0,2 | 7,5 | - |
| 150 M | 0,003 | 0,01 | 0,05 | 0,1 | 4 | - |
| 200 M | 0,002 | 0,005 | 0,02 | 0,05 | - | - |

Obs.: *Spotty* = grande concentração do mineral em pontos preferenciais no minério.
Muito Pobre, Pobre, Médio, Rico e Muito Rico = relativo ao teor do elemento ou do composto no minério;
Muito Uniforme e Uniforme = relativo à forma de concentração do mineral no minério.

ANEXO V

EXEMPLO DE DETERMINAÇÃO DA MASSA MÍNIMA DE UMA AMOSTRA COM POUCAS INFORMAÇÕES⁽¹³⁾*PROBLEMA*

Foi recebida uma amostra de 7 t de minério de wolframita com granulometria de 76,2 mm para a realização de ensaios preliminares de concentração. Macroscopicamente foram constatadas concentrações preferenciais de wolframita nas partículas do minério, caracterizando-o do tipo *Spotty*. Desejava-se determinar a massa mínima da amostra para cada etapa de cominuição/homogeneização/quarteamento, bem como a massa mínima da amostra, na granulometria de 74 μm , para análise química, a fim de obter o teor médio de WO_3 nesse minério.

SOLUÇÃO

A Figura 2.10 apresenta o fluxograma de amostragem utilizado nesse estudo onde para cada etapa de cominuição/homogeneização/quarteamento, a massa mínima da amostra foi determinada segundo a Tabela de Richards (Tabela 2.2).

Para obtenção do teor médio de WO_3 nesse minério foram realizadas análises químicas em quatro amostras representativas, cujos resultados são apresentados a seguir.

O valor médio \bar{x} de WO_3 é de 0,45% e o desvio padrão (s) é de 0,025. O erro total de amostragem é expresso como limite de confiança da média μ pela equação (2.8):

$$E_a = \pm t_{(kn-1; \alpha/2)} \frac{s}{\sqrt{n}}$$

Considerando-se o desvio padrão calculado s uma estimativa do desvio padrão σ e que foi retirada apenas uma amostra do todo a ser amostrado ($k = 1$) tem-se:

$$E_a = \pm t_{(n-1; \alpha/2)} \frac{\sigma}{\sqrt{kn}}$$

$$E_a = \pm 3,18 \frac{0,025}{\sqrt{4}}$$

$$E_a = \pm 0,04$$

O erro de 0,04% WO_3 é pequeno, cerca de 9% do valor médio \bar{x} de 0,45% WO_3 . Para o nível de informações disponíveis sobre a amostra, atesta-se a validade de utilização da Tabela de Richards. Cumpre esclarecer, no entanto, que a amostra "pode não representar o universo de onde foi retirado", pois uma amostra de sete toneladas somente seria representativa caso essa estivesse na granulometria de 25,4mm (Tabela Richards). Deve ressaltar neste fato, a importância de haver, preliminarmente, uma discussão entre o solicitante e o executor do trabalho acerca de um planejamento de amostragem, evitando assim, que sejam gastos recursos na obtenção de resultados que podem ser não representativos.

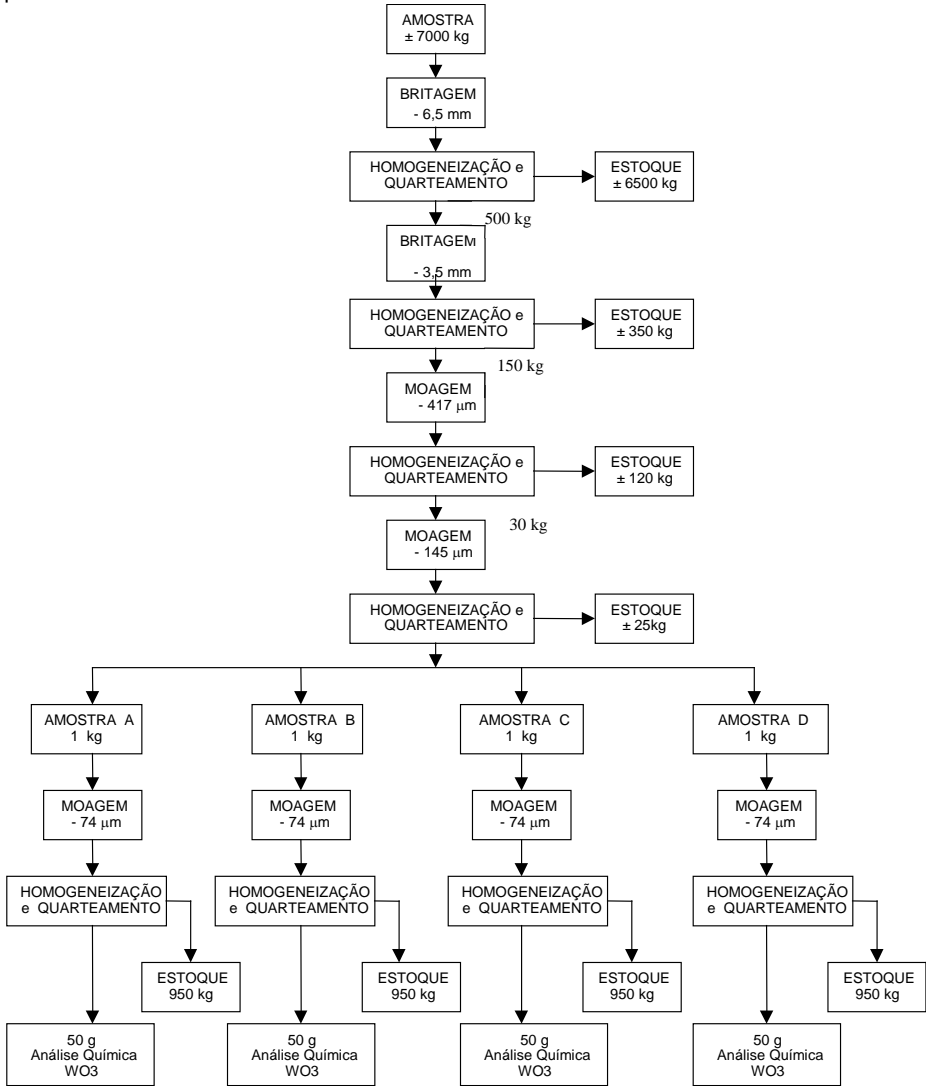


Figura 2.10 - Fluxograma de amostragem do minério wolframita-CETEM.

Caracterização Tecnológica de Minérios

Reiner Neumann

Geólogo/USP, Mestre e Doutor em Mineralogia
Experimental e Engenharia Aplicada/IGc/USP,
Pesquisador do CETEM/MCT

Claudio Luiz Schneider

Eng.^o de Minas/UFRGS, Mestre em Metalurgia/UFRGS,
PhD em Metalurgia/Universidade de Utah,
Professor Pesquisador da Universidade de Utah,
Tecnologista Sênior do CETEM/MCT

Arnaldo Alcover Neto

Químico/UNESP, Mestre e Doutor em
Geoquímica/IGc/USP,
Pesquisador do CETEM/MCT

INTRODUÇÃO

A caracterização de minérios é uma etapa fundamental para o aproveitamento de um recurso mineral de forma otimizada, pois fornece ao engenheiro os subsídios mineralógicos e texturais necessários ao correto dimensionamento da rota de processo, ou permite identificar, com precisão, ineficiências e perdas em processos existentes, possibilitando a otimização do rendimento global de uma planta. Neste caso, a caracterização mineralógica é melhor conhecida como mineralogia de processos.

A caracterização mineralógica de um minério determina e quantifica toda a assembléia mineralógica, define quais são os minerais de interesse e de ganga, bem como quantifica a distribuição dos elementos úteis entre os minerais de minério, se mais de um. Além disso, estuda as texturas da rocha, definindo o tamanho de partícula necessário para liberação do(s) minera(is) de interesse dos minerais de ganga, e ainda define diversas propriedades físicas e químicas destes minerais, gerando informações potencialmente úteis na definição das rotas de processamento.

Um bom laboratório de caracterização mineralógica necessita de pelo menos um mineralogista profissional, e de pessoal bem treinado na parte analítica e instrumental, uma vez que vários instrumentos, muitos deles sofisticados, são invariavelmente utilizados. O sucesso de estudos de caracterização é potencializado se houver, também, um bom conhecimento dos processos de concentração e/ou de extração, que podem ser aplicados ao minério em estudo, bem como noções sobre as especificações dos produtos desejados.

A maneira de se caracterizar uma amostra de minério, varia muito com a própria mineralogia e as propriedades inerentes ao minério, bem como com os objetivos e a abrangência da caracterização, com as possíveis rotas de processamento, e com a disponibilidade de tempo, capacidade analítica e recursos financeiros.

De maneira geral, a caracterização de uma amostra é executada em vários estágios, com forte interdependência entre si. Os estágios de caracterização, que são executados mais freqüentemente, são descritos a seguir, de maneira resumida, em ordem crescente de dificuldade técnica e especialização. Cada um destes estágios será discutido em detalhe mais adiante.

O primeiro estágio é o fracionamento da amostra, que objetiva facilitar a identificação dos minerais pela sua relativa individualização, melhorar a quantificação das fases e estabelecer certas propriedades físicas dos minerais, já incorporando informações úteis para processamento. Este fracionamento é, em geral, feito por densidade e suscetibilidade magnética, além de classificação por tamanhos de partícula. A resposta dos minerais ao fracionamento já pode fornecer as suas propriedades físicas, inclusive simulando, com as devidas restrições, condições de operação industrial.

A identificação das fases, segundo estágio, é facilitada na medida que um ou mais minerais são concentrados no fracionamento, de maneira que seu sinal, por exemplo num difratograma de raios X, é mais claro e a interpretação mais fácil e segura. O mineralogista dispõe de uma variada gama de técnicas analíticas para a identificação dos minerais, e as mais difundidas são as microscopias óptica e eletrônica de varredura e a difração de raios X. Esta etapa é imprescindível dentro da caracterização tecnológica.

O terceiro estágio da caracterização, a quantificação dos minerais, é mais fácil numa fração mais concentrada, e o recálculo considerando a massa da fração reduz sobremaneira o erro. Novamente, diversas técnicas podem ser utilizadas para quantificar os minerais, e em amostras de mineralogia mais complexa esta etapa pode ser muito complicada. Na dependência dos objetivos do trabalho, alguma simplificação é possível, agrupando-se minerais em função de sua resposta num eventual processo ou da especificação do produto (por exemplo, minerais de ferro, englobando hematita, magnetita, goethita e limonitas).

O quarto estágio numa caracterização tecnológica é verificar a liberação do mineral de interesse (ou dos minerais de interesse) em relação aos de ganga. A eficiência da separação das fases de interesse em relação às de ganga, calculada a partir dos dados das três etapas anteriores, e verificada em diversas faixas de tamanho de partículas, é um dos métodos clássicos de se obter o grau de liberação de um minério, assim como a estimativa de liberação por faixa de tamanho em microscópio óptico ("método de Gaudin"). Métodos mais modernos de cálculos do espectro de liberação, baseados em análise de imagens, fornecem resultados muito mais precisos e completos. A liberação é uma das informações mais importantes na caracterização.

Neste capítulo, serão abordados, de maneira prática, os principais métodos de fracionamento de amostras, de identificação de minerais e de quantificação das fases. A determinação do espectro de liberação será tratada em detalhe. A caracterização de minérios de ouro e alguns outros tópicos especiais serão tratados à parte, dados a sua especificidade.

Entre os diversos livros que são muito interessantes como referências gerais em mineralogia, podemos recomendar Betejtin (1977), o clássico Manual de Mineralogia de Dana (Klein & Hurlbut 1999), e em mineralogia aplicada, bem mais raros, os de Jones (1987) e Petruk (2000).

FRACIONAMENTO DA AMOSTRA

O fracionamento da amostra é de grande importância para a sua caracterização. Um fracionamento otimizado facilita a identificação dos minerais, reduz o erro de sua quantificação e ainda fornece informações a respeito de suas propriedades físicas com aplicação direta no desenvolvimento conceitual da rota de processamento. A grande

questão é justamente otimizar este fracionamento, pois o excesso multiplica o número de frações a serem analisadas, implicando em aumento de análises subseqüentes, tempo, custos e eventualmente em alíquotas com pouco material (ou quantidade excessiva de material de partida, dificultando a sua manipulação). Assim, é necessário um mínimo de conhecimento sobre a amostra e as potenciais possibilidades de seu processamento para estabelecer um fluxograma.

A consulta a dados existentes sobre o minério, como relatórios de prospecção mineral, geralmente indica os principais minerais de minério e de ganga, teores de elementos (e conseqüentemente a porcentagem esperada dos minerais) e talvez mais alguns dados a respeito da sua granulação. Os potenciais métodos de processamento podem advir de conhecimento prévio de minérios similares e de consultas com o engenheiro de processo que, aliás, devem ser freqüentes durante todo o trabalho. A partir destes dados, que podem ser complementados com observações expeditas, por exemplo em microscópio óptico estereoscópico (ou lupa binocular) e difração de raios X da amostra de cabeça (head sample), é possível definir um fluxograma básico do fracionamento da amostra, inclusive com previsão de gerar as alíquotas para aplicação das diversas técnicas analíticas (para análise química, difração de raios X, preparação de lâminas delgadas e seções polidas, por exemplo).

Preparação da Amostra

De uma forma geral, a amostra é inicialmente britada e moída a um tamanho de partícula máximo (*top size*). Este procedimento é necessário para garantir a representatividade da amostra de cabeça e das suas diversas alíquotas, e freqüentemente a amostra recebida já foi cominuída o suficiente. Quando informações e/ou observações preliminares indicam, pela granulação dos minerais, que a liberação só poderia ocorrer em tamanhos de partícula bem inferiores aos da amostra a ser caracterizada, o *top size* da amostra pode ser reduzido para diminuir o número de peneiras, e conseqüentemente, de alíquotas a serem analisadas. Quando se adota uma margem de segurança razoável na definição do *top size*, de maneira que a liberação ocorra dentro do conjunto das faixas de tamanho de partícula utilizadas, não há perda de informação, a representatividade da amostra é mantida, e a quantidade de trabalho despendida pode ser bem reduzida.

A cominuição da amostra deve evitar, ao máximo, a produção de finos; a maneira de se obter o melhor resultado depende das características do minério, e usualmente uma combinação de britador de mandíbulas, seguido de britador de rolos, com progressivo fechamento das mandíbulas/rolos e retirada do material passante na peneira selecionada entre as operações unitárias, produz um bom resultado. Quando a quantidade de material retido não permitir mais o uso dos britadores, pode-se usar um grau, moinho de disco ou outro.

Após cominuição, a amostra deve ser homogeneizada e quarteada para obtenção das alíquotas para os diferentes ensaios. Uma alíquota pode ser separada para análise

química da amostra de cabeça, outra para fracionamento, identificação da assembléia mineralógica e sua quantificação, uma terceira para cálculo do espectro de liberação por análise de imagens, e assim por diante (Figura 3.1). A quantidade de amostra em cada alíquota depende de sua destinação. Recomenda-se também separar pelo menos uma alíquota de arquivo, para repetição de testes, para ensaios adicionais cuja necessidade for averiguada durante a execução do trabalho, ou até mesmo para contraprova em caso de conflito com outra parte.

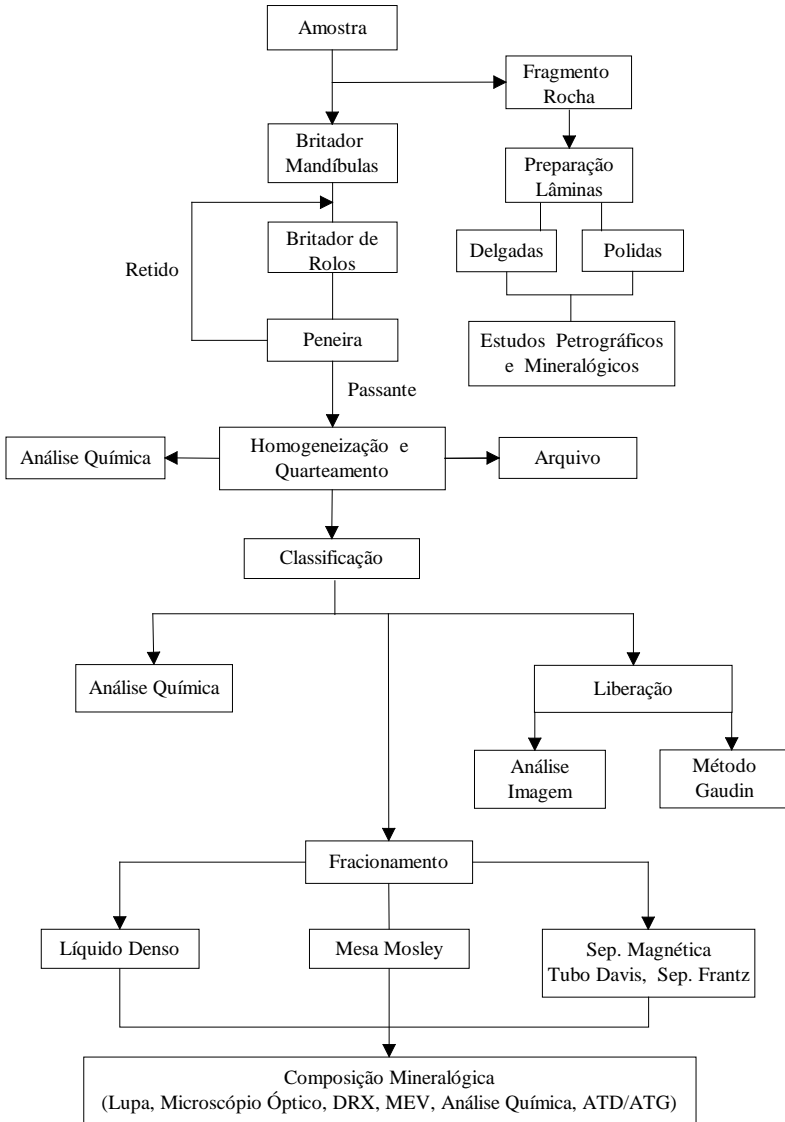


Figura 3.1 – Exemplo de fluxograma para caracterização tecnológica de minérios.

Toda a alíquota destinada a fracionamento, identificação da assembléia mineralógica e sua quantificação é então classificada em peneiras, quando possível a úmido, para maior eficiência. A quantidade de peneiras e a seleção das malhas é muito importante, e advém do equilíbrio entre a precisão da informação que será obtida, tempo e recursos gastos na execução da caracterização, pela multiplicação de sub-amostras a serem analisadas, posteriormente, em caso de maior número de peneiras. O número de peneiras está relacionado diretamente à variação de tamanho das partículas, e influencia a precisão do grau de liberação calculado (se não for determinada por análise de imagens) e a eficiência do fracionamento em líquidos densos e em separador magnético isodinâmico Frantz, bem mais eficientes para partículas de tamanho similar. As informações sobre os processos podem ser encontradas nos respectivos capítulos deste livro. Como a caracterização irá dar subsídios à definição do processo, e como os minérios têm propriedades bastante variáveis, é bom que se tenha consciência que o processo projetado poderá não ser o adequado, e que o conjunto de dados completo poderá ser necessário para explorar as alternativas.

A classificação obedece à série Tyler (ver capítulo de classificação neste volume), completa ou parcialmente, acrescida das peneiras de 325 e 635 malhas (44 e 20 μm), para dar maior resolução nas frações mais finas. O termo “finos” de uma caracterização se refere ao passante na peneira de malha mais fina escolhida, de forma geral abaixo de 44, 37 ou 20 μm (325, 400 ou 635 malhas).

Depois de peneiradas, as amostras são secas e pesadas. Todas as frações, à exceção dos finos, são fracionadas em função de alguma de suas propriedades físicas que se projeta ser mais eficiente, sendo as mais comuns densidade e susceptibilidade magnética; resistividade superficial é comum e funcional para separação de minerais de praia/aluvionares, e outros métodos podem ser utilizados, esporadicamente.

Separação em Líquidos Densos

O fracionamento por densidade mais eficiente para caracterização é obtido com líquidos densos, utilizando-se funis de separação de volume adequado ao tamanho de cada alíquota a ser separada. As Tabelas 3.1 e 3.2 fornecem uma relação atualizada dos líquidos densos mais comuns e algumas observações de ordem prática. Líquidos como a solução de Clérci ou de Thoulet, outrora familiares a laboratórios de mineralogia, foram excluídos da lista por serem muito tóxicos e caros.

Tabela 3.1– Líquidos densos (base aquosa) utilizados para fracionamento em caracterização tecnológica de minérios (dados a 25°C, densidades em kg/L)*.

| Densidade máxima | Nomes comerciais | Observações |
|------------------|---|--|
| 1,8 | Solução de cloreto de zinco | Dissolução do cloreto muito exotérmica. Usado basicamente para carvão. |
| 2,2 | Solução de cloreto de sódio | Usado basicamente para carvão. |
| 2,9 | Politungstato de sódio, metatungstato de sódio, SPT | Viscosidade de 7 cP a densidade 2,5, e de 28 cP para densidade de 2,8. Densidade regulável por adição de H ₂ O, ou sua eliminação por evaporação a baixa T. |
| 3,0 | Metatungstato de lítio, LMT | Poucas informações disponíveis, provavelmente similar ao LST. |
| 3,0 | Heteropolitungstato de lítio, LST | Viscosidade de 5 cP a densidade 2,5, 10 cP para densidade de 2,8, e de 12,5 cP para densidade 2,9. Densidade regulável por adição de H ₂ O, ou sua eliminação por ebulição. |

*apenas alguns dados operacionais, implicações para a saúde incompletas!

Tabela 3.2– Líquidos densos (base orgânica) utilizados para fracionamento em caracterização tecnológica de minérios (dados a 25°C, densidades em kg/L)*.

| Densidade máxima | Nomes comerciais | Observações |
|------------------|---|---|
| 2,89 | Bromofórmio, tribromometano | Solvente mais comum etanol. Alta pressão de vapor, exige capela, muito tóxico para o fígado, degrada com luz. |
| 2,96 | Tetrabromoetano, TBE, tetrabrometo de acetileno | Solvente mais comum etanol. Alta pressão de vapor, exige capela, mutagênico e carcinogênico, degrada com calor, decompõe plásticos e borrachas. |
| 3,32 | Iodeto de metileno, di-iodometano | Solvente mais comum etanol ou acetona. Baixa pressão de vapor, porém capela é indicada. Toxicidade moderada. Viscosidade muito baixa, excelente molhabilidade de partículas, degrada com luz. |

*apenas alguns dados operacionais, implicações para a saúde incompletas

Estas duas Tabelas deixam claro o contraste entre os novos líquidos em base aquosa, que são muito pouco tóxicos (considerando-se manuseio responsável), mas com densidades relativamente mais baixas e com um problema operacional sério por causa de sua alta viscosidade, e líquidos orgânicos de operação bem mais simples e eficiente, mas que podem ser muito tóxicos, e exigem capela e equipamento de proteção individual bem dimensionados. Como espera-se que um laboratório de caracterização disponha de pessoal preparado e infra-estrutura de segurança de trabalho razoável, o iodeto de metileno ainda é a opção preferida na maioria dos casos, pois atinge a maior densidade, tem viscosidade baixa, excelente molhabilidade das partículas, e é relativamente menos tóxico do que o bromofórmio e o TBE. Em termos de preço, é mais caro do que ambos (custa aproximadamente o dobro), mas é bem mais barato que os líquidos novos em base aquosa. Como geralmente se separa quartzo (eventualmente feldspato), com densidade entre 2,5 e 2,7, o bromofórmio, de densidade 2,81 a 2,90 e custando a metade do iodeto, pode ser uma boa opção.

Os líquidos densos apresentam duas limitações, a operação em batelada (e pequena quantidade de amostra, a não ser que se disponha de um volume muito grande de líquidos) e a densidade, que não ultrapassa os 3,32 do iodeto de metileno (sem considerar a solução de Clérci, de densidade 4,3, extremamente cara e tóxica). Uma nova opção no mercado é a suspensão coloidal de carbeto de tungstênio (WC) micronizado em politungstato de sódio, que atinge densidade de até 4,6 kg/L. Na prática, no entanto, esta suspensão não apresenta o efeito propalado, pois a sua decantação forma um gradiente de densidades sobre o qual não se tem controle, e porque a suspensão torna-se turva e escura, dificultando a definição do ponto de corte no funil, problema potenciado pela alta viscosidade da suspensão e portanto lenta separação.

A separação no funil, principalmente utilizando-se os líquidos orgânicos, é eficiente para quase todas as amostras, dentro das limitações já comentadas. Se há um grande predomínio de partículas mais leves ou mais pesadas, uma pré-separação num becher ou outro frasco de boca larga, com recolhimento do fluído com uma peneira com haste, pode melhorar o desempenho. Para utilização dos líquidos de viscosidade mais elevada, ou ainda para separar, de maneira mais eficiente, partículas finas, que tendem a aglomerar, pode ser utilizada uma centrífuga, que acelera bastante o processo e aumenta a sua eficiência. Uma maneira prática de operacionalizar a separação em centrífuga é adaptando-se tubos de ensaio (com tampa) num vidro, de maneira que eles fiquem com uma "cintura" aproximadamente na sua metade, permitindo que a porção superior com o material fluído possa ser entornada e lavada mantendo-se a porção inferior isolada por meio de uma rolha (cônica, de madeira ou borracha) com haste. A limitação, neste caso, é com o volume de líquido e conseqüentemente de amostra passível de ser separada em cada tubo.

Para densidades mais elevadas, pode-se utilizar separadores de laboratório ou industriais, como mesas, elutriadores e outros descritos no capítulo sobre separação gravítica, neste livro. Neste caso, é necessário um acompanhamento da mineralogia de afundados e fluídos, mais rigoroso, uma vez que a eficiência pode ser pequena,

principalmente se a amostra não estiver bem classificada; boa parte destes separadores tem desempenho condicionado por peso de partícula, que depende de densidade e tamanho, e pode ainda ocorrer influência da performance hidrodinâmica das partículas. Outra possibilidade, se não houver minerais ferromagnéticos na amostra, são separadores do tipo *Magstream*, que criam gradientes de densidade pela atuação de campo magnético sobre uma suspensão coloidal com partículas ferromagnéticas (“líquidos magnéticos”), associados ou não à centrifugação.

Entre os minerais de ganga mais comuns estão quartzo e feldspatos, que podem ser facilmente concentrados nos flutuados dos ensaios de separação em líquido denso, e que com frequência correspondem a uma parcela expressiva da massa total do minério. A não ser que o(s) mineral(is) de interesse seja(m) também concentrado(s) nos flutuados (como, por exemplo, zeólitas, algumas micas, além dos próprios feldspatos e quartzo), não se faz necessário maior separação nesta fração, e apenas os afundados precisam ser mais fracionados, normalmente em separadores magnéticos.

Separação Magnética

A variedade de separadores magnéticos úteis para fracionar as amostras para caracterização é bem maior do que de separadores densitários. O mais usado em caracterização, no entanto, é o separador magnético isodinâmico Frantz, possivelmente porque é o mais versátil, e porque existem muitos dados publicados sobre a sua aplicação. O separador é composto, de maneira simplificada, por uma calha vibratória com inclinações variáveis nos seus sentidos longitudinal e transversal, localizada entre, e muito próxima a dois eletroímãs de corrente regulável, que definem a densidade de fluxo do campo magnético. A separação dos minerais é função do campo e da inclinação lateral da calha, e a velocidade de escoamento das partículas, da sua inclinação longitudinal, da intensidade da vibração e da quantidade de material alimentado no funil. As inclinações longitudinal e lateral foram padronizadas em, respectivamente, 25° e 15°, para simplificar o tabelamento de propriedades de minerais, mas podem ser variadas num eventual refinamento da separação.

O separador Frantz pode gerar uma densidade de fluxo magnético de 0 até 20 kG, variável sem intervalos, e pode processar com eficiência partículas entre 0,833 mm a 74 µm (20 e 200 malhas). Para partículas maiores que 0,833 mm, há um limite físico para o seu escoamento (para chegar a este valor o furo de alimentação do funil já tem que ser aumentado), mas a eficiência pode ser boa em partículas menores, dependendo das características do minério. Uma classificação por tamanho de boa qualidade é pré-requisito para seu bom funcionamento, e para partículas mais finas é progressivamente mais importante. O material também deve estar bem seco, para permitir bom escoamento. Uma regulagem otimizada da vibração da calha e da taxa de alimentação pelo funil fazem uma diferença muito grande na eficiência da separação, de maneira que a experiência do operador é um fator decisivo.

Existem tabelas que correlacionam a susceptibilidade magnética dos minerais à corrente de alimentação do eletroímã (por exemplo Parfenoff *et al.* 1970). Por outro lado, a corrente de alimentação pode ser correlacionada à densidade de fluxo magnético. De maneira aproximada, 0,5 A gera uma densidade de fluxo de 5 kG, 1,0 A corresponde a 10 kG e assim por diante.

A despeito da eficiência e versatilidade do separador magnético isodinâmico Frantz, a separação é muito lenta, de maneira que normalmente se trabalha com pouco material. Se a fração a ser separada apresentar muito material, pode ser quarteada, sem prejuízo da aplicação dos resultados para balanços de massa, metalúrgico e mineralógico.

Antes de se iniciar os trabalhos no separador Frantz, é necessário retirar as partículas ferromagnéticas (magnetita, pirrotita, franklinita e fragmentos do britador e meio moedor) da amostra, pois elas são retidas no campo magnético, entopem a calha e podem, inclusive, provocar perda de amostra e sua conseqüente descaracterização pelo "transbordamento" da calha. Esta separação prévia é feita com imã de mão de ferrita, ou, para partículas mais finas, com o Frantz regulado na posição vertical, colando-se um cone de papel por sobre a calha, e operando-o a 0,1-0,5 A.

A primeira intensidade de corrente utilizada na operação regular do Frantz é 0,1 A, como segurança, para retenção das partículas ferromagnéticas que eventualmente não foram eliminadas na separação prévia. A seleção das demais intensidades de corrente depende das fases que já puderam ser identificadas no levantamento/estudo preliminar, ou então, num trabalho mais completo, são selecionadas diversas intensidades que se sabe reterem fases mais comuns de serem encontradas. Valores típicos, por exemplo, seriam 0,3, 0,5, 0,8, 1,0, 1,5 e 1,85 A. O valor máximo poderia ser um pouco superior, próximo a 2,0 A, mas com o aquecimento da bobina, a corrente acaba caindo um pouco, e em nome da reprodutibilidade dos resultados, opta-se por uma intensidade de corrente passível de ser mantida.

CARACTERIZAÇÃO MINERALÓGICA DOS MINÉRIOS

A Comissão de Novos Minerais e Nomenclatura de Minerais da Associação Mineralógica Internacional (CNMMN/IMA, do inglês) descreve mineral como uma substância sólida, inorgânica e cristalina, com composição química e propriedades físicas bem definidas, resultado de um processo geológico terrestre ou extra-terrestre, sem intervenção humana. Substâncias biogênicas, como conchas de carbonato de cálcio e o orgânico carvão, e mal cristalizadas, como "limonitas" de óxidos/hidróxidos de Fe, "leucoxênios" de óxidos de Ti e "colofânio" de fosfatos de cálcio, podem ser chamados de mineralóides. Apesar de serem denominados pelo nome do mineral, muitas fases sintéticas deveriam, se aplicado rigor científico, ser chamadas de "análogos sintéticos a ...", como rutilo, zeólitas, fases em cimento e escórias, ou mesmo ligas metálicas.

A caracterização mineralógica engloba a identificação dos minerais de minério e de ganga, numa amostra, e a sua quantificação. No caso de mais de uma fase carreadora de determinado elemento, pode ser necessário que se determine a partição do elemento entre as fases, e no caso da presença de elementos deletérios ao processo e/ou ao meio ambiente, também pode ser necessário que se faça isto com os minerais de ganga.

Identificação dos Minerais

A identificação dos minerais é baseada nas propriedades que o definem como o mineral, ou seja, composição química e estrutura, e propriedades físicas decorrentes. Se a amostra já foi previamente processada por densidade e susceptibilidade magnética, já há alguns dados sobre propriedades físicas disponíveis.

Para a caracterização, normalmente se trabalha em escala microscópica, apesar das observações em escala mesoscópica (amostras de mão) serem muito úteis, permitindo a identificação de boa parte dos minerais mais importantes. Os métodos mais empregados para identificação dos minerais nesta escala são as microscopias ópticas (lupa, microscópio estereoscópico, microscópio petrográfico de luz transmitida e de luz refletida) e eletrônica, e a difração de raios X.

Microscopia Óptica

O trabalho em lupa ou microscópio estereoscópico permite análise das amostras em grão, sem necessidade de se montar secções polidas ou delgadas. Os minerais são identificados por cor, brilho, hábito, clivagens, fratura, e é possível utilizar técnicas auxiliares diretas, como punção com alfinete para confirmar pintas de ouro ou delaminar micas e vermiculita, interação com imã, ou testes microquímicos. Para estes últimos, alguns grãos são colocados em placas de Petri ou placas de toque de porcelana, e os testes mais comuns são ataque com HCl diluído para verificar partículas de carbonatos que efervesce (calcita efusivamente, dolomita menos), redução superficial a Sn de cassiterita (em HCl diluído e zinco metálico), e fósforo com molibdato de amônio (em HNO₃ diluído). O clássico livro de Parfenoff *et al.* (1970) é referência obrigatória para os minerais em grão.

A análise em lupa ou microscópio estereoscópico é praticamente padrão numa análise preliminar de uma amostra, para identificação de minerais mais comuns, avaliação do tamanho dos cristais e estimativa visual de tamanho de liberação. A caracterização de alguns minérios, como por exemplo de minerais pesados de areias de praia ou fluviais, pode ser feita exclusivamente por microscópio estereoscópico, uma vez que os cristais são grandes, limpos e bem liberados, e a identificação é segura; quando associada a fracionamentos magnético e eletrostático prévio, a quantificação estimada dos minerais por produto é bastante eficaz. O microscópio estereoscópico também é imprescindível na identificação, mesmo que qualitativa, de recobrimentos ferruginosos ou outras formas de alteração superficial dos grãos não visíveis por técnicas mais sofisticadas, como microscopia eletrônica de varredura. É também fundamental na identificação de fragmentos

metálicos oriundos de desgaste de equipamento, como britadores e moinhos, principalmente em frações mais fortemente magnéticas.

A quantificação de fases em lupa e microscópio estereoscópico é possível, e se dá de duas formas: estimativa visual e catação das fases com posterior pesagem. A estimativa visual não apresenta, em geral, boa precisão, mas muitas vezes é suficiente, principalmente quando são necessárias poucas análises (e é necessária conversão de volume para massa, utilizando-se as densidades apropriadas). Apesar de cansativa, a catação manual das fases pode ser muito precisa, quando um montante estatisticamente significativo de partículas é separado manualmente. A catação de material previamente fracionado por densidade e/ou susceptibilidade magnética, funcionando como um controle da eficiência da separação e correção de eventuais problemas, é a maneira mais eficiente de se gerar quantidades razoáveis de material monomineralico. Além de instrumentos tradicionais, como pinças (de preferência não-magnetizáveis) e agulhas, a catação pode ser executada utilizando-se palitos de madeira (de dente ou varetas de bambú afiadas, por exemplo) molhados, ou fios de cabelo colados em alguma haste.

As microscopias ópticas de luz transmitida, para minerais transparentes, e de luz refletida, para minerais opacos, são provavelmente os métodos de identificação de minerais mais tradicionais. Baseiam-se ambos na interação da luz (geralmente luz branca do espectro visível) com os minerais, e são bastante precisos e flexíveis para análises qualitativas.

As análises exigem preparação especial das amostras, em secções delgadas (luz transmitida), polidas (luz refletida), ou delgadas polidas (ambas). É possível analisar fragmentos de rochas ou montagens de material particulado, embutido em resinas (geralmente epóxi, acrílica ou poliéster).

Não é objetivo deste trabalho entrar em detalhes de petrografia em lâminas delgadas ou metalografia em secções polidas, e existem diversos livros-texto clássicos sobre o assunto (Tröger 1979, P.F. Kerr 1977, Wahlstrom 1969, Bloss 1961, Winchell 1951, Deer, Howie & Zussman 1975, Galopin & Henry 1972, Uytendogaard & Burke 1971, Criddle & Stanley 1993, Craig & Vaughan 1994).

A petrografia em secções delgadas é a melhor maneira de se identificar silicatos, como os dos grupos dos feldspatos, piroxênios, anfíbios e micas, que apresentam grande similaridade composicional ou estrutural, e portanto dificuldades para sua identificação por MEV/EDS ou DRX, mas que são perfeitamente identificáveis ao microscópio óptico. A quantificação das fases, por outro lado, é mais restrita; a clássica análise modal, contagem manual de pontos com identificação da fase que se apresenta no centro do campo de visão com incremento fixo da platina, é uma análise demorada, que exige operador especializado, e, sendo uma análise em dimensão 0 (ponto), não fornece mais informações do que a composição extrapolada para área, e mesmo isto apenas se houver coerência estatística. Uma vez que as propriedades ópticas diagnósticas da maioria dos minerais transparentes dependem da geometria da intersecção do cristal e do ângulo de incidência

da luz, as cores variam com o movimento rotatório da platina, de maneira que o reconhecimento automático dos minerais, por análise de imagens, é impraticável até o momento, com raras exceções.

A metalografia em secções polidas, por outro lado, é excelente para identificar minerais opacos, mas os minerais transparentes em geral aparecem em cinza. Se na amostra a ser analisada coexistirem minerais transparentes e opacos, há necessidade de complementação da análise, e as secções delgadas e polidas de certa forma facilitam o processo, permitindo análise sequencial em luz transmitida e refletida.

Apesar de diversos minerais exibirem pleocroísmo, em geral este é fraco, e não se constitui num aspecto diagnóstico primordial. Desta forma, em luz refletida já é possível automatização, e pelo processamento digital de um número adequado de imagens é possível quantificação de fases e medidas de liberação, como será discutido adiante.

Difração de Raios X

A difração de raios X é outra das ferramentas básicas para caracterização mineralógica de minérios. O método baseia-se na interação de ondas na frequência de raios X (geralmente entre 0,70 e 2,30 Å) com os planos de repetição sistemática do retículo cristalino, como pode ser visualizado esquematicamente na Figura 3.2. Pela própria definição, portanto, aplica-se apenas a materiais cristalinos, e não a amorfos.

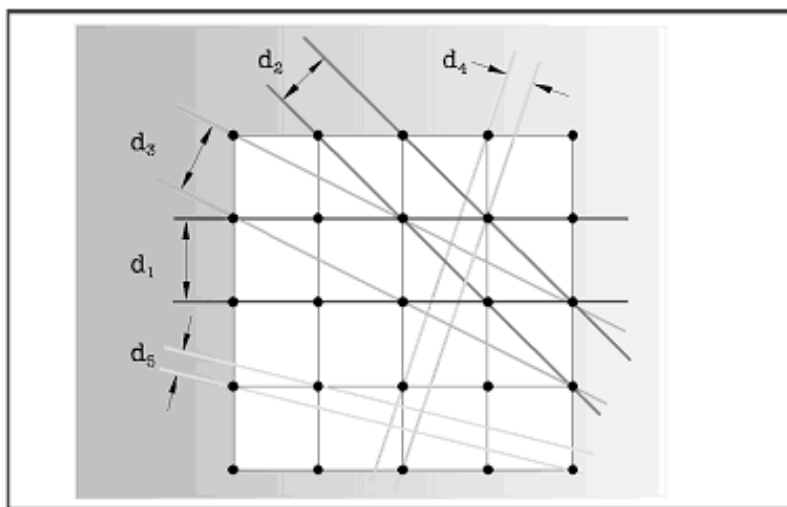


Figura 3.2 – Corte num retículo cúbico esquemático e representação de diversos planos de repetição sistemática com respectivas distâncias interplanares d_i , detectáveis por difração de raios X (cortesia de Bruker AXS, Inc.).

A Lei de Bragg fornece a base teórica do método: $\lambda = 2d \sin\theta$, onde λ é o comprimento de onda da fonte de raios X utilizado, d são as distâncias interplanares e θ é o ângulo da reflexão. Um conjunto das diversas distâncias interplanares d é típica para cada mineral, e estão tabuladas em diversas referências, sendo a mais difundida e utilizada a do ICDD (*International Center for Diffraction Data*). Maiores detalhes podem ser obtidos em livros sobre o assunto (por exemplo, Klug & Alexander 1974, Azároff & Buerger 1958, Moore & Reynolds 1989).

A configuração básica de uma difratômetro de raios X, para método do pó, está esquematizada na Figura 3.3. Existem atualmente diversas variações, que melhoram intensidade, reduzem ruído e exigências quanto à preparação das amostras, fornecem radiação mais limpa que permite dados mais precisos, mas que fogem ao escopo deste livro. Observa-se que a amostra (na horizontal na figura) localiza-se no centro, do qual a fonte de raios X e a fenda do detetor equidistantam (círculo de Bragg). Na configuração mais comum, chamada de $\theta/2\theta$, a amostra move-se numa velocidade angular θ , e o detetor no dobro desta, de maneira que sempre está detectando as contagens refletidas no plano da amostra. A leitura que se faz são contagens refletidas em determinado ângulo θ , convertido para distâncias interplanares d pela equação de Bragg, e qualquer má preparação de amostra, que perturbe esta geometria, resulta em erros de leitura do ângulo.

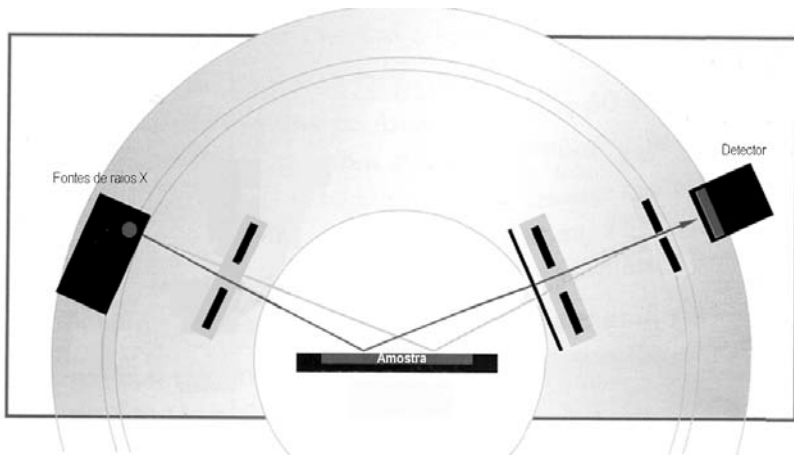


Figura 3.3 – Representação esquemática de um difratômetro de raios X básico para método do pó (cortesia de Bruker AXS, Inc.).

Um espectro de difração de raios X típico é exemplificado na Figura 3.4. Trata-se de um quartzo puro, e além do espectro de difração (contagens no eixo das ordenadas contra 2θ na abcissa) está também representado graficamente o seu padrão tabulado.

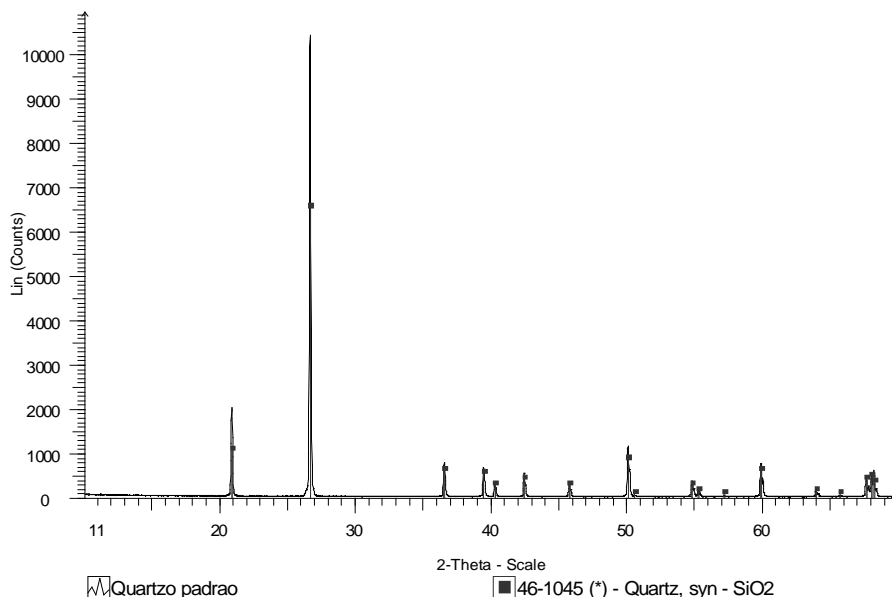


Figura 3.4 – Espectro de difração de raios X (linha cheia) de amostra de quartzo, e posição e contagem relativa do padrão tabulado do mineral.

A posição dos picos (ângulo θ , ou distância interplanar após cálculo pela Lei de Bragg) de determinado mineral não deveria mudar, mas na prática pode haver pequenos desvios, principalmente pela variação na sua composição. Trata-se, portanto, de uma ferramenta muito poderosa na identificação das fases cristalinas. As intensidades relativas dos picos, por outro lado, são muito afetadas por orientação preferencial na preparação das amostras, pela superposição de picos de diferentes fases, pela variação da composição dos minerais, e por outros fatores. Além disto, a intensidade (e a largura dos picos) depende muito da cristalinidade das fases. A simples comparação de altura ou a integral da área dos picos não representa quantificação, e nem permite comparação quantitativa das fases. A quantificação por difração de raios X é possível, mas é bem mais complicada.

A interpretação de espectros de amostras de boa cristalinidade e monofásicas, ou de misturas simples, é muito fácil, e geralmente as próprias ferramentas de busca dos *softwares* de interpretação de espectros de difração mais modernos identificam corretamente as fases presentes. À medida que coexistam na amostra diversos minerais diferentes, a complexidade das estruturas aumenta, ou que seja necessário identificar minerais presentes em pequena quantidade, a intervenção do operador se torna mais importante. O espectro da Figura 3.5 apresenta uma mistura de diversos minerais, com forte sobreposição de alguns dos picos principais, e cuja interpretação, com segurança, prescinde de dados adicionais, por exemplo de microscopia óptica ou eletrônica de varredura. Este material já foi concentrado em separador magnético, e fases menos comuns aparecem.

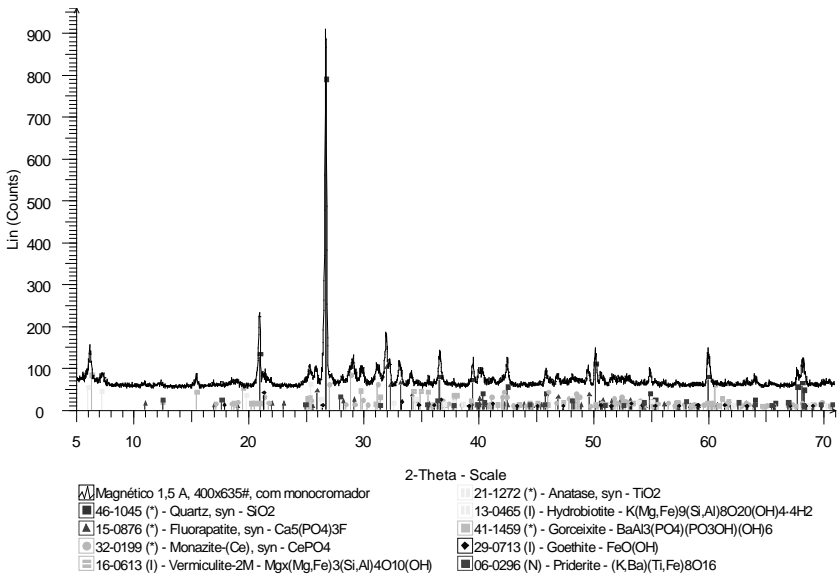


Figura 3.5 – Espectro de difração de raios X (linha cheia) de amostra de mineralogia complexa, com superposição de picos. Minerais identificados: quartzo, fluorapatita, monazita, vermiculita, anatásio, hidrobiotita, gorceixita, goethita, priderita.

Um fato muito deletério às análises de amostras de minérios intemperizados, típicos de climas mais tropicais, é a constante presença de fases com alto teor de Fe, inclusive amorfas ou mal cristalizadas (“limonitas”). Uma vez que grande parcela dos equipamentos de difração de raios X adquiridos no país utilizam tubos de cobre, e que o Fe apresenta forte fluorescência quando excitado pela radiação de Cu, é necessário utilizar monocromadores secundários para evitar uma relação sinal/ruído muito baixa, que mascara boa parte dos picos. Além de caros, os monocromadores também suprimem pelo menos 30% das contagens. Como, com frequência, os minerais intempéricos são também mal cristalizados, a identificação é ainda mais complicada. Recomenda-se, portanto, especificar outros tubos (por exemplo, de Co) na aquisição ou manutenção dos equipamentos.

Outro problema pode ocorrer quando a estrutura é afetada pelo seu bombardeamento por elementos radioativos (metamictização), muito comum, por exemplo, em zircão ou pirocloro. Neste caso, a estrutura eventualmente pode se recompôr, a ponto de permitir identificação correta, se o mineral for aquecido a altas temperaturas (da ordem de 2/3 de sua fusão, por volta de 850°C nos exemplos), por 24 horas.

Microscopia Eletrônica de Varredura - MEV

Outro equipamento imprescindível à caracterização de minérios e materiais é o microscópio eletrônico de varredura (MEV), principalmente se estiver acoplado a um

espectrômetro de dispersão de energia (EDS, ou EDX) para permitir determinação de elementos químicos em pontos de até 2 μm de diâmetro. O funcionamento do MEV é baseado na interação de um feixe de elétrons finamente colimado com a amostra. O MEV fornece, basicamente, imagens em níveis de cinza proporcionais a algum sinal gerado pela interação do feixe com a superfície da amostra (Goldstein *et al.* 1992, por exemplo, é uma referência). Para aplicações gerais, as imagens mais comuns são as de elétrons secundários, produzidos pela interação do feixe com os átomos presentes na amostra. Estas imagens são excelentes para topografia, e provavelmente a sua maior aplicação para tecnologia mineral é verificar a morfologia de minerais, podendo atingir magnificações muito elevadas (resolução da ordem de poucos nm). A imagem da Figura 3.6 é um exemplo prático, uma zeólita NaY trocada com Nd para catálise, onde a boa formação dos cristais fica comprovada.

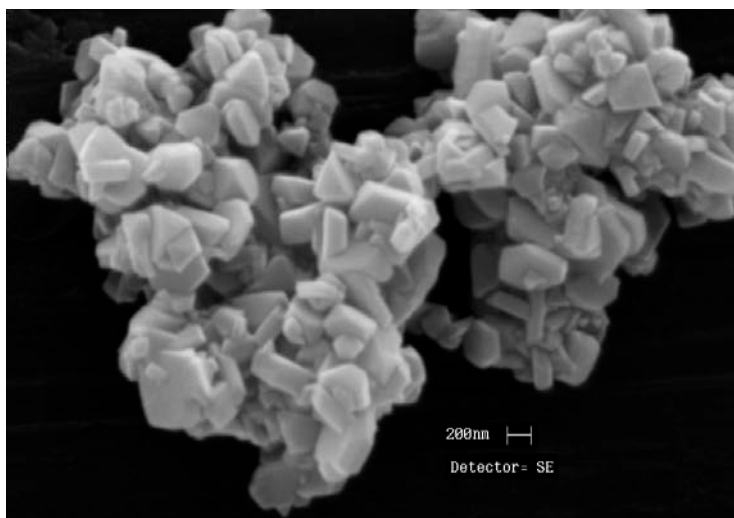


Figura 3.6 – Imagem de MEV, detetor de elétrons secundários (SE), de zeólita NaNdY. A escala gráfica mede 200 nm.

Em tecnologia mineral, as imagens mais importantes são as de elétrons retro-espalhados (no inglês *backscattered electrons - BSD*), que são os elétrons do feixe que se chocam com as eletrosferas dos átomos e são arremessadas de volta, e detectados num detetor que circunda a abertura inferior da coluna de elétrons. Nestas imagens, o nível de cinza é proporcional ao número de elétrons, e conseqüentemente ao peso atômico médio em cada *pixel* da imagem, o que a torna, de maneira indireta, uma imagem composicional. A importância destas imagens para caracterização de minérios e materiais é exatamente esta, uma vez que é possível separar as fases pela resposta do detetor, o seu nível de cinza. Se o MEV dispõe de EDS, a identificação dos minerais é imediata pela sua composição química, eventualmente complementada pelo conhecimento prévio da amostra

(dados de microscopia óptica e/ou difração de raios X, por exemplo), facilitando muito o trabalho de identificar a mineralogia da amostra. A Figura 3.7 mostra uma imagem de elétrons retro-espalhados com os níveis de cinza relacionados a cada fase mineral. Apenas pelo nível de cinza, 6 fases diferentes são facilmente identificadas, e após checagem de que não ocorrem duas fases com mesmo nível de cinza (por exemplo, esfalerita e calcopirita), até a quantificação de cada uma é possível, com cuidados que serão abordados mais adiante.

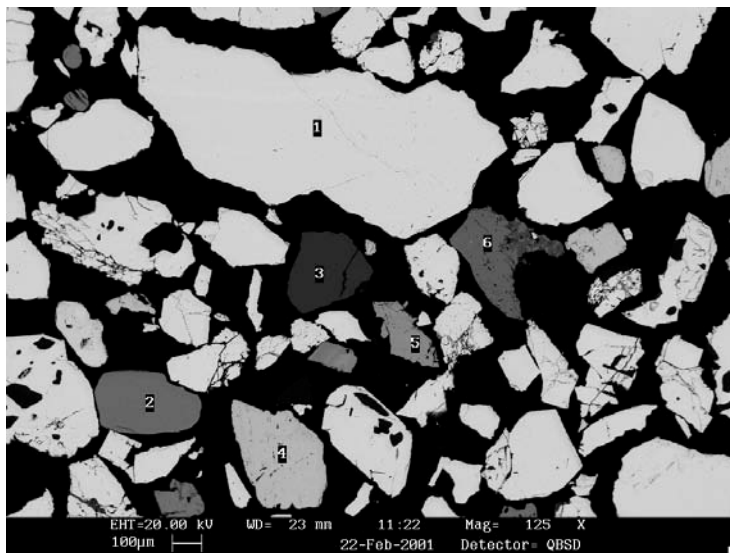
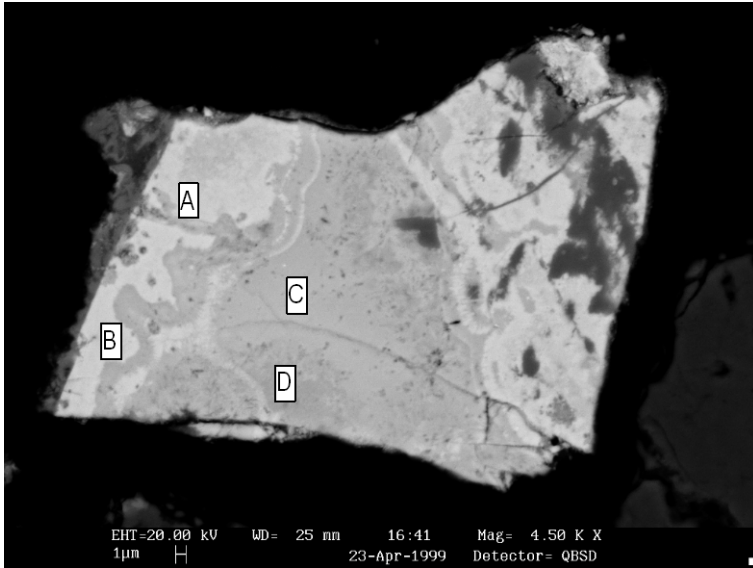


Figura 3.7 – Imagem de concentrado obtida com detector de elétrons retro-espalhados em MEV. 1- cassiterita, 2- zircão, 3- gibbsita, 4- barita, 5- mineral do grupo do pirocloro (betafita), 6- pirita (parcialmente alterada para óxidos/hidróxido de ferro).

A correspondência de peso atômico médio com o nível de cinza é muito útil em diversas situações comuns, para quem trabalha com caracterização tecnológica de minérios. Um exemplo é verificar associações de ouro nos minérios e concentrados. O ouro é muito mais claro, em imagens de elétrons retroespalhados, que a maioria dos minerais que o acompanham, então para procurar o metal basta aumentar contraste e reduzir fortemente o brilho, e investigar somente os grãos que permanecem visíveis na tela. Neste caso, é imprescindível um detector de EDS, uma vez que minerais de chumbo, bismuto, elementos do grupo da platina, cassiterita e tantalatos também são muito claros. Aliás, o mesmo método pode ser empregado para estes todos. Outro exemplo muito comum é verificar a presença de composição variável dentro do mesmo mineral, importante para se definir carreadores de algum elemento e a distribuição do elemento entre vários carreadores, se for o caso. A Figura 3.8 mostra um grão de pirocloro com considerável variação de composições, apresentadas na tabela a seguir.



| Óxido | A | B | C | D |
|--------------------------------|-------|-------|-------|-------|
| TiO ₂ | 0,57 | 0,64 | 0,45 | 0,95 |
| Fe ₂ O ₃ | 1,29 | 1,04 | 0,97 | 1,22 |
| ZrO ₂ | 1,18 | 0,65 | 2,28 | 1,76 |
| Nb ₂ O ₅ | 35,07 | 36,22 | 32,02 | 32,42 |
| SnO ₂ | 3,53 | 3,34 | 1,66 | 0,47 |
| Ta ₂ O ₅ | 6,62 | 6,93 | 14,36 | 12,79 |
| PbO | 42,97 | 42,43 | 35,67 | 21,33 |
| ThO ₂ | 1,13 | 0,96 | 0,66 | 1,45 |
| UO ₃ | 7,65 | 7,78 | 11,92 | 27,61 |

Figura 3.8 – Imagem de elétrons retro-espalhados de grão de urânio-chumbopirocloro, com níveis de cinza muito variados em função da composição, e análises semiquantitativas referentes aos pontos indicados na imagem.

Apesar de resultados muito melhores em secções devidamente embutidas em resina epóxi e polidas, as imagens do detetor de elétrons retro-espalhados também são úteis para análises diretamente nos grãos, geralmente colados em suportes de amostra com fita adesiva dupla face, uma vez que a relação dos níveis de cinza com o número atômico médio ainda é preponderante. Mas já há uma forte influência topográfica, de superfície, na composição do sinal. Outra diferença é quanto ao recobrimento condutor das amostras, uma vez que a configuração mais comum de MEV's para caracterização contempla a análise em alto vácuo, já que as amostras minerais em geral não degradam em vácuo, e a sensibilidade do detetor de EDS para elementos leves é muito melhor. MEV's de pressão variável ou "ambientais" são também mais caros, e a qualidade das imagens inferior. Trabalhando em alto vácuo, a superfície da amostra deve ser condutora, para "escoar" os elétrons que incidem do feixe na amostra, evitando assim cargas elétricas na superfície e aquecimento excessivo. Se a amostra não for naturalmente condutora

(metais, grafita, alguns haletos), deve receber um recobrimento, inclusive se a resina for isolante. Os mais comuns são de carbono vaporizado de um filamento ou eletrodo, ou de ouro numa atmosfera turbulenta de argônio (*sputter*). Ambos tem importantes vantagens e desvantagens. O carbono apresenta um único pico no espectro de EDS, e portanto interfere muito pouco nas microanálises.

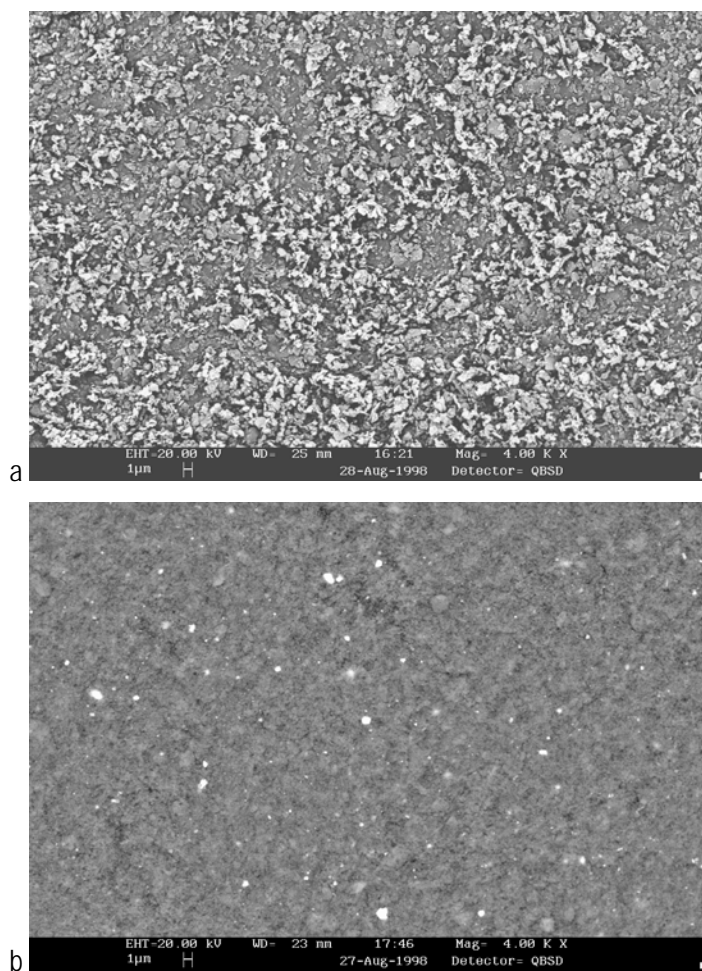


Figura 3.9 – Imagens de elétrons retro-espalhados de uma amostra de finos de caulim: a) montagem com fita adesiva, recobrimento com ouro, b) pastilha prensada, recobrimento com carbono. Somente na segunda imagem são visíveis as muitas impurezas (óxidos e hidróxidos de Fe e Ti, brancos).

O carbono puro é leve, e portanto não inibe a resposta do detector de elétrons retro-espalhados. Como é aplicado pela vaporização em vácuo, no entanto, consegue-se uma boa camada apenas em superfícies lisas e planas. Em amostras com relevo, utiliza-se ouro aplicado em plasma de argônio (*sputter*) com atmosfera turbulenta, que permite a aplicação

do metal em superfícies rugosas e cavidades. Como o ouro é melhor condutor dos elétrons, imagens de melhor resolução e mais magnificação são em geral obtidas com recobrimento com este elemento. Mas o ouro inibe parcialmente a resposta do detetor de elétrons retro-espalhados, e os seus muitos picos no espectro de EDS atrapalham as análises qualitativas, e praticamente inviabilizam as quantitativas.

Um exemplo importante da diferença é dado na Figura 3.9. O objetivo aqui é determinar contaminantes em caulim, na sua fração fina. É praticamente impossível embutir caulim em resina e polir adequadamente a superfície. A imagem de uma montagem em grãos, recoberta com ouro (Figura 3.9a), no entanto, não permite que se distingam, na imagem de elétrons retro-espalhados, as impurezas. Para casos deste tipo, é possível preparar pastilhas prensadas, usando um pastilhador com êmbolo de aço na prensa hidráulica, recobrir a superfície com carbono e fazer a análise como se fosse uma secção polida, pelo menos em termos qualitativos (Figura 3.9b). Não é possível a quantificação, uma vez que a pressão no êmbolo tritura as partículas e altera a área relativa dos minerais nas imagens.

Quantificação dos Minerais

A quantificação dos minerais é uma etapa muito importante na caracterização de uma amostra, geralmente bem mais complexa que a simples qualificação dos minerais, e fortemente dependente da mineralogia da amostra e dos recursos analíticos disponíveis. Nesta etapa, é fundamental que se tenha em mente as reais necessidades do projeto como um todo, uma vez que uma quantificação mais simplificada, com maior erro e/ou agrupando um conjunto dos minerais, pode ser satisfatória apesar de consumir uma fração do tempo e dos recursos analíticos de uma análise completa.

Os procedimentos de quantificação mais comumente aplicados são:

cálculos estequiométricos a partir de análise química e da composição mineralógica da amostra;

método de refinamento de espectro de difração de raios X multifásico total, ou apenas método de Rietveld;

análises termogravimétricas, quando uma ou mais fases perdem ou ganham massa com aumento da temperatura, e

análise de imagens.

É normal a combinação de vários dos métodos acima. Já foi ressaltado anteriormente, que a quantificação dos minerais é mais fácil numa fração mais concentrada, e que o recálculo considerando as massas das frações reduz, sobremaneira, o erro na composição das amostras.

O cálculo estequiométrico é o método mais tradicional, e em diversas situações também o mais preciso para a quantificação das fases. Basicamente, de posse da análise química total ou parcial da amostra, da composição mineralógica e da composição dos minerais, são calculados quanto de cada mineral está presente na amostra. Depende, portanto, de diversos condicionantes que devem ser satisfeitos.

Em primeiro lugar, todas as fases importantes devem estar perfeitamente qualificadas, e a composição de cada uma delas tem que ser conhecida. Isto é trivial para minerais com composição bem definida, mas muitos permitem variações relativamente grandes, como as soluções sólidas. Exemplos são os silicatos, comuns em minerais de ganga, como feldspatos, micas, piroxênios e anfibólios, que dificilmente são determinados com maior precisão por difração de raios X ou análises qualitativas ao MEV/EDS. Em alguns destes casos, os dados de petrografia em luz transmitida eventualmente permitem melhor identificação, e o erro ao se assumir uma composição coerente pode ser suficientemente baixo para permitir boa quantificação. Em outros casos, como zeólitas ou alguns sulfossais, a identificação não consegue ser boa, o suficiente, para permitir a adoção de alguma estequiometria aceitável, e neste caso é necessário efetuar algumas análises quantitativas por MEV/EDS ou microsonda eletrônica, ou ainda análises químicas convencionais de uma amostra purificada por catação manual, para que a estequiometria possa ser adotada, a contento. Convém lembrar da real necessidade de se conhecer a composição com precisão: é comum que eventuais erros na quantificação alterem apenas a relação entre minerais (por exemplo, quartzo/feldspato), sem maiores consequências para o processo.

Outro fator muito importante a ser considerado é a cristalinidade das fases, particularmente de Fe e de Mn em minerais supérgenos. Mesmo que algumas fases, como goethita e hematita, sejam bem identificadas por difração de raios X, é sempre possível que uma parte, até considerável, seja amorfa ou mal cristalizada. Neste caso, a estequiometria superestima a fase cristalina, em detrimento da amorfa. Nem sempre isto é importante, mas é bom que se tenha clareza quanto ao fato.

A análise pode também ser parcial, quando apenas alguns minerais de minério ou de ganga interessam, e geralmente é o que se faz em acompanhamento de processo.

Método de Rietveld

O método de refinamento de espectro multifásico total de difração de raios X (método de Rietveld), de maneira simplificada, consiste em se minimizar a diferença entre espectros medido e calculado, passo por passo, num difratograma digital (Rietveld 1970). A grande vantagem do método para quantificação é justamente que se utilizam todos os pontos de um espectro, e superposição de picos, que usualmente inviabilizam outros métodos de quantificação por difração de raios X em amostras pulverizadas, que pouco afetam o método de Rietveld, apenas dificultam a identificação qualitativa.

A quantificação pelo método de Rietveld baseia-se em três considerações iniciais (Philippo et al. 1997): i) cada estrutura cristalina tem seu próprio espectro de difração caracterizado pelas posições e intensidades de cada pico de difração; ii) a superposição dos espectros de difração faz-se por simples adição, sem interferência; e iii) a integral da superfície do espectro de cada fase é proporcional à porcentagem da fase na mistura. Os dados quantitativos são deduzidos de fatores de escala, após a superposição e minimização de diferenças de espectros medido e calculado, este obtido a partir de modelamento de cada fase na mistura. Três grupos de parâmetros devem ser incluídos no modelamento: i) parâmetros instrumentais (correção do zero do equipamento); ii) parâmetros estruturais, como grupo espacial, parâmetros de cela unitária, posições dos átomos no retículo e sua ocupação, absorção e fatores térmicos; iii) parâmetros de cristalinidade, como assimetria dos picos, orientação preferencial, largura a meia-altura e forma dos picos.

Apesar das enormes vantagens que o método de Rietveld tem sobre os métodos tradicionais de quantificação por difração de raios X, são necessários alguns cuidados, inclusive de interpretação dos resultados. A influência de orientação preferencial, extinção primária e detecção não-linear podem ser reduzidas nesse método, uma vez que todo o espectro é utilizado, e não apenas as reflexões mais intensas (Bish & Post 1993). Mas montagens evitando orientação preferencial permitem ajuste melhor, menos dependente do modelamento. A maior dificuldade potencial, na parágenese quantificada, é a presença de fases com microabsorção exageradamente diferente das outras fases, particularmente de goethita, hematita e magnetita (para a radiação $CuK\alpha$ utilizada). Este efeito pode ser eliminado por utilização de outra radiação mais apropriada, ou minimizado pela pulverização mais intensa da amostra. Estima-se que a microabsorção diferencial interfere menos, a partir de $5 \mu m$ de tamanho de partícula. Neste caso, é necessário tomar cuidado com sobre모agem, que pode afetar a cristalinidade dos minerais. Um caso típico é mistura de zeólita com quartzo, onde o quartzo, mais resistente, acaba intensificando a moagem da zeólita e ameaçando sua cristalinidade, fato substanciado pelo aumento da largura, à meia altura dos seus picos.

Um fator de grande importância para um bom refinamento pelo método de Rietveld é contagem elevada. Como em geral não é possível gerar um feixe de raios X mais intenso, o tempo de contagem em cada passo é que deve ser variado – trabalha-se, de modo geral, com pelo menos 3 s por passo, para simples quantificação de fases. Se o objetivo for cristalográfico, podem ser necessários mais de 10 s. O tamanho do passo, por outro lado, pode ser ampliado, o que se traduz em menor precisão dos d_{hkl} medidos, mas ajuda a reduzir o tempo de análise. Também é importante que sejam analisadas as reflexões em ângulos maiores, pelo menos até 100 ou $120^\circ 2\theta$, incluindo o maior número de picos para refinamento. Isto ajuda a compensar os efeitos de orientação preferencial, assimetria de picos e outros, mais intensos no início do espectro. Recomenda-se, aliás, verificar se a eliminação do início do espectro (por exemplo, iniciando-se o refinamento a $20^\circ 2\theta$) melhora os resultados.

Outra grande vantagem, exclusiva dos métodos de quantificação a partir de espectros de difração de raios X, e particularmente operacional com o método de Rietveld, é a determinação da quantidade de material amorfo. No caso de minérios lateríticos, derivados da intensa ação do intemperismo como é o caso da maior parte dos minérios brasileiros, o conhecimento da porção amorfa é muito importante; como exemplo, já foram analisados mais de 60% de amorfos em finos (< 37 μm) de minérios fosfáticos. As implicações disto, para processo, podem ser muito grandes.

Para isto basta adicionar uma quantidade conhecida de um padrão interno, em geral 10 a 15% em massa. O padrão interno deve ser perfeitamente cristalino, não estar entre as fases identificadas na amostra original, e de preferência ser de fácil refinamento. Silício e tungstênio elementares e córindon estão entre os padrões mais comuns. Fluorita é também uma opção razoável, cúbica e com poucos picos, mas tem fortes clivagens que acabam lhe conferindo um pouco de orientação preferencial, que tem que ser considerada no refinamento.

A Figura 3.10 mostra o espectro de difração de raios X de uma bauxita brasileira, onde foram identificados gibbsita, caolinita, goethita e muscovita. Abaixo do espectro medido são apresentados os espectros calculado, após refinamento, e a diferença entre ambos. À amostra foram adicionados 15% (em massa) de fluorita, e os resultados do refinamento e da quantificação desconsiderando o padrão interno (total de fases cristalinas) e incluindo os amorfos (mas não o padrão interno) estão na Tabela 3.3.

Tabela 3.3 – Quantificação das fases da bauxita pelo método de Rietveld, com adição de 15% (massa) de fluorita.

| Fase | Refinamento | Quantificação | Erro ($\pm\%$) |
|-----------|-------------|---------------|------------------|
| | % (massa) | % (massa) | |
| Gibbsita | 71,7 | 76,2 | 0,5 |
| Goethita | 7,0 | 7,4 | 0,2 |
| Muscovita | 0,3 | 0,3 | 0,1 |
| Caolinita | 4,4 | 4,7 | 0,4 |
| Fluorita | 16,6 | -- | -- |
| Amorfos | -- | 11,4 | 1,8 |

Análises Térmicas – ATD/ATG

As análises térmicas (termodiferenciais e termogravimétricas - ATD/ATG) podem ser úteis tanto para identificação de fases, quanto para a sua quantificação. Ambas são efetuadas com a amostra (entre poucos mg até poucos g de amostra, dependendo do equipamento) sendo aquecida num forno com controle preciso, e monitorando mudanças em função da programação (em geral da temperatura).

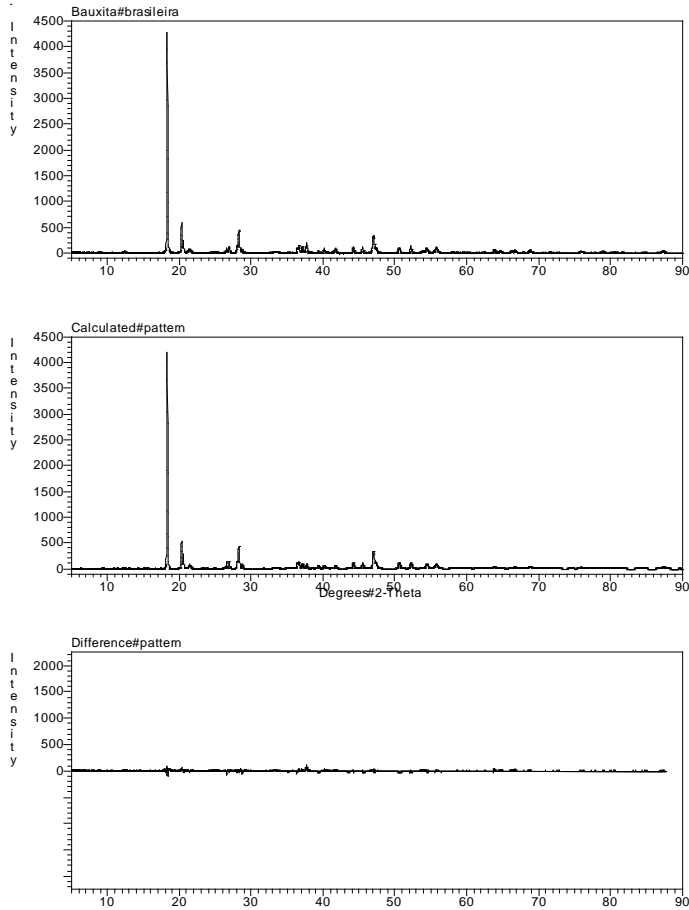


Figura 3.10 – Espectros de raios X medido e calculado pelo método de Rietveld, e a diferença entre os dois, de uma bauxita contendo gibbsita (com forte orientação preferencial no plano cristalográfico basal 002, a $18,282^\circ 2\theta$), goethita, caolinita, muscovita e amorfos (quantificação na Tabela 3.3).

No caso da análise termodiferencial (ATD), um microtermopar analisa a temperatura da amostra, e a compara com a temperatura de um padrão inerte (geralmente alumina) analisado simultaneamente por outro termopar, acusando portanto transformações endotérmicas (decomposição, fusão, redução, transformações estruturais e magnéticas) e exotérmicas (oxidação, incluindo combustão, transformações de estrutura e a sua reconstrução). É um excelente método qualitativo, quando se dispõe dos dados térmicos dos minerais tabulados. O livro de Smykatz-Kloss (1974) disponibiliza e discute muitos dados termodiferenciais, e os de Todor (1976) e Mackenzie (1957) são mais completos, contendo também os dados termogravimétricos. Ambos são de consulta obrigatória, e até hoje as principais referências compiladas para análises de minerais.

Na análise termogravimétrica (ATG), monitora-se a massa da amostra durante o seu aquecimento precisamente controlado, por intermédio de uma microbalança de precisão, que registra e quantifica qualquer perda ou ganho de massa. As configurações mais modernas de equipamentos de análise térmica geralmente contemplam ATD/ATG simultaneamente, bem como capacidade de registrar eventos endo- e exotérmicos, e as variações de massa associadas a estes eventos.

Uma vez que a mineralogia da amostra foi determinada por outros meios, é possível obter informações quantitativas pela análise termogravimétrica. É absolutamente necessário, no entanto, que se saiba qual dado obter, inclusive para configurar o equipamento. Uma das medidas mais úteis é a determinação da perda de água estrutural de caolinita, mica, goethita, gibbsita e de outros minerais hidratados, ou a descarbonatação de calcita, dolomita e outros carbonatos. Cada mineral destes tem a faixa de temperatura característica em que ocorrem as decomposições, que infelizmente podem estar, pelo menos parcialmente, superpostas. Estas análises são em geral conduzidas em ambiente inerte (sendo fluxo de nitrogênio o padrão), para evitar que oxidação de alguns elementos (Mn e Fe, por exemplo) possa alterar a variação de massa que será atribuída aos respectivos minerais. No caso de carvão ou grafita, por outro lado, pode ser usado ar sintético ou oxigênio, para se proceder à sua quantificação pela perda em massa correspondente à sua eliminação como CO_2 . A comparação dos dados térmicos obtidos em atmosfera inerte com os obtidos em atmosfera oxidante pode, eventualmente, dirimir dúvidas, como no caso da superposição de desidroxilação de caolinita e oxidação de carvão. Decomposição de sulfetos é mais complicada para fins qualitativos, pois a massa pode aumentar pela oxidação do sulfeto a sulfato, diminuir pela formação de SO_2 ou SO_3 (gases eliminados), ou uma combinação destes. Os sistemas de análise térmica podem estar conectados a cromatógrafos, espectrômetros de massa ou de infra-vermelho, para a análise de gases emanados que rastreiam com grande precisão o fenômeno, e que são mais comuns para análise de orgânicos.

O exemplo da Figura 3.11 mostra as curvas de análises termodiferencial e termogravimétrica obtidas simultaneamente, numa amostra contendo caolinita, calcita e quartzo. A análise foi efetuada em fluxo de nitrogênio, com rampa de aquecimento de $10^\circ\text{C}/\text{min}$. A curva termodiferencial (tracejada) indica um comportamento endotérmico (de absorção de calor) em toda a análise, com a diferença sempre negativa, e dois picos marcados, a $500,5$ e $712,2^\circ\text{C}$, correspondentes respectivamente à desidroxilação da caolinita e à descarbonatação da calcita. Um pico também endotérmico, muito pequeno, está realçado a $571,5^\circ\text{C}$, correspondendo à transformação polimorfofórica do quartzo, de α para β .

A curva termogravimétrica (linha cheia), por outro lado, indica uma pequena perda de massa até aproximadamente 220°C , referente à umidade da amostra. De 220 a 600°C ocorre a eliminação de água estrutural da caolinita, e os 7,04% em massa eliminados correspondem a 50,3% de caolinita na amostra (considerando 14,0% de H_2O na caolinita). A partir de 600°C , são eliminados mais 11,10% de sua massa, até aproximadamente

730°C, devidos à eliminação do CO₂ da calcita. Como o mineral contém 44,0% de CO₂, a quantificação é imediata, 25,2% de calcita. Desprezando a umidade, como a amostra foi previamente identificada como contendo caolinita, calcita e quartzo, este último representa por volta de 24% de sua massa. Neste exemplo, poderia estar ocorrendo uma pequena superposição entre a perda de água da caolinita e de CO₂ da calcita. Mas tanto o formato da curva termogravimétrica quanto a análise termodiferencial, com os dois picos bem definidos, indicam que os eventos estão separados (a derivada da ATG, não apresentada para não sobrecarregar o gráfico, separa perfeitamente os eventos).

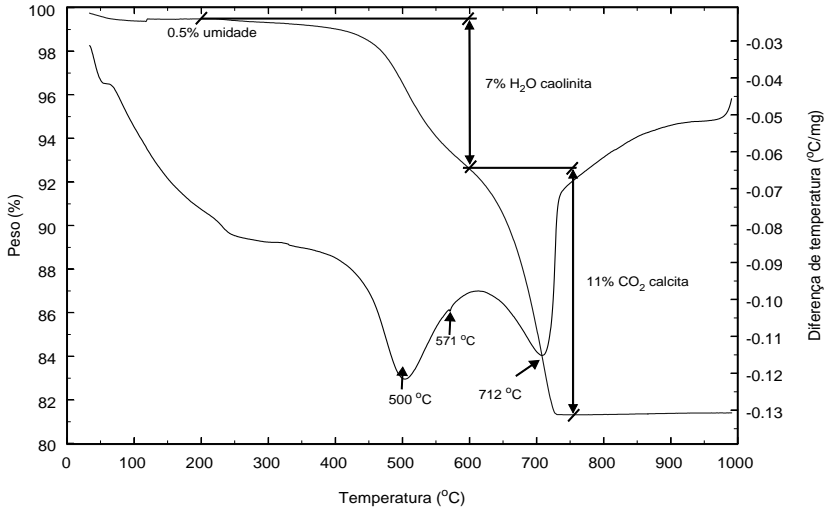


Figura 3.11 – Análise térmica (termodiferencial em linha tracejada, e termogravimétrica em linha cheia), com indicação dos picos endotérmicos e perdas de massa.

Análise de Imagens

A análise de imagens é um dos métodos mais antigos de quantificação de fases, uma vez que contagem de pontos em microscópios ópticos de luz transmitida ou refletida (análise modal) é utilizada há muitas décadas. A contagem de pontos consiste numa análise, com incremento fixo (que depende da magnificação – função basicamente do tamanho dos grãos) nos eixos X e Y da platina, onde se conta o número de interceptos de cada mineral que é identificado com o cruzamento dos fios, no centro do campo de observação. São necessários milhares de pontos para obter um valor minimamente significativo, implicando em muito tempo de operador especializado.

A evolução da contagem de pontos é a análise de imagens digital, onde são considerados todos os *pixels* de uma imagem. É uma análise muito mais precisa e rápida, desde que as imagens permitam separar as fases. As imagens mais utilizadas são as de

microscopia eletrônica de varredura ou ópticas. No caso do MEV, que é o mais utilizado em tecnologia mineral, são utilizadas as imagens de elétrons retro-espalhados, onde o nível de cinza de cada *pixel* é proporcional ao peso atômico médio da fase naquele ponto. A análise de imagens ópticas é praticamente restrita às de luz refletida, e em geral é escolhido um dos canais de cor (vermelho, verde ou azul), no qual o contraste entre as fases seja maior, e passível de separação. Dependendo da configuração, o canal composto também pode ser utilizado.

Se as fases a serem medidas tiverem contraste suficiente para serem distinguidas num *software* de processamento de imagens (inclusive muitos, de edição de imagens para uso pessoal), basta fazer as contagens, em números de *pixels*, para a faixa de nível de cinza correspondente a cada mineral. Uma vez que a Primeira Lei da Estereologia estabelece que $T_P=T_L=T_A=T_V$, ou seja, que os teores de ponto (*pixel*), linha (intercepto linear, ou cordas) e área são iguais entre si, e todos eles iguais ao teor em volume, basta a conversão com as respectivas densidades, para obter o teor em massa na amostra. Há um condicionante, no entanto, para aplicação da Lei, que só pode ser aplicada quando as secções são transversais e randômicas. Um detalhamento muito maior dos procedimentos, inclusive preparação de amostra e processamento de imagens, pode ser encontrado no tópico seguinte, sobre liberação.

Em qualquer uso da imagem para quantificação, recomenda-se uma insistente e recorrente checagem da coerência dos resultados do processamento da imagem com a interpretação visual que se dá à separação. O olho humano utiliza muito mais recursos do que o nível de cinza ou de cor, e portanto consegue separar muito melhor as diferentes fases. Se o sistema de processamento não conseguir separar as fases o suficiente, é necessário mudar as condições de aquisição da imagem.

A aplicabilidade do método depende de diversos fatores, inclusive do instrumental utilizado. Análises para se verificar proporções entre minerais principais, quando há bom contraste entre eles, são simples e rápidas. Quando o contraste é reduzido, já se torna necessário maior cuidado na calibração dos equipamentos, mais resolução nas imagens (que se reflete em maior tempo de aquisição), e melhores câmeras de vídeo e placas de interface, no caso de imagens ópticas. Quando alguma das fases que deve ser quantificada ocorre em menor quantidade, é necessário um cuidado muito maior na preparação das amostras, número de imagens para assegurar representatividade (ver discussão sobre o assunto no tópico seguinte) e demais ressalvas derivadas dos preceitos da amostragem. Mais uma vez, se for possível agrupar fases sem comprometer a utilidade do dado para o processo (e aqui densidades similares são outro pré-requisito para correta conversão para massa), uma quantificação pode se tornar viável. Um exemplo são diferentes feldspatos, ou feldspatos e quartzo, que são todos ganga em determinado processo, e como apresentam números atômicos médios (e densidades) próximos podem ser agrupados no mesmo intervalo de níveis de cinza, se sua separação não for boa numa imagem de elétrons retro-espalhados gerada em MEV.

Um bom exemplo está na imagem da Figura 3.12, de um rejeito de processamento de ouro com mineralogia variada. Como pode ser observado no histograma, os sulfetos (pirita, arsenopirita e galena) são bem diferenciados, assim como ilmenita e apatita, mas os silicatos (quartzo, illita/muscovita) são considerados conjuntamente, sem que isto comprometa o resultado ou a sua utilidade. A quantificação resultante da análise desta imagem está na Tabela 3.4. É claro que apenas uma imagem nunca seria suficiente para uma estimativa minimamente aceitável da mineralogia da amostra.

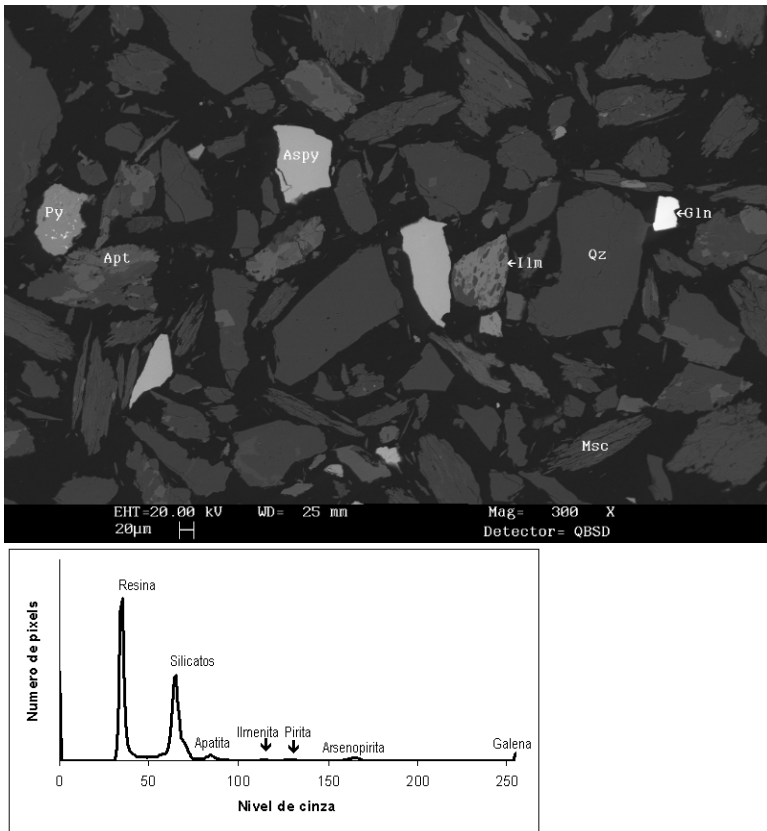


Figura 3.12 – Imagem de elétrons retro-espalhados de rejeito, contendo os silicatos quartzo (Qz) e illita/muscovita (Msc), apatita (Apt), ilmenita (Ilm), e os sulfetos pirita (Py), arsenopirita (Aspy) e galena (Gln), e o histograma da distribuição de níveis de cinza com a indicação das fases.

Tabela 3.4 – Quantificação das fases na imagem da Figura 3.12, a partir do número de pixels conforme os picos no histograma.

| Fase | % (vol) medido | % (vol) dos minerais | Densidades (teóricas) | % (massa) |
|--------------|----------------|----------------------|-----------------------|-----------|
| Resina | 55,8 | --- | --- | --- |
| Silicatos | 37,6 | 85,1 | 2,7 | 76,2 |
| Apatita | 2,7 | 6,1 | 3,2 | 6,5 |
| Ilmenita | 0,6 | 1,4 | 4,7 | 2,1 |
| Pirita | 0,7 | 1,6 | 5,0 | 2,6 |
| Arsenopirita | 2,0 | 4,5 | 6,1 | 9,2 |
| Galena | 0,6 | 1,4 | 7,5 | 3,4 |

A quantificação de fases, por análise de imagens, tem a sua limitação fundamental quando não há contraste entre as fases que possa ser detectado no processamento da imagem. No caso das imagens de elétrons retro-espalhados, existem dois exemplos clássicos, a separação de hematita e magnetita, e de calcopirita e esfalerita. Hematita e magnetita são basicamente idênticos quimicamente, e somente análises químicas pontuais quantitativas poderiam detectar a diferença pela sua estequiometria. Já o par calcopirita-esfalerita pode ser facilmente separado com informações de EDS qualitativas mínimas, como a presença de Zn ou Cu, por exemplo. Baseado nesta idéia, foram lançados por centros de pesquisa australianos, em associação com fabricantes de MEV's, dois sofisticados e dispendiosos sistemas de análise de imagens com dados químicos, QEM*SCAN (SCIRO e LEO) e MLA (JK Centre e FEI). O primeiro utiliza uma bateria de detectores de EDS para efetuar imagens onde a categorização dos seus *pixels* se baseia exclusivamente na composição química detectada. O MLA utiliza imagens de elétrons retro-espalhados para definir as partículas, e adicionalmente pode categorizá-las pela sua composição, medida por pelo menos um detector de EDS.

Um exemplo de produto gerado pelo sistema QEM*SCAN está na Figura 3.13 (as falsas cores foram convertidas para cinza para fins de publicação). É uma excelente ferramenta para se avaliar a quantidade de fases, e até para se verificar o grau de associação entre os minerais, de grande importância para processamento. O tempo de aquisição é elevado, assim como o investimento inicial, mas permite resolver com facilidade problemas que não podem ser devidamente abordados com as técnicas descritas até aqui.

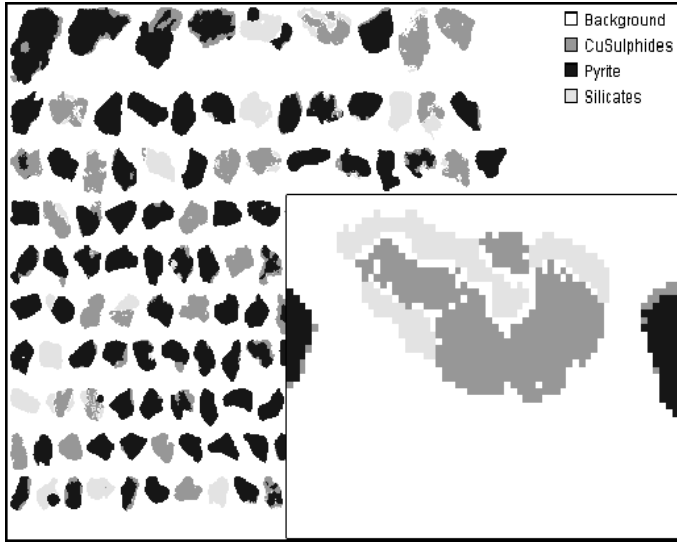


Figura 3.13 – Mapa de composição de partículas, produto da análise de um minério de Cu em QEMSCAN, onde as fases são identificadas e facilmente quantificadas, permitindo também análise de associações de fases.

Pode também ser observado que a resolução da imagem composicional é baixa (detalhe da Figura 3.13), e que ocorrem muitas falhas na identificação do mineral, notadamente no contato entre minerais diferentes. Isto é consequência inevitável da baixa resolução espacial das análises por EDS, uma vez que o feixe excita uma área grande, e no contato entre os grãos, a mistura do sinal confunde o sistema de classificação dos dados químicos. Apesar de serem considerados pelo fabricante como sistemas de análise de imagem visando liberação (MLA significa *mineral liberation analysis*), as imagens não atendem minimamente aos pré-requisitos para tal, como será abordado nos tópicos a seguir.

LIBERAÇÃO

Introdução à Análise de Imagens Quantitativa

Pode parecer inadequado qualificar análise de imagens (AI) em geral com o termo quantitativa. Na verdade, existem inúmeros problemas associados a este tema em inúmeras áreas de aplicação. Em tratamento de minérios existem duas propriedades básicas das populações de partículas que definem o comportamento destas, na maioria dos processos: tamanho e composição. As distribuições de tamanho e composição associadas às populações são inerentemente volumétricas, e no contexto de AI pode-se dizer que as propriedades são distribuídas em 3 dimensões no espaço euclidiano. O

problema fundamental é portanto obter informações volumétricas a partir de projeções destas distribuições em espaços bi- e uni-dimensionais, já que com a exceção de estereopares, imagens conterão somente uma projeção das partículas em duas dimensões ou serão associadas a um plano de intersecção no caso de imagens em secções transversais de partículas. Este fato rende um caráter eminentemente estatístico ao tipo de informação que pode ser avaliada por análise de imagens. Por exemplo, é impossível medir o tamanho de uma partícula irregular qualquer, em uma imagem, mas é possível medir a distribuição de tamanhos de partículas a partir de amostras de projeções de várias partículas em uma população. Neste caso são necessárias várias partículas por imagem e possivelmente várias imagens contendo amostras em diferentes campos de visão. Durante os anos 90, investimentos importantes foram feitos em pesquisa e desenvolvimento, com o objetivo de equacionar e resolver o problema em questão: medir distribuições com caráter volumétrico a partir de imagens obtidas em projeções ou secções transversais de partículas. Dois problemas importantes na área de tratamento de minérios foram abordados objetivamente: medir distribuição de tamanhos de partículas e medir distribuição de composição de partículas usando-se AI. Embora diferentes nas técnicas utilizadas em sua solução, estes dois problemas são fundamentalmente iguais, uma vez que ambos são definidos por uma equação estereológica que relaciona as distribuições medidas na AI e as distribuições volumétricas correspondentes que as geram. A solução desta equação é corretamente chamada de transformação estereológica, porque permite o intercâmbio entre distribuições lineares, areais e volumétricas, embora tenha sido referida nos meios científicos como uma correção estereológica, uma vez que as distribuições correspondentes a cada dimensão sempre diferem em uma única direção, o que aparenta um *bias* de magnitude desconhecida. Do ponto de vista exclusivamente matemático, conversão estereológica é um problema de regularização, e este problema é felizmente bem entendido pois aparece em diversos campos da engenharia e da tecnologia. Soluções para conversão estereológica em mineralogia de processo começaram a surgir no início dos anos 90 (Schneider *et al.* 1991), e têm evoluído e melhorado consistentemente com o desenvolvimento de técnicas computacionais mais robustas. Embora os avanços no campo científico sejam relevantes, do ponto de vista da aplicação prática no setor mineral só recentemente esta técnica começou a ser utilizada com algum sucesso, e a sua produtividade ainda requer desenvolvimento e, principalmente, a aceitação dos profissionais na área de tratamento de minérios.

Além dos problemas relacionados à conversão estereológica, as técnicas de AI em si são complexas, e requerem atenção especial. Em outras palavras, deve-se medir as distribuições lineares e areais corretamente, antes que as sofisticadas técnicas de conversão estereológica possam ser aplicadas com algum sucesso. Um dos problemas mais graves da AI é a facilidade da sua aplicação. Sem esforço, pode-se encontrar na literatura centenas de trabalhos descrevendo a aplicação de técnicas de AI, invariavelmente com sucesso, à despeito de erros crassos de processamento, completo descaso com o caráter estatístico das medidas, e um desconhecimento geral dos problemas relacionados à AI. Alguns destes problemas da AI como instrumento científico têm sido atribuídos à falta de padronização neste campo, e esta abordagem é defendida

em um artigo publicado por Pirard *et al.* (1999), com uma abordagem correta do problema de correção de *background* em imagens geradas opticamente. À despeito de contribuições significativas e meritórias de alguns pesquisadores, AI ainda é um tópico extremamente confuso onde contribuições negativas parecem superar qualquer esforço analítico. Alguns destes problemas serão abordados aqui, no enfoque do estado da arte, e nos tópicos de distribuição de tamanhos, que é um problema razoavelmente bem entendido, e da distribuição de composição de partículas ou espectro de liberação, que é um tema cercado de muita controvérsia devido à sua complexidade, importância e também devido à escassez de artigos voltados ao esclarecimento dos aspectos fundamentais relacionados ao tema liberação, em geral.

Liberação: medição, previsão e simulação de

O tópico liberação, surpreendentemente, não é entendido pela maioria dos pesquisadores que atuam nesta área, e inclui três áreas de atuação: *medição, previsão e simulação*. Como deve ficar claro a seguir, estes três problemas são bastante distintos, mas estão simbioticamente relacionados, o que tem causado confusão no universo científico. Todos estes temas dependem, com maior ou menor importância, de técnicas de análise de imagens. Aqui, cada tópico é discutido separadamente, com ênfase na aplicação e estado da arte.

Medição do espectro de liberação

O espectro de liberação nada mais é do que a distribuição de composições de partículas em uma população. Na maioria dos minérios, várias fases estarão presentes, e pelo menos, uma fase terá valor econômico e, pelo menos, uma outra fase constituirá ganga. Partículas que contêm apenas uma fase são chamadas partículas liberadas. Todas as outras partículas que contêm mais do que uma fase são compostas. O problema mais simples e básico é o de um minério binário, onde apenas duas fases estão presentes, como por exemplo um itabirito fresco, contendo tão somente hematita e quartzo. Em muitas instâncias, minérios de múltiplas fases podem ser considerados como minérios binários, simplificando grandemente a sua caracterização. Por exemplo, no itabirito, goethita, hematita e magnetita podem ser considerados como uma fase ferruginosa, e o quartzo, bem como outros silicatos, minerais de argila e componentes menores, podem ser considerados como a fase ganga. Minérios porfíricos também podem ser tratados da mesma forma, com todos os sulfetos representando a fase de interesse e todos os silicatos como a fase ganga. No caso do carvão, no entanto, existe uma necessidade de descrever as partículas com três fases, *orgânica* - que inclui todos os macerais, os constituintes da *cinza*, isto é calcita, quartzo, argilas e outros, e os *sulfetos*, principalmente pirita. Usando-se como exemplo o caso binário, por simplicidade, a questão fundamental no escopo do tratamento de minérios é o conhecimento da distribuição de composições, ou seja, quantas partículas em uma população são ganga liberada, quantas são fase de interesse liberada, quantas são compostas e quais são as quantidades relativas de partículas no espectro de teor. Na prática, doze classes de teor foram convencionadas, todas com igual importância:

0%, 0-10%, 10-20%, 90-100% e 100%, quando análise de imagens é utilizada. A quantidade relativa de partículas em cada faixa de teor é fundamental para a eficiência de qualquer processo de separação. Considere-se, por exemplo, uma célula de flotação otimizada, com partículas perfeitamente condicionadas, e com uma alimentação contendo 20% de partículas de ganga liberadas, 10% de partículas de sulfetos liberados e os restantes 70% na classe 0-10% de sulfetos. O teor de sulfetos na alimentação é $0 \times 20 + 0,05 \times 70 + 1,0 \times 10 = 13,5\%$ sulfetos, usando-se o teor médio de cada classe para base de integração. Se a flotação, ou qualquer processo de separação, for ideal, ou seja 100% eficiente, o rejeito conterá 90% das partículas e o concentrado 10%, com um teor de concentrado de 100% e um teor de rejeito de $100 \times (0 \times 20 + 0,05 \times 70) / 90 = 3,89\%$. A recuperação de sulfetos no concentrado neste caso é $100 \times (10 \times 100) / (100 \times 13,5) = 74\%$, representando portanto uma perda de 26% dos sulfetos no rejeito. A baixa recuperação é obviamente devida à quantidade relativamente grande de partículas de baixo teor, 0-10%, presentes na alimentação. Embora tão somente a análise química da alimentação e produtos leve aos mesmos valores de recuperação e teor, nada poderia ser concluído sobre porquê a recuperação é baixa neste processo. Um engenheiro menos experiente, provavelmente, ordenaria testes com diferentes reagentes e concentrações, e com condições distintas na vã tentativa de aprimorar a recuperação de sulfetos. Perda de tempo! O problema só pode ser abordado do ponto de vista da liberação. Na verdade, qualquer cálculo metalúrgico envolvendo partículas distribuídas está relacionado ao problema de liberação, e processos só podem ser descritos acuradamente quando o espectro de liberação é conhecido. É bem verdade, também, que existem minérios que liberam facilmente, e quando as partículas se encontram em faixas de tamanho suficientemente finas, a fração de partículas compostas pode ser irrelevante para a eficiência dos processos. No entanto, possivelmente na maioria dos casos liberação é importante, senão fundamental, na eficiência dos processos de separação.

Medir o espectro de liberação não é tarefa fácil, senão esta medida seria praxe em qualquer planta de processamento de minérios. A técnica usada tradicionalmente é a do fracionamento em líquidos densos, e isto tem sido feito em tratamento de carvão, por décadas. Tratamento de carvão, na verdade, se tornou uma modalidade de tratamento de minérios à parte, com o seu próprio jargão, e literatura diferenciada, justamente pelo fato de que, no caso do carvão, os engenheiros tradicionalmente têm se baseado em algum conhecimento sobre o espectro de liberação, conhecido aqui como curva de lavabilidade. Infelizmente, líquidos densos não podem ser usados no fracionamento de sulfetos ou óxidos metálicos devido às altas densidades envolvidas. Outros tipos de minérios têm densidades de fases de interesse e de ganga muito similares, e líquidos densos também não são úteis, como por exemplo no caso de apatita e magnesita. Nestes casos AI é a única alternativa viável. As etapas envolvidas na AI incluem a preparação de amostra, aquisição de imagem, processamento de imagem, medição do espectro linear e/ou areal, determinação da função de transformação, e conversão estereológica. Estas etapas são descritas e discutidas a seguir.

Montagem de amostra em epóxi. Uma amostra de planta, por exemplo concentrado da flotação rougher, contém partículas em várias faixas de tamanho. Partículas tão finas quanto $38 \times 20 \mu\text{m}$ têm sido montadas com sucesso em epóxi, mas abaixo de $20 \mu\text{m}$, o processo de montagem torna-se extremamente complicado. Isto não se constitui em problema, nos casos em que liberação pode ser considerada completa nos tamanhos abaixo de $20 \mu\text{m}$. As partículas devem ser peneiradas em faixas de tamanho estreitas, podendo-se usar séries de $\sqrt{2}$. Partículas em faixas de tamanho largas não devem ser montadas juntas, porque imagens não podem ser geradas em uma magnificação apropriada para todos os tamanhos, simultaneamente. Montagem em vácuo produz os melhores resultados. Cuidados devem ser tomados para evitar segregação, mas alguma agitação é sempre necessária para que dispersão ocorra. É fundamental que o epóxi líquido molhe completamente a superfície das partículas. Uma amostra suficientemente grande (~6 gramas para um molde de diâmetro de 31,75 mm) deve ser montada para permitir um desbaste adequado, e porque a imbricação dos grãos inibe segregação densitária. Técnicas de amostragem devem ser utilizadas para gerar uma amostra de tamanho correto e, obviamente, representativa da faixa de tamanho em questão. É praxe inserir rótulos preparados em impressora laser no epóxi para a correta identificação da amostra.

Desbaste e polimento. Desbaste deve ser feito antes do polimento, de forma que as primeiras camadas de partículas sejam descartadas, evitando-se assim o problema de orientação preferencial. O objetivo é obter um plano de secção tal que qualquer partícula da população revele a sua estrutura interna em diferentes leitões, gerando-se, assim, um plano de seccionamento randômico. O desbaste é essencial devido à natureza estatística da análise (partículas montadas em lâminas de vidro, por exemplo, em uma única camada ou mesmo poucas camadas não podem ser usadas para fins estatísticos, uma vez que orientação e seccionamento não-randômico ocorrem neste caso). A quantidade de desbaste é diretamente proporcional ao tamanho das partículas na amostra, e pelo menos uma vez o diâmetro máximo das partículas deve ser eliminado. Polimento é uma arte, e a qualidade das imagens obtidas reflete a qualidade do polimento. Suspensões de diamante sobre panos duros e rebolos de diamante são normalmente usados, porque geram uma superfície uniforme, sem desgaste preferencial do epóxi (relevô), como ocorre com alumina e carbeto de silício. Além disso, eventual resíduo de diamante na secção confunde-se com a resina, nas imagens por elétrons retro-espalhados geradas em MEV. Se as partículas são macias, no entanto, diamante pode ser evitado, diminuindo o custo de preparação. Suspensões em óleo devem ser usadas quando há possibilidade de minerais expansivos na amostra (montmorillonita em carvão, por exemplo). O polimento deve ser feito em etapas sucessivas, e etapas intermediárias devem ser adicionadas para melhorar a qualidade do polimento ou suprimidas para diminuir custo e tempo de preparação. Sistemas de polimento automático podem ser construídos facilmente em laboratório ou, alternativamente, podem ser comprados de fornecedores tradicionais. Ao final de cada etapa, recomenda-se lavagem em ultrassom, para eliminar resíduos.

Recobrimento condutor. As amostras polidas devem ser recobertas com carbono, para geração de imagens em MEV, como já foi abordado. O recobrimento deve ser tão uniforme quanto possível na superfície da amostra, de forma que imagens possam ser adquiridas sem ajustes de contraste e brilho intermediários.

Aquisição de imagens. Esta etapa requer cuidados especiais. A amostra deve ser colocada na platina do microscópio perfeitamente ortogonal em relação ao feixe/lente para evitar-se quaisquer distorções de background. O objetivo é gerar um número de imagens suficientemente grande, para render um caráter estatístico à análise. 2000 secções de partículas é um número empiricamente suficiente. O número de secções transversais por imagem é uma função da magnificação utilizada. Com o aumento da magnificação, o número de secções por imagem diminui. Uma magnificação apropriada inclui entre 40 e 50 secções transversais por imagem, e portanto 40 a 50 imagens devem ser geradas para as 2000 partículas amostradas. A magnificação apropriada é, portanto, uma função da faixa de tamanho das partículas na amostra, devendo ser aumentada proporcionalmente à medida que o tamanho de partículas diminui. Como a magnificação é uma função do equipamento, o outro fator fundamental que determina a magnificação, além do número de partículas seccionadas, é a resolução, ou *pixel size*. O *pixel* é a menor unidade dentro da imagem, e qualquer informação (como inclusão ou detalhe da superfície da partícula) que seja menor do que um *pixel* não aparece na imagem. Considerando que no processamento *pixels* isolados são eliminados como artefatos da imagem (ruídos eletrônicos e imperfeições), deve-se definir a magnificação também de modo a atribuir pelo menos 5 ou 6 *pixels* ao menor detalhe que se queira preservar no processamento. A Figura 3.14 mostra um exemplo de magnificação (em relação a um monitor de 17 polegadas e resolução de 1024x768 *pixels*) e resolução ideal, em função do tamanho médio das partículas, determinados para um MEV LEO S440.

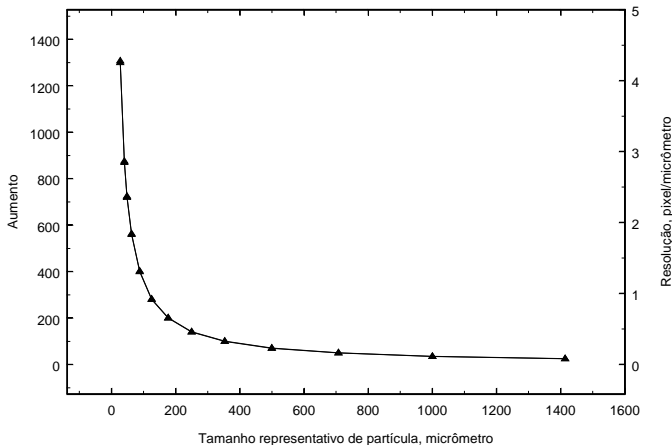


Figura 3.14 – Magnificação e resolução ideais calculados em função de tamanho médio de partícula (média geométrica de *top size* e *bottom size*), para um MEV LEO S440.

Como corolário desta discussão, alta resolução é importante e desejável para uma boa análise de imagens, e quando há um bom controle da resolução desejada é possível gerar imagens com muito mais do que as 40 ou 50 partículas, o que implica que menos imagens de maior resolução satisfazem as exigências estatísticas, e portanto com tempo de aquisição menor.

Supondo-se 40 imagens por amostra, estas devem ser adquiridas de forma distribuída em relação à própria amostra. Isto significa que as imagens não devem ser concentradas em uma área específica da amostra, e cada partícula na secção deve ter uma chance igual de ser incluída em uma imagem. Ao mesmo tempo, uma mesma partícula não deve aparecer mais do que uma vez no conjunto de imagens, ou seja, cada imagem deve ser de uma área diferente. Controladores de platina podem ser utilizados para programar a posição da platina do MEV ou do microscópio óptico, de acordo com a magnificação e o número de imagens requeridas, como mostrado na Figura 3.14. Na prática, todas as imagens são adquiridas no mesmo nível de contraste e brilho, arquivadas em disco, e o processamento ocorre posteriormente. As imagens podem ser salvas em qualquer formato, inclusive com compressão, desde que não haja perda de informação. O formato JPEG deve ser evitado, pois contém um sistema de compressão com aproximação e substituição de cores e/ou níveis de cinza, e isto não é recomendável em AI quantitativa. Finalmente, as imagens devem ser adquiridas com níveis adequados de contraste e brilho, ajustando-os previamente numa porção da amostra que contenha as principais fases que serão analisadas, e de maneira a aproveitar toda faixa de níveis de cinza (ou de cada uma das cores, em imagens coloridas). Em MEV, normalmente é utilizado detetor de elétrons retro-espalhados, e contraste e brilho devem ser ajustados de forma que a fase de menor \bar{Z} (número atômico médio), normalmente o epóxi com $\bar{Z} = 5.11$, apareça no histograma de níveis de cinza nos valores mais baixos possíveis, mas com nenhum pixel detectado no nível 0, e a fase de maior \bar{Z} apareça no mesmo histograma nos maiores níveis de cinza possíveis, mas com nenhum pixel contado no nível 255. Um histograma refletindo este nível de contraste é mostrado na Figura 15, e refere-se a uma imagem de itabirito.

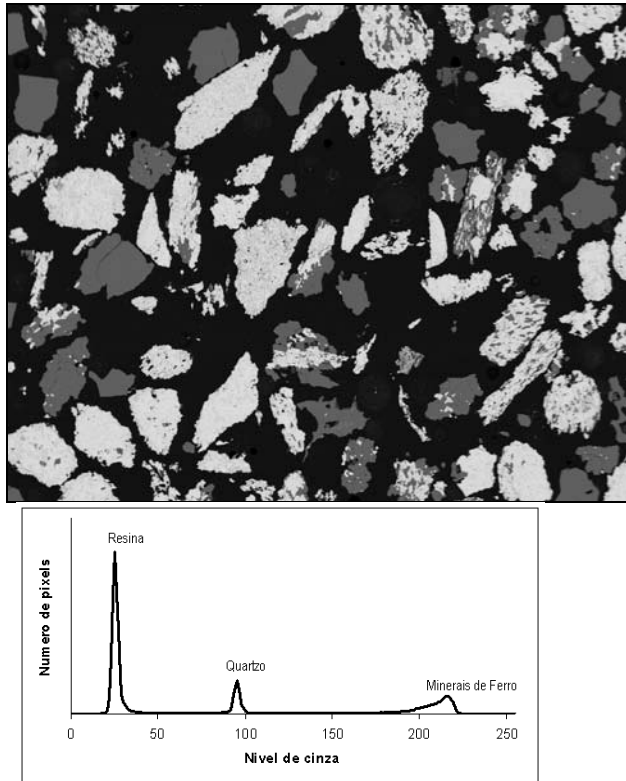


Figura 3.15 – Imagem de elétrons retro-espalhados de itabirito, e respectivo histograma de níveis de cinza.

O pico correspondente ao epóxi está localizado à esquerda no histograma. A forma de cada pico é proporcional às características da fase na imagem (ou à dispersão de seu \bar{Z}) e à qualidade do MEV e do detector. Somente imagens de alto contraste e elevada resolução permitem picos com boa geometria (ou baixa largura à meia altura), pré-requisito para qualquer análise de imagem visando liberação. Quanto maior o pico, maior é a contribuição da fase, na imagem. A resposta do detector é proporcional ao número atômico médio da fase, em questão, e cada pico no histograma corresponde à uma gaussiana, sendo que a média é posicionada no número atômico médio correspondente. No caso da imagem na Figura 3.15, a média de cada gaussiana, ou nível de cinza médio de cada pico, é correlacionado com \bar{Z} do epóxi, quartzo, e goethita e hematita presentes. Neste exemplo, os picos referentes aos minerais de Fe anidros (hematita) e hidratados (basicamente goethita) não estão suficientemente separados, pela configuração geral de brilho e contraste. A separação é possível, no entanto, uma vez que os \bar{Z} 's são, respectivamente, 20,59 e 19,23, mas assim o pico de quartzo ficaria muito próximo do da resina, os erros gerais seriam maiores, e para o processo a que se destina a análise não é importante fazer esta distinção. A distinção de hematita da magnetita (\bar{Z} médio de 21,02),

no entanto, é impraticável por imagens de elétrons retroespalhados, e mesmo sistemas automatizados que utilizam conjuntamente dados químicos de EDS são impotentes neste caso.

Em sistemas ópticos, a refletividade da magnetita é bastante reduzida em comparação à hematita, e as imagens ópticas podem ser utilizadas com duas desvantagens principais: baixa profundidade de campo, o que requer um polimento praticamente perfeito para a acuracidade requerida da análise, e o fato inexorável de que epóxi e quartzo, e silicatos em geral, apresentam refletividades praticamente iguais, razão pela qual imagens geradas em sistemas ópticos têm sido e são historicamente preteridas em favor de imagens eletrônicas.

Processamento de imagens. O requerimento mínimo para o processamento de imagens de alto contraste é a disponibilidade das seguintes rotinas:

Correção de background. Mesmo que todas as precauções sejam tomadas para evitar um *background* distorcido, alguns sistemas apresentam esta necessidade. Em microscopia óptica, esta correção sempre é necessária, e existem vários métodos para correção, sendo o método mais popular a subtração de imagens de *background*, usando-se aritmética de imagens. Em imagens de MEV, usa-se a subtração de um plano interpolado no *background*, já que a distorção é invariavelmente plana. Aritmética de imagens está sempre disponível nos *softwares* de processamento de imagens comerciais.

Filtro de Delineação. Este filtro é mais especializado e requer um detector de bordas para operação. Embora detectores de bordas sejam comuns, filtros de delineação só são encontrados em sistemas especializados. QEM*SEM, MMIA™, sistemas de AI baseados no sistema Kontron como IBAS™, Vidas™, Zeiss KS, e similares. Este filtro é necessário para a eliminação de halos formados na interface entre fases contrastantes, inevitáveis em imagens de MEV, mas também presentes em imagens ópticas. Liberação não pode ser medida acuradamente sem delineação. Os detalhes das imagens da Figura 3.16, principalmente os detalhes, permitem a visualização do efeito do filtro de delineação, e o mesmo tempo mostrando que formato e contorno dos grãos não são modificados.

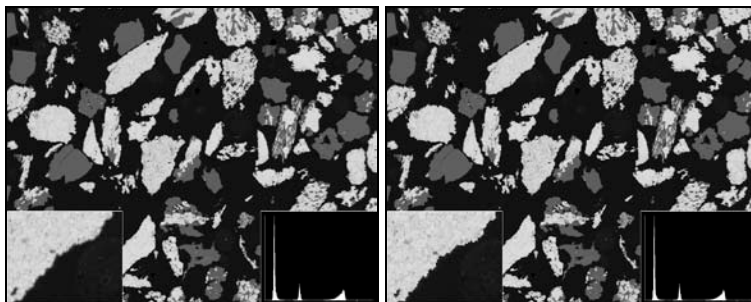


Figura 3.16 – Imagem de elétrons retro-espalhados de itabirito, antes e depois de aplicado filtro de delineação.

Rotinas de segmentação. Também chamadas *thresholding*. Estas rotinas permitem a definição das fases a serem medidas, baseando-se na possibilidade de separá-las no histograma correspondente. A imagem na Figura 3.17 contém uma segmentação da imagem da Figura 3.16. As fases goethita e hematita/magnetita são identificadas em branco, enquanto quartzo é identificado em um nível intermediário de cinzas. O epóxi por sua vez é identificado em preto. A imagem da Figura 3.17 foi corrigida e delineada antes da segmentação. Este tipo de rotina está disponível na maioria dos *softwares* de processamento de imagens.

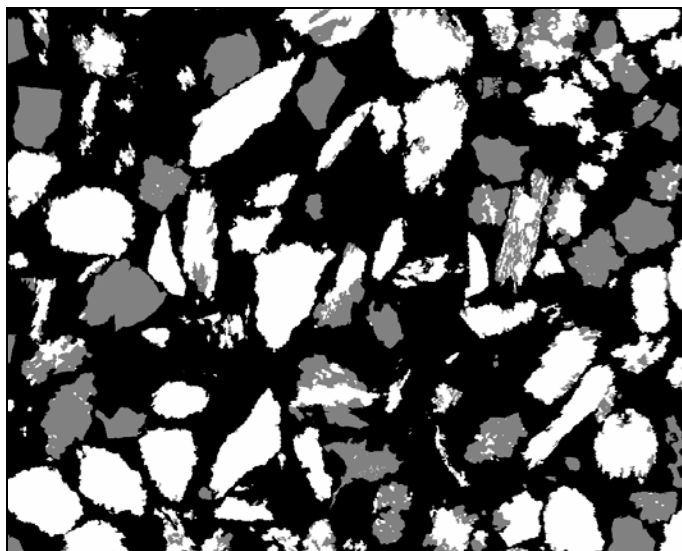


Figura 3.17 – Imagem ternária epóxi-quartzo-minerais de Fe gerada a partir do processamento da imagem de elétrons retro-espalhados de itabirito.

Além do mínimo acima especificado, rotinas para eliminação de artefatos, preenchimento de fase, lógica de imagens, e outras, são desejáveis, uma vez que estas rotinas podem melhorar a qualidade da imagem segmentada antes da etapa de medição. No entanto, uma série de cuidados são necessários para assegurar-se que a forma das secções ou sua textura não sejam alteradas durante o processamento. Dilatação e erosão, por exemplo, são rotinas completamente inaceitáveis, e devem ser evitadas a qualquer custo em AI quantitativa.

É fundamental que se compare as imagens geradas após cada uma das etapas de processamento com a imagem original, certificando-se que as partículas não foram modificadas, e que não foram perdidos detalhes importantes, como as inclusões minerais.

Medição de espectros de liberação. A Figura 3.18 representa a superposição de segmentos lineares na imagem segmentada. O espectro de liberação linear é derivado desta superposição. O comprimento de cada segmento é acumulado em um vetor com

doze posições que representam as 12 classes de teor específico. Os interceptos lineares que tocam a borda da imagem não são medidos. Da mesma forma, a área de cada secção pode ser acumulada em um vetor, podendo-se derivar a liberação areal a partir desta medida. Igualmente, secções que tocam a borda não são medidas. Os resultados do processamento de cada imagem são acumulados sequencialmente.

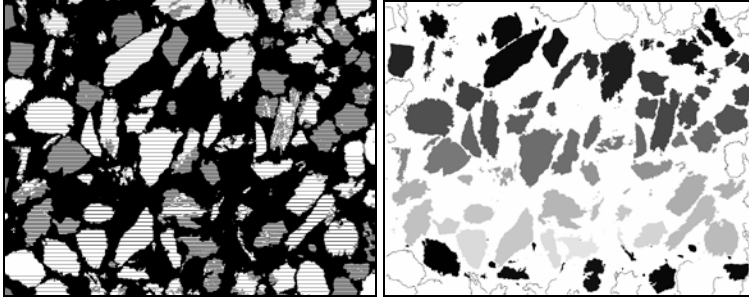


Figura 3.18 – Imagens com a representação dos segmentos lineares superpostos, para as medidas de liberação linear (esquerda), e a individualização das partículas para medição da liberação areal (direita). Os interceptos lineares a as secções que tocam a borda não são consideradas.

As distribuições lineares e areais medidas devem ser corrigidas para a probabilidade de que um intercepto mais longo ou secção de área maior tocar a borda da imagem, em comparação com os comprimentos e áreas menores. Esta correção é chamada de correção de borda ou *frame correction*. Dependendo do número de partículas por imagem, e da magnificação utilizada, esta correção pode se tornar importante para a acuracidade dos resultados. Detalhes podem ser encontrados em King & Schneider (1993). Mais uma vez, somente *softwares* especializados têm este tipo de medida embutida. Sistemas como os KS e o Vidas (sem prejuízo de outros) podem ser programados para medir distribuição de teores lineares e areais. Processamento e medição automáticos são extremamente desejáveis, aumentando enormemente a capacidade e produtividade de um laboratório de AI.

Avaliação de textura. Antes que a conversão estereológica possa ser levada à cabo, alguma informação sobre a textura do minério é necessária. Na verdade, uma metodologia foi desenvolvida para medir-se texturas, e isto é utilizado para a determinação de funções de transformação correspondentes (Schneider, 1995). Cada textura possui uma função de transformação própria. Infelizmente, é difícil gerar funções de transformação, e a quantidade de trabalho e esforço necessário não é justificada na maioria dos casos. Alternativamente, pode-se utilizar uma função de transformação, entre as já conhecidas, para calcular o espectro de liberação volumétrico associado a um espectro linear e/ou areal. O problema então é escolher a função de transformação mais apropriada para a amostra analisada. A solução deste problema é relativamente complexa e envolve uma série de conversões estereológicas em condições distintas, o que permite a avaliação dos resultados de forma sucinta. Comparando-se duas funções de transformação, escolhe-se

aquela que gera o menor erro de regularização, e, simultaneamente, apresenta a maior entropia quando nenhuma regularização é imposta. Os erros de regularização e entropia são plotados para cada função de transformação, gerando curvas em forma de L. Estas curvas são comparadas, e a função de transformação mais adequada é escolhida com base nos critérios acima. Na Figura 3.19, as curvas-L de várias funções de transformação para uma amostra são plotadas. A textura mais apropriada é indicada na figura. Também importante é o fato de que textura não é uma propriedade fractal de um minério, e a textura em si é transformada com redução de tamanho (caso contrário, nunca haveria liberação). Em todos os casos estudados, populações de partículas têm apresentado texturas mais finas nas partículas grandes e grossas nas partículas menores, até atingindo a liberação.

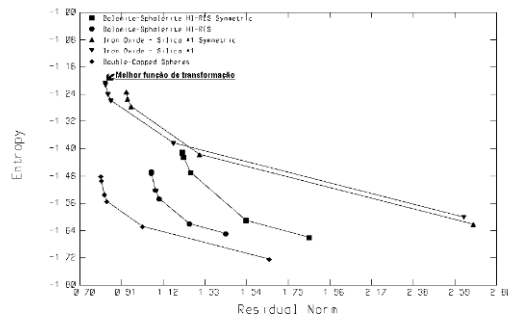


Figura 3.19 – Curva-L dos erros de regularização e entropia obtidos com diversas funções de transformação para uma amostra. A melhor função esta indicada, apresentando ao mesmo tempo menor módulo da entropia e menor norma residual.

Conversão estereológica. Conversão estereológica é um tema bastante complexo e a sua descrição foge do escopo deste trabalho. Existem apenas dois métodos propostos na literatura, um desenvolvido por Gay (1994), e outro, conhecido como o método da inversão da função de transformação (Schneider, 1995). O método proposto por Gay é atrativo porque não necessita de um conhecimento prévio da textura do minério. Por este mesmo motivo, o método é desacreditado, pois é impossível imaginar que não haja interdependência entre textura e os vários espectros de liberação em uma, duas e três dimensões. O método baseado na inversão da função de transformação pode ser usado facilmente uma vez que a função de transformação apropriada esteja determinada. Felizmente, *software* para avaliação de textura e conversão estereológica já está disponível comercialmente, e tem sido usado em conjunto com MMIA™ e QEM*SEM para conversão estereológica (StereoSoft™).

As etapas descritas acima basicamente permitem a implementação de um laboratório para avaliação de liberação com um investimento relativamente baixo, e algum treinamento. A realidade para o século XXI é tal que liberação provavelmente se tornará

uma caracterização de praxe na avaliação de minérios e no seu processamento, com inúmeras aplicações na área de simulação de operações unitárias como flotação, ciclonagem, estratificação por métodos gravíticos, separação magnética, enfim, separação física em sistemas particulados.

Previsão de liberação

Previsão de liberação é o cálculo do espectro de liberação que seria obtido mediante a cominuição de um minério maciço. A utilidade de uma rotina de previsão de liberação está na possibilidade do geólogo e/ou engenheiro prever como um minério irá se comportar com respeito à liberação, antes mesmo que ensaios de moagem e concentração possam ser levados à cabo, a partir, por exemplo, de amostras de testemunhos de sondagem. É claro que isto tem grande valor na avaliação de jazidas, e permite uma avaliação muito mais acurada da potencialidade econômica do minério. Previsão de liberação é também uma poderosa ferramenta geometalúrgica, quando o desempenho final do concentrado pode ser planejado ainda na fase de definição de blocos a serem lavrados.

A previsão da liberação, como na medição e na simulação, está intimamente ligada à textura do minério. Dados de textura corretamente avaliados podem ser usados inclusive na etapa de krigagem, e com a ajuda de simuladores, recuperações realistas podem ser calculadas em função do teor de corte para cubagens alternativas, e em função da origem espacial da amostra na jazida.

Três métodos para previsão de liberação foram propostos durante as últimas décadas, todos distintos em princípio, por Meloy, Barbery e King. O método proposto por Meloy é basicamente geométrico e do ponto de vista puramente matemático é sólido. Várias referências estão disponíveis e o leitor é remetido a Meloy (1990), como ponto de partida. Dois parâmetros são medidos no minério, teor e área interfacial. Uma textura sintética, e comparativamente simples, é então construída, satisfazendo estes dois critérios. A textura sintética é então quebrada, e liberação volumétrica medida no produto. No entanto, somente texturas artificiais geometricamente simples podem ser utilizadas, e em alguns casos, texturas artificiais podem até ser realistas. Na maioria dos casos, texturas de minérios são muito complexas, e não se aproximam de qualquer forma daquelas texturas sintéticas propostas por Meloy. Para piorar ainda mais esta situação, não existe no método de Meloy uma interface que permita a inversa da transformação de textura, tornando a aplicação prática do método limitada à um caráter exclusivamente especulativo.

O método de Barbery (1991) é infinitamente mais realista e contém uma metodologia para correlacionar uma textura sintética com a textura verdadeira do minério. Neste método, a textura original, caracterizada pela função de correlação espacial de dois pontos, é modelada por um modelo booleano tri-dimensional, o qual é baseado na teoria de conjuntos randômicos. A função de correlação espacial é uma medida especializada em análise de imagem, e a sua implementação raramente é encontrada embutida em *softwares* comerciais, porém a sua implementação, não é difícil e isto pode ser feito facilmente em aplicativos programáveis como o KS300 ou MMIA™. Assume-se que a

cominuição do modelo boleano produz partículas convexas de vários tamanhos para as quais a distribuição de interceptos lineares é conhecida e consistente com o modo de fratura do minério. Os dois primeiros momentos do espectro de liberação, média e variância, podem então ser estimados. Estimativas das frações de partículas liberadas também podem ser feitas, mas estas estimativas são difíceis de se obter com qualquer grau de acuracidade. O espectro final é interpolado com uma função Beta incompleta. Aqui também não existe a inversa da transformação de textura, e o espectro calculado é tomado como final. O método é relativamente bem explicado por Barbery (1991), em seu livro inacabado, que também contém contribuições inestimáveis nas outras áreas de liberação além da sua previsão. Aplicativos como o Booking foram desenvolvidos por Barbery e podem ser utilizados no âmbito comercial. Do ponto de vista científico, o método é altamente associado à geometria integral, e portanto extremamente especializado. Barbery tem sido criticado na literatura, e injustamente, por autores que primeiro não entendem o método, e segundo, não entendem o tópico liberação em si. Isto se deve à alta complexidade matemática associada à geometria integral. Um exemplo típico de desinformação encontrado na literatura é o artigo publicado por Leigh et al. (1996). Neste artigo, autores de renome confundem previsão de liberação com medição de liberação, e apresentam literalmente uma salada matemática, misturando os dois tópicos sem a mínima compreensão do trabalho de Barbery. Na conclusão deste artigo, os autores afirmam que o método de Barbery não funciona, o que não surpreende pois a implementação apresentada simplesmente não faz sentido nem do ponto de vista da medição nem do ponto de vista da previsão. É portanto importante frisar novamente que o tema liberação inclui três tópicos distintos, medição, previsão e simulação, e leitores interessados devem antes de mais nada distinguir estes temas na literatura científica.

O método desenvolvido por King (1982) é mais acessível, ou pelo menos se tornou mais acessível com o advento de técnicas de conversão estereológica. Do ponto de vista da sua implementação, integrações sucessivas e convoluções são requeridas em profusão, bem como um domínio na área de probabilidade e estatística, tornando o método extremamente especializado. Felizmente, aplicativos na forma de *software* estarão disponíveis comercialmente, em um futuro próximo, facilitando a sua disseminação e aplicação. O princípio utilizado por King é comparativamente simples, e isto pode ser explicado da seguinte forma: imagina-se uma sonda de diâmetro pequeno, quase infinitesimal. Esta sonda é inserida no corpo de minério e um tarugo de sonda de diâmetro igualmente pequeno, recuperado. No caso de duas fases, pode-se somar o comprimento de todos os segmentos que interceptaram o minério. Esta soma dividida pelo comprimento total do tarugo é igual ao teor de minério na amostra. Em seguida, coloca-se o tarugo em um moino e o produto da moagem será pequenos segmentos de reta. Examina-se então cada segmento individualmente, e estes são classificados nas doze classes de teor tradicionais, 0%, 0-10%, ..., 90-100% e 100%. O comprimento total em cada classe é o espectro de liberação linear. É claro que moagens mais finas gerarão espectros de liberação lineares mais liberados e vice-versa. Se as fraturas do tarugo forem randômicas ao longo do seu comprimento, o método pode ser classificado como um modelo de fratura randômica para liberação, daí o acrônimo RFM ou *Random Fracture Model*. A convolução

da distribuição de comprimentos gerada na moagem do tarugo com a distribuição de segmentos ganga/minério gera portanto o espectro de liberação linear. Durante os anos 80, este método foi justificadamente criticado por Barbery, pois espectros de liberação lineares não tinham utilidade prática para cálculos metalúrgicos em tratamento de minérios. Com o advento de uma técnica de conversão estereológica, esta limitação foi abolida, e o método pode ser aplicado sem restrições teóricas. Na prática, pode-se polir secções de amostras de minério desde que o tamanho da amostra seja suficientemente grande em relação à textura. Esta amostra é chamada de amostra de minério não-quebrado. Dependendo da textura, amostras de 10 mm ou menos podem ser adequadas. Testemunhos de sondagem, seccionados na direção de seu eixo, são normalmente empregados na prática. A limitação de tamanho depende tão somente da instrumentação. Imagens podem ser geradas em sistemas ópticos ou MEV, uma vez que o minério não-quebrado produz imagens sem a necessidade de epóxi ou outros meios de montagem e preparação. Contraste entre as fases de interesse é a preocupação fundamental na geração de imagens. O método é essencialmente estatístico, e a amostragem é o principal problema. Distribuições de interceptos lineares são medidos nas imagens, emulando-se assim a sonda de diâmetro infinitesimal. Muitas vezes é necessário emendar-se imagens consecutivas para que esta medição inclua áreas ou bolsões de minério e ganga de tamanho grande em relação à textura. A distribuição dos comprimentos, em cada fase medida, pode ser descrita em termos de uma soma de exponenciais. Estas somas de exponenciais definem a textura do minério. Os parâmetros obtidos são usados para integração e convolução no cálculo do espectro de liberação linear condicional ao tamanho de partícula. O cálculo é repetido para vários tamanhos de partícula arbitrariamente selecionados. Finalmente, estes espectros são convertidos estereologicamente para distribuições em volume. Se as densidades de cada fase forem conhecidas, e normalmente as são para minérios não supergênicos e sem porosidade, as distribuições em massa correspondentes podem ser calculadas facilmente. Uma boa referência para aplicação desta técnica pode ser encontrada em Neumann (1999), envolvendo a caracterização de uma ocorrência de monazita.

Uma variação da técnica de previsão de liberação, mais simples e funcional, foi lançada por Schneider et al. (2000) e Neumann & Schneider (2001). Ainda são necessárias várias imagens adjacentes para composição de uma mega-imagem, e devem ser medidos todos os interceptos, de 1 *pixel* até a largura da imagem. Os interceptos maiores devem ser longos o suficiente para retratar, com fidelidade, a distribuição dos interceptos tanto da fase de interesse quanto da ganga, permitindo uma análise textural representativa.

A partir da distribuição de interceptos, são calculados os espectros de liberação em tamanhos selecionados. Segundo King (1994), a distribuição de teores lineares, condicional por tamanho de intercepto $p(g_\ell / \ell)$, é função somente da textura do minério. Uma simplificação importante a partir do modelo de King (1994) é que $p(g_\ell / \ell)$ pode ser medida diretamente numa amostra não-quebrada de minério, avaliando-se a totalidade de interceptos de comprimento ℓ que podem ser encaixados na textura da amostra.

$p(g_\ell / \ell)$ é numericamente igual a $f(g_\ell / \ell)$, e depois de medida permite o cálculo do espectro de liberação linear segundo:

$$f(g_\ell | D) = \int_0^\infty f(g_\ell | \ell) f(\ell | D) d\ell$$

onde $f(g_\ell / D)$ é a distribuição de teores lineares condicional por tamanho, e $f(\ell / D)$ é a distribuição de comprimentos de interceptos condicional por tamanho, uma função do formato das partículas (King & Schneider 1994). A liberação em volume (e em massa, após aplicação das densidades) pode ser calculada para qualquer tamanho de partícula D , depois de transformação estereológica (King and Schneider, 1998).

Simulação de Liberação

Simulação de liberação é baseada em um modelo que descreve o processo de liberação, ou seja, o processo pelo qual partículas de qualquer composição geram um produto mais liberado mediante cominuição. O modelo é baseado em técnicas de balanço populacional, e invariavelmente implementado juntamente com modelos de moagem e britagem. Embora este cálculo também possa ser feito usando-se técnicas de previsão de liberação, como descrito acima, o processo de liberação em circuitos de moagem fechados, com carga circulante e possivelmente concentração em circuito fechado acarreta em uma transformação de textura, e as partículas recirculadas para o moínho ou britador não possuem mais as características originais do minério não quebrado. Por exemplo, o *underflow* de um hidrociclone concentra partículas pesadas, e fases densas, além das partículas maiores, que são preferencialmente recirculadas. O modelo de balanço populacional permite que este cálculo seja feito independentemente das características do minério não quebrado, e o processo de liberação é caracterizado em termos das características do processo de moagem em si. Dois modelos foram propostos, por King (1990) e Schneider (1995), e estão plenamente implementados em MODSIM™.

Do ponto de vista experimental, o modelo é parametrizados com técnicas de AI e um ensaio de moagem em batelada. O espectro de liberação na alimentação da moagem em batelada é medido usando-se o método de medição descrito anteriormente. A amostra é moída durante um tempo arbitrário, e o produto de moagem peneirado. Cada faixa de tamanho no produto é submetida à AI, e os espectros de liberação medidos. O resultado desta análise é chamado de diagrama de Andrews-Mika, como o apresentado na Figura 3.20 para uma taconita (minério de Fe composto por magnetita e quartzo). Parâmetros para o diagrama de A-M, bem como para as funções de seleção e quebra podem ser obtidos simultaneamente no ensaio de moagem em batelada. Vale a pena estudar cuidadosamente o diagrama na Figura 3.20, uma vez que nele estão revelados todos os processos inerentes à liberação de um minério, e como estes processos influem na operação de uma planta de tratamento de minérios.

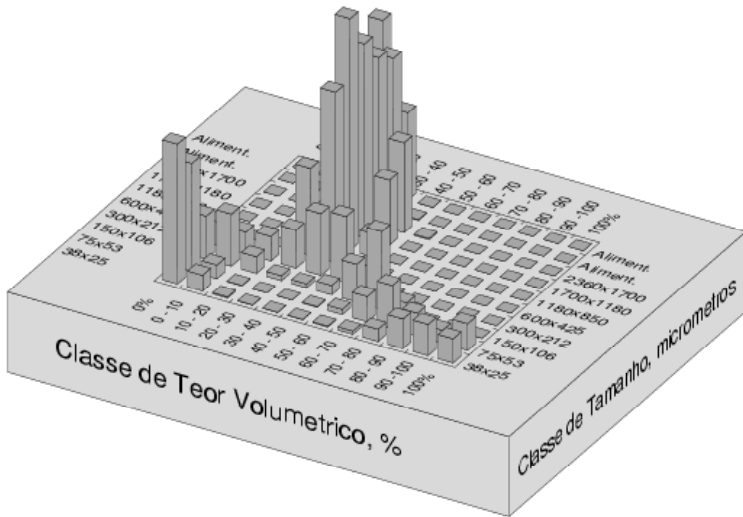


Figura 3.20 – Diagrama de Andrews-Mika de uma amostra de taconita. A amostra da alimentação analisada consistiu de duas frações estreitas de peneira, 2360x1700 e 1700x1180 μm . O produto da moagem em batelada foi analisado para liberação em 8 classes de tamanho, gerando o diagrama de A-M. Algumas partículas permaneceram nas faixas de tamanho da alimentação neste tempo de moagem. A liberação da magnetita começa em 75 μm . O processo de liberação inicia-se em torno de 600 μm . Para tamanhos maiores, a textura é fractal, e nenhuma mudança significativa é observada.

CARACTERIZAÇÃO DE MINÉRIOS AURÍFEROS

A caracterização de minérios contendo fases raras, particularmente ouro ou elementos do grupo da platina (PGE, do inglês), difere das caracterizações convencionais pelo baixo teor (0,1 a dezenas de ppm), o que significa grande dificuldade de se encontrar a fase para análises qualitativas, e praticamente impossibilita análises quantitativas satisfazendo critérios estatísticos de representatividade, uma vez que sua distribuição pelo minério é heterogênea (efeito pepita). Desta forma, as separações preliminares visando concentração de minerais em determinadas frações e produtos tornam-se muito mais importantes para concentrar a fase de interesse, uma vez que a própria qualificação do mineral vai depender dele ser encontrado. Outra potencial complicação é o grande contraste de densidades entre o ouro e os minerais de ganga, facilitando a segregação e conseqüentemente a descaracterização da amostra.

Mineralógicamente, o ouro ocorre mais comumente em seu estágio elementar, e como ligas, particularmente com prata formando electrum, mas também com cobre, bismuto, PGE, mercúrio e outros. Forma ainda uma série de minerais com S, Sb e Se, em

geral raros e de pouca importância econômica. A segunda forma de ocorrência importante é como uma substituição no retículo cristalino de sulfetos, principalmente em pirita, arsenopirita e calcopirita, chamado de ouro invisível ou ocluso. A forma mineralógica de ocorrência de ouro é fator decisivo no seu processamento, e a sua determinação não é trivial. Por fim, o tamanho das partículas também varia muito, desde pepitas de mm até partículas submicrométricas.

A comparação da caracterização convencional, como foi discutida nos tópicos anteriores, e de minérios de ouro, releva muitas diferenças que justificam a sua discussão em separado.

Análise mineralógica qualitativa

Enquanto na caracterização convencional são identificados os minerais principais no minério, em minérios de ouro também devem ser identificados:

possíveis carreadores de ouro: onde está o ouro, qualitativamente? Todos os possíveis carreadores do elemento devem ser rastreados. Esta etapa geralmente só é possível com uma boa concentração das fases pesadas e, eventualmente, não-magnéticas quando a separação magnética permitir bom descarte de massa sem perda de ouro. É importante realizar balanços de massa e metalúrgicos na concentração preliminar, para verificar se todos os produtos contendo ouro estão sendo investigados. Uma análise ao MEV é fundamental para a visualização do ouro e suas associações. Para teores muito baixos, uma rotina automática do MEV com EDS, que verifica todos os grãos com elevado peso atômico médio e armazena as coordenadas daqueles que contém ouro, pode ser o único modo de se encontrar o elemento. Neste caso, como as partículas de ouro podem ser muito finas, a magnificação elevada é requerida, elevando sobremaneira o número de imagens necessário para a análise.

fases que podem afetar o processamento do ouro, particularmente a sua extração química. Um bom exemplo são os minerais cianídeos, como a calcopirita, que consomem reagentes, e portanto a sua presença pode afetar a viabilidade técnico-econômica do projeto.

fases de importância do ponto de vista ambiental, que potencialmente podem liberar elementos tóxicos ou bioacumulativos para o ambiente, ou ainda gerar drenagem ácida. Geralmente são sulfetos ou sulfossais.

Quantificação dos minerais

Além da quantificação da ganga, que equivale à assembléia mineralógica principal nas caracterizações convencionais, nos minérios de ouro devem ser quantificadas as fases contendo ouro (metal, liga, sulfetos com ouro no retículo) ou os minerais onde o ouro se

encontra como inclusões finas. Também é importante, em alguns casos, a quantificação dos minerais potencialmente prejudiciais ao processamento e ao meio ambiente.

Liberação

Os conceitos de liberação e o seu estado da arte foram bem discutidos anteriormente. Os minérios de ouro apresentam alguma especificidade, pois, além da liberação física do ouro de sua ganga visando concentração, uma parcela considerável dos processos baseia-se na sua dissolução química, bastando que o ouro esteja exposto ao reagente.

Não é prático medir o espectro de liberação de ouro por análise de imagens, em função dos baixos teores dos minérios. Outra opção são ensaios de separação em líquidos densos, seguidos por análise química de ouro nos fluídos, em faixas de tamanho definidas. Este método funciona bem para verificar se não há absolutamente liberação alguma, mas em função da densidade muito elevada do ouro, este método não discrimina a progressão da liberação: uma partícula de quartzo, com mais de 1,4% (vol) de ouro, afunda em bromofórmio, e a partir de 4,5% (vol) afunda também em iodeto de metileno (densidades, respectivamente, de 2,89 e 3,32).

Em função destas particularidades, sugere-se, na Figura 3.21 um fluxograma de caracterização tecnológica complementar para minérios de ouro. Este procedimento, em combinação com a caracterização convencional, é muito importante para permitir uma interpretação mais segura dos resultados e a correlação entre mineralogia e propriedades tecnológicas.

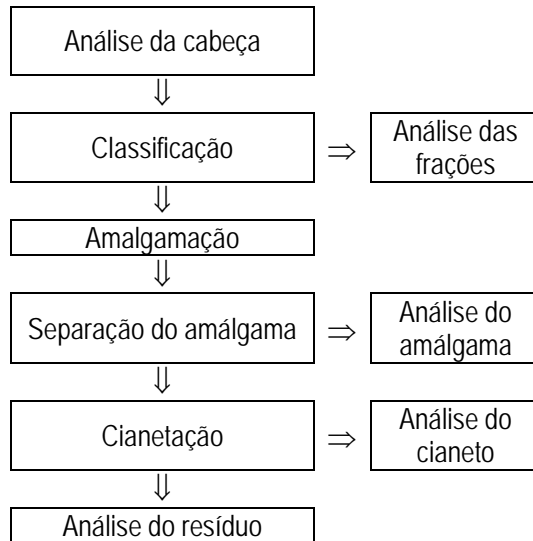


Figura 3.21 – Fluxograma da caracterização tecnológica de minérios de ouro. “Análise” refere-se à determinação química de ouro.

Após separação de uma alíquota da amostra de cabeça, para análise de ouro total, procede-se à classificação da amostra. O número de peneiras, e sua abertura, dependem das características do minério, das exigências quanto à precisão das análises, e do tempo e recursos disponíveis. De uma forma generalizada, a amostra de cabeça já estaria mais fina do que 2,0 mm ou menos, e são usadas, por exemplo, peneiras de 210, 74 e 37 μm (65, 200 e 400 malhas), gerando quatro frações. De uma forma grosseiramente aproximada, estas faixas de tamanho poderiam ser relacionadas a limites nos processos gravíticos e na flotação. É conveniente que se processe pelo menos 300 g de cada uma das frações, para manter representatividade das amostras. De cada uma das frações retira-se uma alíquota para análise de ouro total, e procede-se à sua amalgamação com mercúrio, em condições padronizadas. Após amalgamação, o mercúrio amalgamado é separado do minério com uso de batéia, elutriador, mesa ou outro método disponível. Mede-se o teor de ouro assim recuperado, por análise química após abertura do amálgama, ou pela dissolução seletiva e pesagem direta do ouro insolúvel. Este ouro, chamado de amalgamável, corresponde ao ouro livre (portanto na forma metálica ou como ligas) e liberado. O restante da amostra de cada fração, após separação do amálgama, é submetido a uma lixiviação rigorosa com cianeto, em condição padrão. Após lixiviação, o ouro cianetável medido na solução de cianeto, e quantificado por análise química, corresponde a ouro livre, mas não liberado, embora exposto ao reagente. Por fim, o resíduo da cianetação é também analisado para ouro total, determinando-se assim o ouro refratário, ouro ocluso no retículo cristalino de sulfetos, ou ouro fino e não liberado nem exposto.

Em termos tecnológicos, o ouro amalgamável pode ser recuperado por processos gravíticos, e provavelmente também por flotação, se não houver problemas com a sua superfície (*coatings* ferruginosos, por exemplo). A cianetação deve recuperar a soma de ouro amalgamável e cianetável. Quanto ao ouro refratário, pode ser possível recuperá-lo com uma moagem mais fina, permitindo melhor liberação ou exposição do metal ao reagente. No entanto, se a caracterização mineralógica indicar minerais que admitem ouro no retículo cristalino, a opção tecnológica pode ser mais complexa. Uma boa noção advém do comportamento do ouro com o decréscimo da faixa de tamanho, e se os percentuais de ouro amalgamável e/ou ouro cianetável aumentam à custas do ouro refratário com a diminuição do tamanho, há um boa chance de se tratar prioritariamente de um problema de liberação física.

Um exemplo de ensaio deste tipo está na Tabela 3.5. Trata-se de amostras de um minério de alto teor, com composições mineralógicas similares, onde a amostra 1 está totalmente oxidada, e traços de sulfetos e sulfossais podem ser detectados na amostra 2.

Tabela 3.5 – Exemplo de resultados de caracterização tecnológica de minério de ouro de alto teor.

| Amostra | Fração (malhas) | Ouro Amalgamável | | Ouro Cianetável | | Ouro Refratário | |
|---------|--------------------|------------------|-------------|-----------------|-------------|-----------------|-------------|
| | | g/t | % da fração | g/t | % da fração | g/t | % da fração |
| 1 | +65 | 0,75 | 2,7 | 19,62 | 70,4 | 7,5 | 26,9 |
| | -65+200 | 10,26 | 29,3 | 20,26 | 57,9 | 4,5 | 12,8 |
| | -200+400 | 26,21 | 43,2 | 33,86 | 55,8 | 0,6 | 1,0 |
| | -400 | --- | 0,0 | 10,71 | 86,3 | 1,7 | 13,7 |
| 2 | +65 | 1,14 | 2,7 | 17,63 | 42,5 | 22,7 | 54,7 |
| | -65+200 | 2,50 | 5,0 | 29,65 | 59,1 | 18,0 | 35,9 |
| | -200+400 | 16,28 | 25,8 | 33,96 | 53,8 | 12,9 | 20,4 |
| | -400 | --- | 0,0 | 3,83 | 62,5 | 2,3 | 37,5 |

Na amostra 1, é possível acompanhar a liberação do ouro pelos teores de ouro amalgamável, e sua exposição pelo ouro cianetável. Boa parte do ouro na fração mais grossa não está liberada, porém exposta. A liberação aumenta bastante até 400 malhas, atingindo 43,2%, mas não ocorre ouro amalgamável nos finos. Nestes, a amalgamação consegue recuperar bem mais de 80%. Até 400 malhas, praticamente não ocorre ouro refratário, mas nos finos este teor é alto. Neste caso, a caracterização mineralógica é fundamental, uma vez que há um teor alto de filossilicatos (mica, illita, caolinita, clorita) e de óxidos/hidróxidos de Fe nesta amostra, que podem estar sequestrando o complexo auricianato. Também foram identificadas partículas muito finas de ouro disseminado nos óxidos/hidróxidos de ferro, como pode ser observado na imagem da Figura 3.22. Já na amostra 2, pode-se observar que o ouro refratário decresce com a diminuição de tamanho de partícula, mas ainda restam por volta de 20% na fração. Nesta amostra, seria possível ocorrer ouro em pirita e arsenopirita, mas esta hipótese não foi testada.

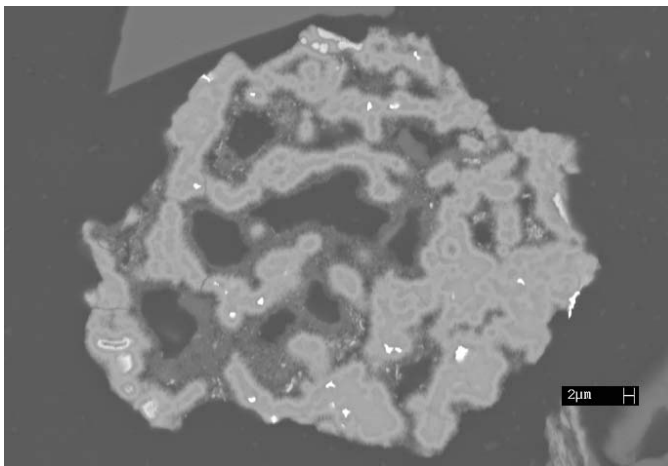


Figura 3.22 – Partícula de óxido/hidróxido de ferro (cinza médio) e illita (mais escura), com finas inclusões de ouro.

Em termos gerais, separação gravítica isolada não seria indicada em nenhuma das amostras, pois recuperaria sempre menos de 45% do ouro, mesmo com cominuição mais intensa. A opção por cianetação, ou mista com separação gravítica seguida de cianetação, poderia recuperar a quase totalidade do ouro da amostra 1, e por volta de 80% na amostra 2.

Observa-se que, por esta metodologia complementar, podem ser obtidos, de forma indireta, noções quanto à liberação do ouro e da distribuição da mineralogia dos carreadores de ouro, além dos dados tecnológicos diretos. Apesar de serem apenas dados indiretos de liberação e carreadores, são justamente os dados que interessam ao processo. E como é possível trabalhar com massas relativamente grandes (pelo menos 300 g por fração, com baixos teores pode-se usar 1 kg ou mais), a representatividade da amostra permanece assegurada, e a quantificação do ouro é mais precisa, particularmente na etapa de amalgamação.

Pela discussão dos resultados do exemplo acima, também fica clara a importância da caracterização convencional da amostra, uma vez que os resultados da caracterização tecnológica do ouro devem ser interpretados sempre à luz da mineralogia.

Pelas conseqüências para processo, talvez seja necessário maior detalhamento do ouro refratário. Se o problema for apenas físico, de não-liberação, uma moagem mais intensa seguida de nova cianetação pode detectá-lo. Neste caso, é conveniente que se tenha controle sobre a distribuição de tamanho de partícula *versus* a extração do ouro refratário. Como a solução de cianeto pode atacar e dissolver sulfetos finamente moídos, no entanto, a interpretação dos resultados de cianetação nestas amostras pode estar errada, e é importante o acompanhamento por um químico ou metalurgista com experiência em lixiviação, para manter concentrações dos reagentes e demais parâmetros coerentes com o resultado que se espera.

A medida direta de ouro no retículo cristalino de pirita, arsenopirita e outros sulfetos/sulfossais é possível, mas, pelo baixo teor, é necessário um instrumental diferenciado e restrito. O livro de Petruk (2000) contém boa discussão sobre o assunto. Outra opção, mais acessível, é gerar concentrados monominerálicos dos minerais que potencialmente podem carrear o metal, e quantificá-lo por análise química direta, ou por cianetação após destruição de sua estrutura (por ataque ácido ou ustulação, por exemplo). No caso de pirrotita, por exemplo, isto é mais simples por ser magnética, mas freqüentemente será necessário recorrer à catação manual para concentração ou limpeza de um concentrado prévio.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) AZÁROFF, L. U. & Buerger, M.J. The powder method. MacGraw-Hill Book Company. 342 p. 1958.
- 2) BARBERY, G. Mineral Liberation Measurement, Simulation and Practical Use in Mineral Processing. Editions GB, 1991.
- 3) BETEJTIN, A. Curso de mineralogia. 3ª. edição. Editorial Mir. 739 p. 1977.
- 4) BISH, D. L. & Post, J.E. Quantitative mineralogical analysis using the Rietveld full-pattern fitting method. *American Mineralogist* 78: 932-940. 1993.
- 5) BLOSS, F. D. An introduction to the methods of optical crystallography. Holt, Rinehart and Winston. 294 p. 1961.
- 6) CRAIG, J. R. & Vaughan, D.J. Ore microscopy and ore petrography. 2ª. edição. John Wiley & Sons, Inc. 434 p. 1994.
- 7) CRIDDLE, A. J. & Stanley, C.J. Quantitative data file for ore minerals. Chapman & Hall. 635 p. 1993.
- 8) DEER, W. A., Howie R.A. & Zussman, J. Rock-forming minerals. Volumes 1 a 5. Longman. 1975.
- 9) GALOPIN, R. & Henry, N. F. Microscopic study of opaque minerals. W. Heffer and Sons Ltd. 322 p. 1972.
- 10) GAUDIN, A. M. Principles of Mineral Dressing. MacGraw-Hill Publishing Company, 1971.
- 11) GAY, S. L. Liberation Modelling Using Particle Sections, Tese de Doutorado, Universidade de Queensland, 1994.
- 12) GOLDSTEIN, J. I., Newbury, D. E., Echlin, P., Joy, D. C., Romig, A. D., Jr., Lyman, C. E., Fiori, C., Lifshin, E. Scanning electron microscopy and X-ray microanalysis. A text for biologist, materials scientists, and geologists. 2ª. edição. Plenum Press. 820 p. 1992.

- 13) JONES, M. P. Applied mineralogy. A quantitative approach. Graham & Trotman. 259 p. 1987.
- 14) KERR, P. F. Optical mineralogy. 4ª. edição. McGraw-Hill Book Company. 429 p. 1977.
- 15) KING, R. P. The prediction of mineral liberation from mineralogical texture. Int. Mineral. Cong., 14, Toronto, Canadá. Proceedings. Toronto. 1982.
- 16) KING, R. P. Calculation of the Liberation Spectrum in Products Produced in Continuous Milling Circuits, Proc. 7th European Symposium on Comminution, Ljubljana, 1990, 2, p. 429.
- 17) KING, R. P. Linear Stochastic Models for Mineral Liberation. Powder Technology 81, 217-234. 1994.
- 18) KING, R. P. & C. L. Schneider. An effective SEM-based image analysis system for quantitative mineralogy. Kona 11: 166-177. 1993.
- 19) KING, R. P. and Schneider, C. L., A Transformation Function for the Measurement of Particle Size Distribution by Image Analysis. Proceedings First International Particle Technology Forum, Amer. Inst. Chem. Engs. pp. 71-76. 1994.
- 20) KING, R. P. and Schneider, C. L. Stereological Correction of Linear Grade Distributions for Mineral Liberation. Powder Technology 98(1): 21-37. 1998.
- 21) KLEIN, C. & Hurlbut, C. S., Jr. Dana's manual of mineralogy. 21ª. edição. John Wiley & Sons, Inc. 683p. 1999.
- 22) KLUG, H. P. & Alexander, L. E. X-ray diffraction procedures. For polycrystalline and amorphous materials. 2ª. edição. John Wiley & Sons, Inc. 966 p. 1974.
- 23) LEIGH, G. M., Lyman, G. J. and Gottlieb, P., Stereological Estimates of Liberation from Mineral Section Measurements: a Rederivation of Barbery's Formulae with Extensions. Powder Technology 87(2): 141-152, 1996.
- 24) MACKENZIE, R. C. The differential thermal investigation of clays. Mineralogical Society. 456 p. 1957.
- 25) MELOY T. G. Textural Transforms, Definition and Use, Particle Technology, 2nd World Congress, Kyoto, 1990. Soc. Powder Tech. Japan 1: 248-256. 1990.

- 26) MOORE, D. M. & Reynolds, R. C. X-ray diffraction and the identification and analysis of clay minerals. Oxford University Press. 332 p. 1989.
- 27) NEUMANN, R. Caracterização tecnológica dos potenciais minérios de terras-raras de Catalão I, GO. Tese de doutoramento, Igc/USP. 204 p. 1999.
- 28) NEUMANN, R.; Schneider, C. L. Prediction of monazite liberation from the siliceous rare earth ore of Catalão I. *Minerals Engineering* 14(12): 1601-1607. 2001.
- 29) PARFENOFF, A., Pomerol, C., Tourenq, J. Les Minéraux en Grains. Méthodes d'étude et détermination. Masson et Cie, Éditeurs, 1970.
- 30) PETRUK, W. Applied mineralogy in the mining industry. Elsevier. 268 p. 2000.
- 31) PHILIPPO, S. , Naud, J. and Verkaeren, J. Geochemical evaluation of the Lueshe niobium deposit (Zaire) by Rietveld quantitative X-ray diffraction. *Applied Geochemistry* 12(2): 175-180. 1997.
- 32) PIRARD, E., Lebrun, V. & Nivart, J.-F. Optimal acquisition of video images in reflected light microscopy. *Microscopy and Analysis* 37: 19-22. 1999.
- 33) SCHNEIDER, C. L. Measurement and calculation of liberation in continuous milling circuits. Tese de Doutorado (PhD), Departamento de Engenharia Metalúrgica, Universidade de Utah. 356 p. 1995.
- 34) SCHNEIDER, C. L.; Lin, C. L.; King, R. P.; Miller, J.D. Improved transformation technique for the prediction of liberation by random fracture model. *Powder Technology* 67: 103-111. 1991.
- 35) SCHNEIDER, C. L.; King, R. P.; Neumann, R. Assessment of liberation with optical microscopy: a fast, low cost procedure In. VI Southern Hemisphere Meeting On Mineral Technology, Rio de Janeiro Anais 1: pp. 36-39. 2001.
- 36) SMYKATZ-KLOSS, W. Differential thermal analysis. Application and results in mineralogy. Springer-Verlag. 185 p. 1974.
- 37) RIETVELD, B. A profile refinement method for nuclear and magnetic structures. *Journal of Applied Crystallography* 2:65-71. 1969.
- 38) TODOR, D.N. Thermal analysis of minerals. Abacus Press. 256 p. 1976.

- 39) TRÖGER, W. E. Optical determination of rock-forming minerals. Part 1: Determinative Tables. Ed. E. Schweizerbart'sche Verlagsbuchhandlung, Stuttgart. 190 p. 1979.
- 40) UYTENBOGAARD, W. & Burke, E.A.J. Tables for microscopic identification of ore minerals. Elsevier. 430 p. 1971.
- 41) WAHLSTROM, E. E. Cristalografia óptica. Ao Livro Técnico SA e Editora da Universidade de São Paulo. 368 p. 1969.
- 42) WINCHELL, A. N. Elements of optical mineralogy. An introduction to microscopic petrography. Parts 1- 4. John Wiley & Sons, Inc. 1951.

*Cominuição***Hedda Vargas O. Figueira**

Eng^a. Química-Industrial/UFRJ,
Pesquisadora Emérita do CETEM/MCT

Salvador Luiz M. de Almeida

Eng^o Metalurgista/UFRJ, Mestre e Doutor em
Engenharia Mineral/EPUSP,
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

Adão Benvindo da Luz

Eng^o de Minas/UFPE, Mestre e Doutor em
Engenharia Mineral/EPUSP,
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

TEORIA BÁSICA

A operação de fragmentação, no campo de beneficiamento de minérios, agrupa um conjunto de técnicas que tem por finalidade reduzir, por ação mecânica externa e algumas vezes interna, um sólido, de determinado tamanho em fragmentos de tamanho menor.

A fragmentação de um material heterogêneo, que constitui geralmente uma rocha, visa liberar os minerais valiosos dos minerais de ganga, ou no caso de um mineral homogêneo, reduzir até à dimensão requerida pela utilização.

A operação de fragmentação compreende diversos estágios que se aplicam ao minério, desde a mina, até sua adequação ao processo industrial subsequente.

Na etapa de lavra, o desmonte do minério ou rocha, com o auxílio de explosivo pode ser visto como um primeiro estágio de fragmentação, onde são produzidos blocos volumosos, mas de um tamanho que permite alimentar os equipamentos de britagem.

A britagem é a operação que fragmenta os blocos obtidos na lavra, mas como existe uma série de tipos de equipamentos, esta operação deve ser repetida diversas vezes, mudando-se o equipamento, até se obter um material adequado à alimentação da moagem.

A moagem é a operação de fragmentação fina obtendo-se nela um produto adequado à concentração ou a qualquer outro processo industrial (pelotização, lixiviação, combustão etc).

A importância da operação de fragmentação pode ser percebida em toda a sua magnitude, se for destacado o fato que a maior parte da energia gasta no processamento de minérios é absorvida pela fragmentação. Isso nos leva a supor que grande parte dos custos operacionais de uma usina de tratamento de minérios se deve à fragmentação⁽¹⁾.

Como um exemplo pode-se citar o caso da Erie Mining Co, em Minnesota (EUA), que processa os minérios de ferro taconíticos. Esse minério, devido à fina disseminação deve ser reduzido a uma granulometria com 90% abaixo de 325 malhas. O consumo de energia na instalação encontra-se na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 - Distribuição do consumo de energia na Erie Mining Co.

| Operação | kWh/t |
|-----------------------|-------|
| Fragmentação | 17,2 |
| Concentração | 1,5 |
| Eliminação de rejeito | 1,2 |
| Abastecimento de água | 1,5 |
| Total | 21,4 |

Pode-se observar que, na unidade industrial citada, 80% da energia é consumida pela fragmentação.

Compreende-se, portanto, o interesse que existe no estudo da fragmentação já que qualquer melhoramento na operação acarreta uma importante economia no processo. Outro motivo que tem levado os pesquisadores a estudarem a fragmentação é a busca de modelos matemáticos, assim como a relação entre os parâmetros desses modelos e as variáveis operacionais. Esse modelamento do processo de fragmentação poderá ser utilizado em trabalhos de otimização e de controle do processo e ainda ser de grande utilidade no dimensionamento de unidades industriais.

Princípios de Fragmentação

A maioria dos minerais são materiais cristalinos, onde os átomos estão em arranjos tridimensionais. A configuração dos átomos é determinada pelo tamanho e tipos de ligações físicas e químicas que os mantêm unidos na rede cristalina dos minerais. Essas ligações interatômicas são eficientes a pequena distância, e podem ser quebradas se tensionadas por forças externas. Estas forças podem ser geradas por cargas de tensão ou de compressão (Figura 4.1).

Um material ideal se rompe quando o limite de ruptura é ultrapassado. Isto é, quando se rompem todas as ligações atômicas de um certo plano. Isso não ocorre facilmente com as rochas e os minerais pois eles são materiais heterogêneos, anisotrópicos e contém falhas, fraturas, tanto em escala micro como macroscópica⁽²⁾.

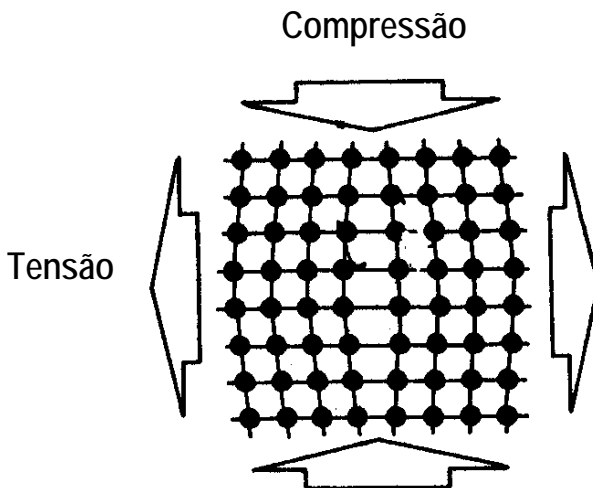


Figura 4.1 - Deformação de um cristal sujeito a compressão e tensão.

No campo da ciência dos materiais, as falhas microscópicas denominam-se deslocamentos e em mecânica de rochas, "gretas de Griffith". A existência dessas falhas nos materiais explica sua baixa resistência mecânica. A teoria da fratura estuda a formação de gretas a partir de falhas e sua propagação no sólido.

Mesmo quando as rochas são sujeitas a forças uniformes, as pressões internas não são igualmente distribuídas, pois as rochas se constituem de uma variedade de minerais dispersos com grãos de vários tamanhos. A distribuição da força depende, não só das propriedades mecânicas de cada mineral, mas principalmente da presença de gretas e falhas no corpo mineral que agem como sítios de concentração de forças (Figura 4.2).

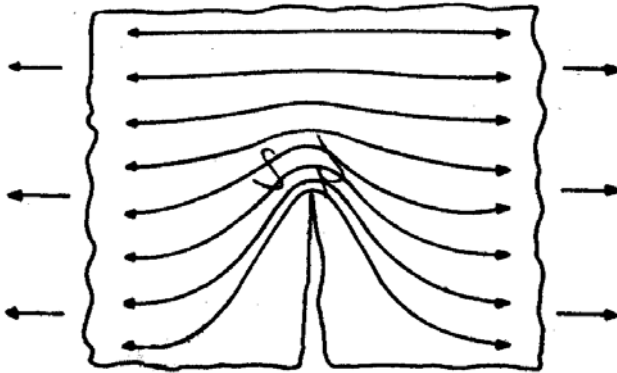


Figura 4.2 - Concentração de esforços numa fenda.

Quando a rocha está submetida a esforços, ativam-se as falhas existentes, o que significa que os esforços se concentram nas ligações atômicas localizadas na ponta das falhas multiplicando a tração. Por exemplo a tração T aumenta para $2T\sqrt{\frac{\ell}{r}}$ onde " ℓ " é o comprimento da falha e " r " o raio do círculo em volta do ponto da falha. Entretanto há um valor crítico para o comprimento da aresta, em qualquer nível particular de força, no qual o aumento de tensão na extremidade da greta é suficiente para romper as ligações atômicas nesse ponto. Tal ruptura prolonga o comprimento da greta, assim aumentando a concentração da tensão e causando a rápida propagação da greta, o que resultará numa fratura.

Apesar das teorias de fragmentação assumirem que o material é frágil, de fato os cristais podem estocar energia sem se quebrarem e liberar esta energia quando a ação da força cessa. Essa propriedade é conhecida como elasticidade. Quando ocorre fratura, parte da energia estocada transforma-se em energia livre de superfície, que é uma energia potencial dos átomos da nova superfície formada. Devido a esse aumento de energia, as superfícies quando recém formadas são quimicamente mais ativas e portanto, mais adequadas à ação dos reagentes de flotação, como também se oxidam mais facilmente.

Griffth mostrou que os materiais quebram pela propagação de gretas, quando isso é energeticamente possível, isto é, quando a energia devolvida ao cessar a força aplicada é menor que a energia da nova superfície produzida. Materiais frágeis devolvem a energia aplicada principalmente pela propagação das gretas, enquanto materiais mais dúteis podem devolver a energia aplicada, por um mecanismo de fluxo plástico, onde os átomos e moléculas deslizam uns sobre outros e a energia é consumida na deformação do sólido. A propagação das gretas pode ser inibida por outras gretas ou por alcançar o limite do cristal. Rochas com grãos finos, tais como taconitas, são geralmente mais resistentes que as de grãos grossos.

A energia mecânica necessária à fragmentação é aplicada por meio dos seguintes mecanismos: esmagamento ou compressão, impacto e atrito. A abrasão é considerada por alguns autores como um quarto mecanismo de importância em alguns casos especiais de moagem.

Quando partículas irregulares são sujeitas à quebra por compressão, os produtos se apresentam em duas faixas de tamanho: partículas grossas resultante da quebra induzida pela tensão, e partículas finas da quebra por compressão no local onde a carga é aplicada (Figura 4.3).

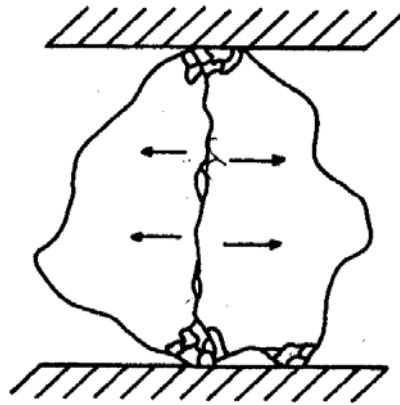


Figura 4.3 - Fratura por britagem.

A quantidade de finos produzidos pode ser reduzida minimizando a área de aplicação da carga e isto é feito nos equipamentos de britagem usando superfícies corrugadas. A resistência das rochas à compressão é muito maior que a resistência à tração quando, geralmente, a ruptura se produz ao longo dos planos de cisalhamento.

Na quebra por impacto, com esforços aplicados rapidamente, a partícula sofre uma pressão elevada e como resultado absorve mais energia do que a necessária para uma simples fratura e fragmenta-se principalmente por tensão, não havendo deformação. O produto apresenta-se como partículas de tamanho e forma semelhantes.

A quebra por atrito produz muito material fino, o que geralmente é indesejável. Esse mecanismo acontece principalmente devido às interações partícula-partícula e podem ocorrer até num britador se este é alimentado rapidamente, o que provoca um contato maior entre as partículas aumentando assim a atrição.

Numa fragmentação, sempre que os esforços são aplicados lentamente, a velocidade de deformação do material também é lenta e se produz menos deformação plástica antes da ruptura e portanto menos gasto de energia. Entretanto, foi demonstrado que quando a velocidade de aplicação dos esforços é muito grande, com impactos de alta velocidade, a energia requerida para a ruptura é mínima.

Pode-se concluir que, salvo em casos extremos de velocidade de aplicação dos esforços, o consumo de energia para se chegar à ruptura de uma rocha aumenta com a velocidade de aplicação das forças.

Leis da Fragmentação

Os estudos relativos aos mecanismos de fragmentação de rochas, por mais úteis que sejam, considerando a complexidade do problema de fragmentação, ainda não formularam uma teoria geral satisfatória, com aplicação prática.

Uma relação que permita calcular a energia necessária à fragmentação de um material até um certo tamanho é uma aspiração antiga de cientistas e técnicos pois, sendo o gasto de energia na fragmentação, o que mais onera uma instalação industrial, é de grande valia a sua determinação.

Lei de Rittinger

A mais antiga dessas relações é a estabelecida por P. Ritter Von Rittinger⁽³⁾ segundo a qual "a área da nova superfície produzida por fragmentação é diretamente proporcional ao trabalho útil consumido". Tem-se a expressão da lei:

$$E = K (S_1 - S_0) \quad [4.1]$$

sendo:

E = energia específica;

K = fator de proporcionalidade;

S_1 = área do produto;

S_0 = área inicial.

Esta lei se aplica à fragmentação muito fina como por exemplo, à moagem de clínquer de cimento.

Lei de Kick

A segunda lei formulada por F. Kick⁽³⁾: "o trabalho requerido é proporcional à redução em volume das partículas envolvidas". A expressão da lei é:

$$E = C \log \frac{D_0}{D_1} \quad [4.2]$$

sendo:

C = constante;

D_0 = diâmetro inicial;

D_1 = diâmetro final.

Esta lei se aplica, de preferência, à fragmentação de matacões.

Durante muito tempo, o estudo da relação entre a energia consumida e a redução de tamanhos resultou em controvérsias entre os dois cientistas e seus diversos seguidores. Os pesquisadores colocavam-se ao lado de um ou outro, de acordo com os resultados obtidos nos seus próprios trabalhos experimentais. Esta controvérsia estava associada ao seguinte paradoxo: teoricamente os materiais deveriam ser mais duros do que são na prática, entretanto, na prática se utiliza muito mais energia para a fragmentação do que a calculada teoricamente. Na realidade, os diversos pesquisadores interpretaram os postulados de Rittinger e de Kick de formas diferentes.

Lei de Bond

Como os postulados de Rittinger e Kick não satisfaziam a todos os casos encontrados na prática e como se necessitava, na indústria, de algumas regras para classificar os materiais segundo as respostas à fragmentação, F.C. Bond ⁽⁴⁾ postulou uma lei empírica muitas vezes chamada de "3ª Lei de Fragmentação". "A energia consumida para reduzir o tamanho de um material é inversamente proporcional à raiz quadrada do tamanho". Ele definiu como tamanho, a abertura da peneira pela qual passam 80% do material.

A expressão da Lei de Bond é a seguinte:

$$E = E_0 \left[\frac{1}{\sqrt{P}} - \frac{1}{\sqrt{F}} \right] \quad [4.3]$$

onde:

P = tamanho do produto;

F = tamanho da alimentação;

E_0 = constante.

Bond propôs o uso de um índice conhecido como W_i (*Work Index*) ou índice de trabalho, que é definido como o trabalho necessário para reduzir a unidade de peso (tonelada curta = 907 kg) do material considerado, desde um tamanho inicial teroricamente infinito ($F = \infty$), até uma granulometria 80% passante em 100 μm . Portanto:

$$W_i = E_0 \left[\frac{1}{\sqrt{100}} - \frac{1}{\sqrt{\infty}} \right] \quad [4.4]$$

$$W_i = \frac{E_0}{\sqrt{P}}$$

$$E_0 = 10 W_i$$

Substituindo na expressão da lei o valor de E_0 , teremos:

$$E = 10 W_i \left[\frac{1}{\sqrt{P}} - \frac{1}{\sqrt{F}} \right] \quad [4.5]$$

A aplicação da equação de Bond no cálculo da energia consumida numa instalação de moagem se difundiu, e a determinação experimental do W_i é hoje uma prática normal em muitos laboratórios.

Para esta determinação utiliza-se um moinho padrão (Proposta de Norma Técnica NBR 11376 ABNT), e com a metodologia descrita nesta norma, calcula-se o índice de moabilidade do material (Mob) que corresponde à massa em gramas passante na peneira de malha teste, gerada em cada rotação do moinho, simulando um circuito fechado. O valor do W_i é calculado pela fórmula seguinte:

$$W_i = \frac{44,5}{A_m^{0,23} Mob^{0,82} \left[\frac{10}{\sqrt{P}} - \frac{10}{\sqrt{F}} \right]} \times 1,1 \quad [4.6]$$

onde:

W_i = índice de trabalho em kWh/t;

A_m = abertura da malha teste de classificação em μm ;

P = abertura da peneira onde passam 80% da massa do produto, em μm ;

F = abertura da peneira onde passam 80% da massa da alimentação, em μm ;

Mob = índice de moabilidade;

1,1 = fator de conversão de tonelada curta para tonelada métrica;

Na Tabela 4.2 são apresentados alguns exemplos de $W_i^{(5,6)}$.

Tabela 4.2 - W_i médios de alguns minérios e materiais em kWh/t curta.

| | Moinho de barras | | | Moinho de bolas | | |
|--|------------------|-------|-----------|-----------------|-------|-----------|
| | Nº de testes | Média | Intervalo | Nº de testes | Média | Intervalo |
| Alumina | 3 | 12,2 | 9-17 | 6 | 17,9 | 7-34 |
| Barita | 6 | 5,7 | 2-12 | 7 | 5,8 | 4-9 |
| Bauxita | 33 | 10,8 | 2-20 | 29 | 14,5 | 1-31 |
| Clínquer | 29 | 12,1 | 8-15 | 180 | 13,6 | 7-77 |
| Matéria-prima para cimento | 115 | 12,3 | 4-18 | 284 | 10,0 | 3-27 |
| Minério de cromo | 2 | 7,9 | 7-9 | 5 | 13,4 | 7-17 |
| Argila | 4 | 12,5 | 6-18 | 11 | 10,8 | 4-23 |
| Argila calcinada | 4 | 7,0 | 3-13 | 7 | 19,6 | 15-26 |
| Carvão | 4 | 9,8 | 8-12 | 6 | 15,4 | 13-18 |
| Coque | 7 | 16,9 | 12-24 | 4 | 33,5 | 29-40 |
| Minério de cobre-níquel | 4 | 19,2 | 16-24 | 6 | 15,5 | 13-18 |
| Minério de cobre | 396 | 14,3 | 4-34 | 769 | 12,8 | 4-30 |
| Minério de cobre-zinco | 4 | 11,0 | 6-16 | 9 | 9,8 | 5-14 |
| Diorito | 7 | 17,5 | 10-30 | 2 | 11,6 | 10-13 |
| Dolomita | 11 | 14,2 | 3-24 | 5 | 13,9 | 6-25 |
| Feldspato | 7 | 11,0 | 8-16 | 7 | 11,7 | 9-14 |
| Ferro-cromo | 1 | 8,4 | - | 6 | 20,4 | 3-77 |
| Ferro-magnésio | - | - | - | 5 | 7,2 | 6-9 |
| Ferro-manganês | 2 | 7,6 | 7-8 | 5 | 7,9 | 5-14 |
| Ferro-silício | 3 | 7,1 | 4-11 | 8 | 17,9 | 6-51 |
| Marga | 2 | 10,6 | 10-11 | 8 | 10,2 | 4-18 |
| Sílex | 1 | 18,1 | - | 5 | 27,4 | 22-31 |
| Fluorita | 4 | 11,0 | 9-13 | 9 | 12,7 | 6-25 |
| Minério de ouro | 42 | 15,2 | 8-29 | 183 | 14,6 | 3-42 |
| Granito | 10 | 16,3 | 8-36 | 8 | 9,9 | 10-11 |
| Cascalho | 21 | 15,9 | 8-24 | 6 | 18,0 | 11-27 |
| Minério de ferro (não identificado) | 54 | 11,3 | 3-20 | 118 | 12,4 | 4-31 |
| Hematita | 64 | 12,5 | 5-22 | 116 | 11,1 | 2-31 |
| Limonita | 12 | 9,3 | 4-16 | 20 | 9,0 | 5-19 |
| Magnetita Conc. | 43 | 11,4 | 5-25 | 73 | 13,2 | 6-29 |

Fonte: Rowland Jr., C.A. Teste para seleção de circuitos de cominuição. Beraldo, J.L. - Moagem de minérios em moinhos Tubulares.

Tabela 4.2 (Continuação)

| | Moinho de barras | | | Moinho de bolas | | |
|--------------------------|------------------|-------|-----------|-----------------|-------|-----------|
| | Nº de testes | Média | Intervalo | Nº de testes | Média | Intervalo |
| Siderita | - | - | - | 5 | 10,4 | 9-14 |
| Taconita | 35 | 19,3 | 7-37 | 20 | 12,0 | 8-19 |
| Minério de chumbo | 14 | 12,6 | 10-15 | 12 | 10,3 | 8-13 |
| Minério de chumbo-zinco | 31 | 12,4 | 7-19 | 58 | 12,5 | 7-26 |
| Calcário | 84 | 13,7 | 7-50 | 177 | 9,9 | 4-36 |
| Calcário calcinado | - | - | - | 5 | 11,0 | 6-18 |
| Magnesita | 3 | 15,9 | 10-22 | 18 | 14,5 | 5-25 |
| Minério de manganês | 3 | 10,9 | 7-14 | 19 | 13,9 | 6-23 |
| Minério de molibdênio | 25 | 11,8 | 8-18 | 43 | 11,6 | 10-16 |
| Mate de níquel | 2 | 9,8 | 9-11 | 6 | 28,4 | 12-37 |
| Minério de níquel | 19 | 14,9 | 8-22 | 39 | 12,5 | 2-24 |
| Xisto oleoso | 1 | 27,0 | - | 5 | 38,2 | 16-78 |
| Concha calcária | 5 | 17,6 | 2-28 | 5 | 15,1 | 13-19 |
| Fertilizantes fosfatados | - | - | - | 6 | 16,5 | 12-30 |
| Rochas fosfáticas | 22 | 12,8 | 5-28 | 36 | 13,6 | 3-25 |
| Pirita | 3 | 8,7 | 8-10 | 6 | 10,1 | 7-13 |
| Quartzo | 1 | 14,4 | - | 13 | 14,4 | 11-21 |
| Quartzito | 8 | 12,3 | 8-19 | 13 | 11,2 | 7-16 |
| Areia silicosa | 14 | 13,0 | 3-33 | 45 | 23,8 | 9-50 |
| Arenito | 6 | 11,4 | 1-20 | 8 | 27,4 | 16-38 |
| Folhelho | 4 | 13,4 | 6-24 | 12 | 10,1 | 3-21 |
| Rocha silicatada | 6 | 8,9 | 7-12 | 11 | 14,3 | 8-23 |
| Minério de prata | 6 | 17,5 | 15-19 | 19 | 17,0 | 13-22 |
| Escória de alto forno | 4 | 10,1 | 5-13 | 8 | 18,3 | 12-26 |
| Sucata de aço | - | - | - | 16 | 22,1 | 6-89 |
| Talco | - | - | - | 10 | 15,3 | 8-22 |
| Minério de estanho | 4 | 14,1 | 11-16 | 12 | 11,8 | 10-14 |
| Minério de titânio | 3 | 10,9 | 10-12 | 9 | 11,4 | 7-17 |
| Minério de tungstênio | 5 | 12,8 | 9-17 | 4 | 11,0 | 7-17 |
| Minério de urânio | 13 | 13,3 | 3-18 | 18 | 14,6 | 10-20 |
| Minério de zinco | 6 | 12,9 | 7-22 | 9 | 10,9 | 6-16 |
| Mica | - | - | - | - | 148 | - |

Fonte: Rowland Jr., C.A. Teste para seleção de circuitos de cominuição.
Beraldo, J.L. - Moagem de minérios em moinhos Tubulares.

As três leis da fragmentação foram estudadas em 1973 por Austin⁽⁷⁾ que chegou a fórmulas mais abrangentes e determinou a aplicação e as restrições de cada expressão. Nesse estudo, Austin⁽⁸⁾ usou o modelo muito simplificado de Kick e derivou a seguinte expressão:

$$E_k = K_k \log(x_f/x_p) \quad [4.7]$$

onde:

E_k é a energia, por unidade de massa, para reduzir partículas de tamanho x_f a partículas de tamanho x_p .

K_k é a energia por unidade de massa para uma redução de tamanho de 1:10. Como é comum na prática, a energia fornecida à máquina é usada no lugar de E_k , assumindo-se assim que toda a energia fornecida à máquina chega ao material, o que seria uma suposição grosseira. Também, um tamanho médio é usado para x_f e x_p , geralmente o tamanho 80% passante já que, a quebra real não produz um único tamanho. Assim a expressão [4.7] levando em conta a distribuição de tamanho da alimentação e do produto ficaria da seguinte forma:

$$E_k = K_k \left[\int_{x=0}^{x_{\max}} \log(x/x_u) dP(x,0) - \int_{x=0}^{x_{\max}} \log(x/x_u) dP(x,t) \right] \quad [4.8]$$

onde:

$P(x, t)$ é o peso da fração menor que o tamanho x do produto no tempo t ;

$P(x,0)$ é o peso da fração menor que o tamanho x da alimentação e x_u é a unidade de tamanho (micrometro, milímetro, polegada etc.).

Os tamanhos do produto e da alimentação podem ser representados por um \bar{x} (x = médio) e o valor de E_k por um C_k que inclui correções da energia fornecida à máquina. Assim, tem-se a expressão:

$$E_k = C_k \log(x_f/x_p) \quad [4.9]$$

com a qual se calcula a energia específica como uma função do grau de redução de tamanho desejado desde que a constante C_k seja determinada experimentalmente.

A lei de Rittinger estabelece que a energia necessária à quebra é relacionada com a nova superfície produzida numa unidade de massa:

energia específica = (γ) (nova área superficial - antiga área superficial),

onde (γ) é a energia superficial média por unidade de área.

Uma fratura através de um plano de área unitária produz duas áreas unitárias e requer 2γ de energia para romper as forças de ligação existentes antes da formação das superfícies (Figura 4.4). Esta lei é bastante aceita pois ela é lógica do ponto de vista físico-químico; entretanto, levando em consideração os resultados práticos, o enunciado da lei deveria ser "a mínima quantidade de energia necessária à quebra é 2γ (energia da superfície produzida), desde que a energia fornecida seja suficiente para romper as forças de ligações existentes". Como a energia fornecida ao moinho é o parâmetro necessário ao cálculo dos moinhos industriais, é preciso encontrar uma relação entre essa energia e a energia da nova superfície.

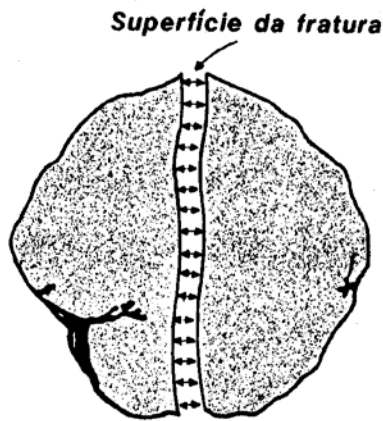


Figura 4.4 - Ilustração da energia de ligação entre as superfícies da fratura.

Rose⁽⁹⁾ mostrou, por meio de medidas cuidadosas de energia num moinho, que a energia superficial é somente uma pequena fração da energia fornecida ao moinho. Dentro dos limites de erro experimental, ele encontrou que toda a energia fornecida ao moinho aparece como calor, som ou energia de transformação de fase. Não há razão para supor que a energia fornecida ao moinho é múltiplo da energia específica (γ) e é difícil justificar o conceito que a quantidade de energia superficial, isto é, 0,1% de energia fornecida ao moinho pode controlar todo o processo. A energia fornecida que se converte em energia superficial num processo controlado de fragmentação depende da estrutura das falhas do mineral, do mecanismo e do método de aplicação da força.

Como realmente usada na prática a lei é empírica:

$$E_f = k_f \text{ (superfície produzida por unidade de massa quebrada)} \quad [4.10]$$

onde:

E_r é a energia específica de moagem.

Apesar de empírica, o valor de k_r é seguidamente usado, especialmente na literatura europeia, como um índice de eficiência de moagem; as unidades são dina/m^2 . Um valor baixo significa um baixo gasto de energia por unidade de superfície produzida, uma moagem mais eficiente do que uma com alto valor de k_r . Iguamente, um material mais difícil de moer terá um alto valor de k_r comparado com valor do k_r do material fácil de moer.

A área superficial pode ser obtida integrando-se a distribuição de tamanhos. A equação [4.10] ficará da seguinte forma:

$$E_r = K_r \left[\int_{x_{\min}}^{x_{\max}} (\sigma / x) dP(x, t) - \int_{x_{\min}}^{x_{\max}} (\sigma / x) dP(x, 0) \right] \quad [4.11]$$

onde:

σ = fator forma-densidade (quando são esferas $\sigma = 6/\rho$);

ρ = densidade;

O tamanho médio de \bar{x} pode ser definido:

$$\frac{1}{\bar{x}} = \int_{x_{\min}}^{x_{\max}} \frac{1}{x} dP(x) \quad [4.12]$$

que substituindo em [4.11] vem:

$$E_r = K_r \left[\frac{\sigma}{\bar{x}_P} - \frac{1}{\bar{x}_F} \right] \quad [4.13]$$

Um dos problemas das tentativas de aplicar a equação [4.13] é decidir qual o tamanho mínimo presente, porque usando $x_{\min} = 0$ a integração dará infinita. Na prática não se usa a equação [4.13] com tamanho médio e sim o tamanho 80% passante ficando a equação [4.13] na forma apresentada a seguir:

$$E_r = C_r \left(\frac{1}{x_P} - \frac{1}{x_F} \right) \quad [4.14]$$

Os resultados obtidos com a expressão [4.14] são aproximados e só aplicáveis às operações com tempo de moagem pequeno e com o valor da razão de redução próxima de seis.

A fórmula da lei de Bond pode ser escrita de modo semelhante à [4.14]. Tem-se a seguinte equação:

$$E_B = C_B \left(\frac{1}{x_P^{1/2}} - \frac{1}{x_F^{1/2}} \right) \quad [4.15]$$

A expressão [4.15] com o valor da constante C_B calculado com 10 W_i vem sendo usada até hoje no cálculo de moinhos industriais com sucesso.

Walker et al⁽¹⁰⁾ chegaram à conclusão que as três relações estudadas [4.9], [4.14] e [4.15] eram casos específicos de uma lei geral representada pela equação diferencial:

$$d_E = -C_M \frac{d_x}{x^n} \quad [4.16]$$

onde x é o tamanho da partícula e n tem valores variados:

| Valores de n | Lei |
|----------------|--------------|
| 1 | de Kick |
| 2 | de Rittinger |
| 1/2 | de Bond |

Austin mostrou que esta equação é absurda pois não leva em conta todos os tamanhos de partículas. Ele sugere a fórmula:

$$d_E = -C_M \frac{d_{\bar{x}}}{\bar{x}^n} \quad 4.17]$$

onde:

\bar{x} é o tamanho médio da partícula. Integrando-se a expressão [4.17] com os diversos valores de n obtém-se as expressões modificadas por Austin das três leis da fragmentação.

Para $n = 1$ tem-se a lei da Kick:

$$E = C_M \log \left(\frac{\bar{X}_F}{\bar{X}_P} \right)$$

Para $n = 2$ tem-se a lei de Rittinger:

$$E = C_M \left(\frac{1}{\bar{X}_P} - \frac{1}{\bar{X}_F} \right)$$

Para $n = 1/2$ tem-se a lei de Bond:

$$E = C_M \left(\frac{1}{\bar{X}_P^{1/2}} - \frac{1}{\bar{X}_F^{1/2}} \right)$$

Relação de Charles

Esta relação é uma outra tentativa de encontrar um modelo que corresponda aos resultados práticos da fragmentação⁽¹¹⁾. Na Figura 4.5 estão representados os valores da análise granulométrica dos produtos obtidos com diversos tempos de moagem: de 1/3 de minuto a 30 minutos respectivamente. Como se pode ver, uma faixa apreciável da distribuição granulométrica colocada em gráfico na escala log-log apresenta-se como segmentos de reta. Estas linhas podem ser representadas pela equação:

$$P(x) = a_s x^{\alpha_s} \quad 0 \leq P(x) \leq 1 \quad [4.18]$$

Esta equação é a distribuição de tamanhos de Schuhmann onde o α_s é o coeficiente de distribuição dada pela inclinação da reta; a_s é função do tempo de moagem $a_s = a_s(t)$. Se $P(x) = 1$ na equação [4.18] e K_c representa o tamanho, tem-se $1 = a_s K_c^\alpha$ ou $a_s = \frac{1}{K_c^{\alpha_s}}$.

$$\text{E então } P(x) = \left(\frac{x}{K_c} \right)^{\alpha_s}$$

Aplicando-se estes valores de tamanho à equação [4.16] de Walker e integrando-se entre os dois tempos t_2 e t_1 tem-se a expressão:

$$E_c = C_c \left(\frac{1}{K_{c_2}^{\alpha_s}} - \frac{1}{K_{c_1}^{\alpha_s}} \right) \quad [4.19]$$

onde:

k_{c1} é o valor no tempo t_1 e k_{c2} no tempo t_2 .

Esta equação é conhecida como uma fórmula da equação de Charles e usa-se um tempo t_1 e não t_0 porque a distribuição granulométrica da alimentação não tem a fórmula da equação [4.18].

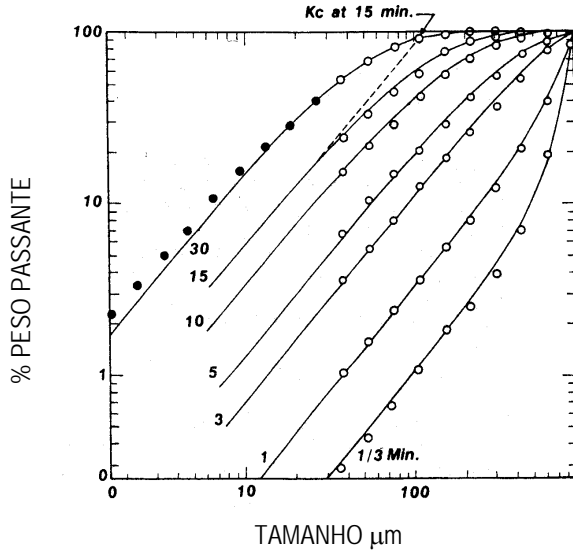


Figura 4.5 - Curvas de distribuição de tamanho de quartzo moído em moinho de bolas de 20cm de diâmetro, com diversos tempos de moagem.

Pode-se também usar um papel Rosin-Rammler para colocar em gráficos dados de distribuição granulométrica dos produtos de moagem em vários tempos e obtém-se o gráfico da Figura 4.6 onde se tem uma série de linhas retas paralelas. A função de Rosin Rammler é a seguinte:

$$R(x, t) = \exp \left[- (x/x_0)^{\alpha_r} \right]$$

onde:

$R(x, t)$ é o peso da fração retida, e x_0 é o valor de x quando $R = 0,3678$ (63,21%), chamado tamanho característico; o coeficiente de uniformidade tem valor bem próximo do α_s (coeficiente de distribuição). A lei de Charles aplicada a esta distribuição fornecerá a seguinte fórmula:

$$E_{c_r} = C_{c_r} \left[\frac{1}{X_{0_2}^\alpha} - \frac{1}{X_{0_1}^\alpha} \right] \quad [4.20]$$

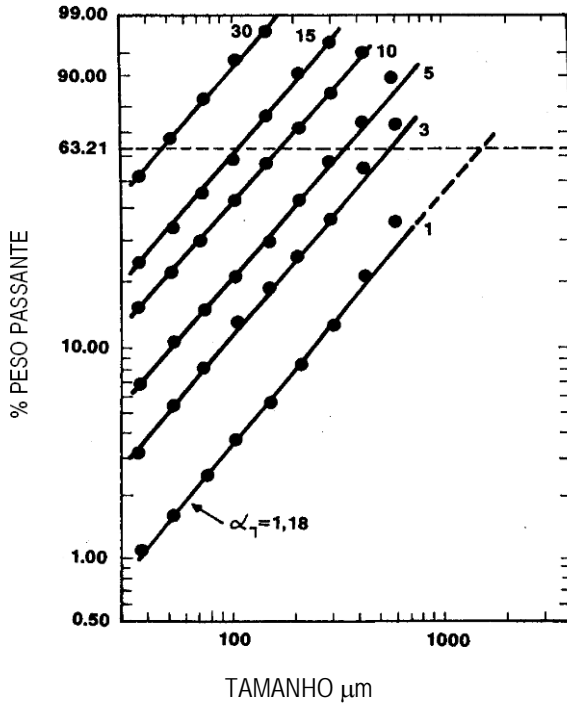


Figura 4.6 - Gráficos dos dados de distribuição granulométrica dos produtos de moagem segundo Rosin-Rammler.

Hukki⁽¹²⁾ propôs a seguinte expressão que cobriria todos os intervalos de granulometria:

$$dE = -K \left[\frac{d_x}{Xf(x)} \right] \quad [4.21]$$

A Figura 4.7 mostra a relação estabelecida por Hukki⁽³⁾ para o consumo de energia de fragmentação em função da granulometria do produto. Este gráfico mostra que as três leis seriam aplicáveis em faixas de tamanho diversas, mas a Lei de Bond seria aplicável à faixa de tamanho mais usual em tecnologia mineral. Entretanto, a Lei de Bond pode levar a grandes discrepâncias em função das condições de operação quando estas são muito distintas das condições usuais. O próprio Bond e posteriormente Rowland procuraram corrigir algumas dessas discrepâncias introduzindo fatores que serão estudados no capítulo de moagem. O problema mais sério da aplicação da Lei de Bond é não considerar o W_i como função das variáveis de processo. As novas tentativas de se procurar definir os resultados da fragmentação em função do mecanismo de aplicação da força às partículas, atualmente em franco desenvolvimento, poderão contornar essa dificuldade.

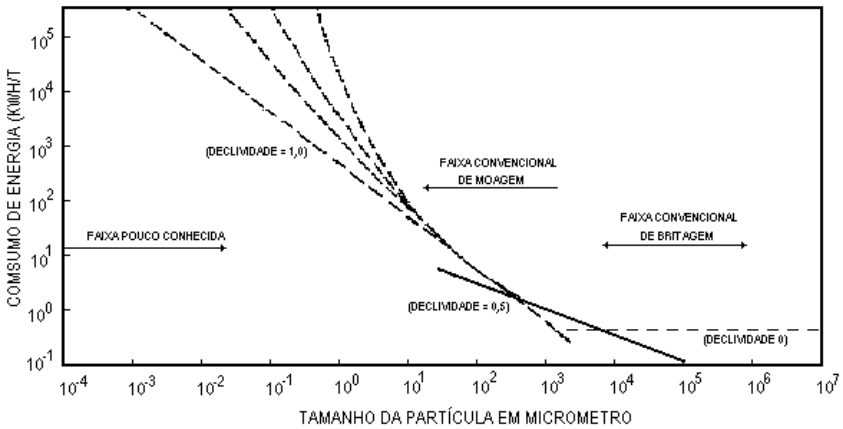


Figura 4.7 - Relação entre energia fornecida e tamanho da partícula na cominuição.

BIBLIOGRAFIA

- 1) CONCHA, F. Fundamentos de las operaciones mecanicas. Chile: Universidad de Concepción. Escuela de Ingeniería, 1971.
- 2) TARJAN, G. Mineral Processing. Budapest: Akademia Kudo, 1981. v.1.
- 3) WILLS, B.A. Mineral Processing Technology. Pergamon Press, 1988, pg 200-212.
- 4) BOND, F. C. The third theory of comminution. Mining Engineering, v. 93, May 1952.
- 5) BERALDO, J.L. Moagem de Minérios em Moinhos Tubulares. Pró-Minério; Secretaria de Estado da Indústria, Comércio, Ciência e Tecnologia do Estado de São Paulo, Editora Edgard Blücher Ltda, 1987.
- 6) ROWLAND Jr., C.A. Testing for the selection of comminution circuits to prepare concentration feed. Mill Operator's Conference. The Australasian Institute of Mining and Metallurgy, 1982.
- 7) AUSTIN, L.G. A commentary on Kick, Bond and Rittinger laws of grinding. Power Technology, v. 7, 1973.
- 8) AUSTIN, L.G.; KLIMPEL, R. R., e LUCKIE, P.T. Processing engineering of size reduction: Ball milling. s.l.: AIME, 1984.
- 9) ROSE, H.E. European Symposium Zerkleinern Dechema, 2. Proceedings. (monographia, 57), 1957.
- 10) WALKER, W.H. ET AL. Principles of chemical engineering. New York: MacGraw Hill, 1937.
- 11) CHARLES, R. J. Energy-size reduction relationships in comminution. Transactions of the AIME, Jan. 1957, vol. 208.
- 12) HUKKI, R.T. Proposal for a salomonic settlement between the theories of Rittinger, Kick and Bond. Transactions of the AIME, V. 222, 1961.

BRITAGEM

Genericamente, britagem pode ser definida como conjunto de operações que objetiva a fragmentação de blocos de minérios vindos da mina, levando-os a granulometria compatíveis para utilização direta ou para posterior processamento.

A britagem é um estágio no processamento de minérios, que utiliza, em sucessivas etapas, equipamentos apropriados para a redução de tamanhos convenientes, ou para a liberação de minerais valiosos de sua ganga.

É aplicada a fragmentos de distintos tamanhos, desde rochas de 1000 mm até 10 mm.

Não existe um circuito padrão para britar os diferentes tipos de minério. Geralmente a operação de britagem é feita dentro dos estágios convenientes.

Normalmente, para haver uma liberação satisfatória do mineral valioso, é necessário que o minério seja reduzido a uma granulometria fina. Nestas condições, a fragmentação desenvolve-se por meio de três estágios, isto é, grossa, intermediária e fina ou moagem. Nos dois primeiros estágios a fragmentação é realizada em britadores e no último estágio, em moinhos. Não há rigidez quanto aos estágios de britagem, porém, normalmente se usa a classificação mostrada na Tabela 4.3.

Tabela 4.3- Classificação dos estágios de britagem.

| Estágio de Britagem | Tamanho Máximo de Alimentação (mm) | Tamanho Máximo de Produção (mm) |
|----------------------|------------------------------------|---------------------------------|
| Britagem Primária | 1000 | 100,0 |
| Britagem Secundária | 100 | 10,0 |
| Britagem Terciária | 10 | 1,0 |
| Britagem Quaternária | 5 | 0,8 |

Britagem Primária

Os britadores empregados são os de grande porte e sempre operam em circuito aberto e sem o descarte (escalpe) da fração fina contida na alimentação. A britagem primária é realizada a seco e tem uma razão de redução em torno de 8:1.

Para este estágio são utilizados os seguintes tipos de britadores: britador de mandíbulas, britador giratório, britador de impacto e o de rolos dentado. A Tabela 4.4 apresenta um quadro comparativo das características desses equipamentos.

Tabela 4.4 - Quadro comparativo dos britadores primários.

| Características Consideráveis | Britador de Mandíbulas | Britador Giratório |
|--|--|---|
| Capacidade | Bom para capacidades baixas e médias (1000 t/h) | Bom para capacidades médias e altas |
| Granulometria do Produto | Recomendado quando é indesejável grande quantidade de finos no produto. O <i>top size</i> do produto é alto para materiais lamelares | Idêntico ao de mandíbulas quanto a finos. Mas apresenta <i>top size</i> menor, para uma mesma abertura de saída, britando materiais lamelares |
| Características Mecânicas da Rocha | Sem restrição | Sem restrição |
| Estratificação da Rocha | Pouco adequado para materiais com tendência a produzir partículas lamelares | É mais adequado que o de mandíbulas para materiais com tendência a produzir partículas lamelares |
| Materiais Úmidos com Alto Teor de Argila | Mas adequado que o giratório e menos adequado que os de impacto e de rolo dentado | Pouco adequado |
| Teor de Minerais Abrasivos Altos | Adequado para material abrasivo | Adequado-comparável com o de mandíbulas (2 eixos) |
| Grau de Redução. Valores Usuais Médios | Em torno de 5:1 | Em torno de 8:1 |
| Modo de Alimentação | Exige alimentador | Dispensa alimentador |
| Granulometria do Produto | Caracterizado por alta produção de finos | É o britador primário que produz menos finos. Apresenta <i>top size</i> do produto alto |
| Características Mecânicas da Rocha | Uso limitado a rochas frágeis ou elásticas | Uso limitado a rochas de média fragmentação ou para minerais moles |
| Estratificação da Rocha | Altamente efetivo para materiais com tendência a produzir partículas lamelares | É efetivo para materiais com tendência a produzir partículas lamelares, mas o <i>top size</i> do produto é alto |
| Materiais Úmidos com Alto Teor de Argila | Como o britador de rolo, é altamente efetivo para este tipo de material | Altamente efetivo para este tipo de material |
| Características Consideráveis | Britador de Impacto | Britador de Rolo Dentado |
| Teor de Minerais Abrasivos Altos | Geralmente restrito a materiais com teor de sílica equivalente menor que 15% | Como o de impacto, é limitado a materiais pouco abrasivos |
| Grau de Redução. Valores Usuais Médios | Grande o suficiente para muitas vezes se fazer o trabalho de britagem primária e secundária em uma só máquina | Alto. Brita qualquer bloco que caiba na boca do britador. Todavia, a presença de blocos grandes limita bastante a capacidade |
| Modo de Alimentação | Exige alimentador | Exige alimentador |

Britador de Mandíbulas

É o equipamento utilizado para fazer a britagem primária em blocos de elevadas dimensões/dureza e com grandes variações de tamanho na alimentação.

Compõe-se basicamente de uma mandíbula fixa, e uma móvel ligada ao excêntrico (esta ligação pode ser feita direta ou indireta), que fornece o movimento de aproximação e afastamento entre elas. Desta maneira o bloco alimentado na boca do britador vai descendo entre as mandíbulas enquanto recebe o impacto responsável pela fragmentação.

Os britadores de mandíbulas são classificados em dois tipos, baseando-se no mecanismo de acionamento da mandíbula móvel. Assim, tem-se britadores de um eixo (Figura 4.8) e dois eixos - tipo Blake (Figura 4.9). Nos britadores de dois eixos, a mandíbula móvel tem movimento pendular (Figura 4.10), enquanto que os de um eixo, tem movimento elíptico. Em termos de custos de capital, britadores de dois eixos são cerca de 50% mais elevados que os de um eixo, sendo indicados para materiais mais abrasivos e de difícil fragmentação. A especificação dos britadores de mandíbulas é dada pelas dimensões de abertura da alimentação. Por exemplo um britador com 1000 x 1200 mm, apresenta boca retangular com dimensões de 1.000 x 1.200 mm.

A granulometria do produto é estabelecida pelo ajuste da descarga, sendo então definida pela razão de redução que deve ser em torno de 5:1.

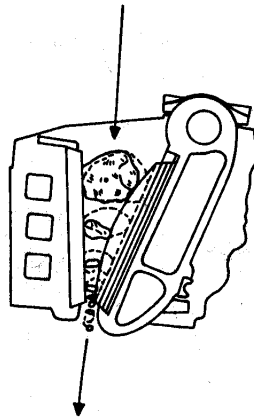


Figura 4.8 - Movimento dos blocos durante a fragmentação no britador de mandíbulas de um eixo (Dodge).

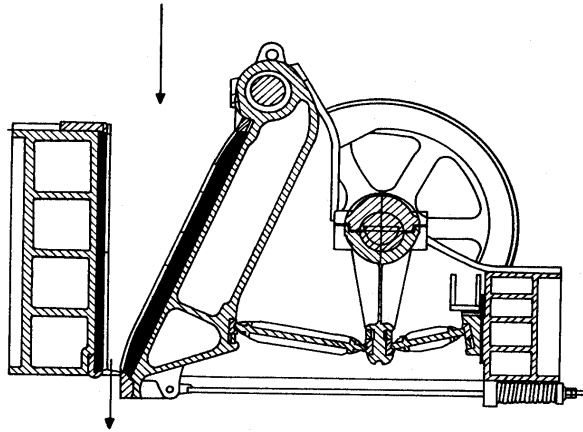


Figura 4.9 - Britador de mandíbulas de dois eixos (Blake).

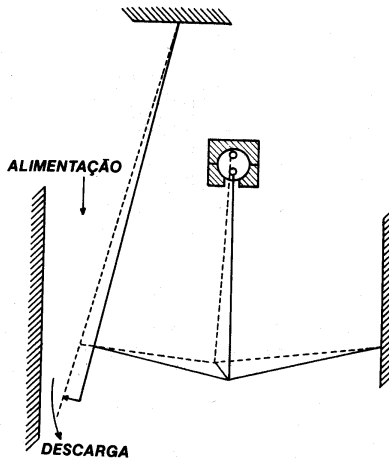


Figura 4.10 - Esquema do movimento do britador de mandíbulas de dois eixos (Blake).

Britador Giratório

É o equipamento de britagem primária utilizado quando existe uma grande quantidade de material a ser fragmentado, sendo mais operacional do que o britador de mandíbula, pois pode ser alimentado por qualquer lado, indistintamente, além de permitir uma pequena armazenagem no seu topo (Figura 4.11).

O princípio de funcionamento do britador giratório consta do movimento de aproximação e distanciamento do cone central em relação à carcaça invertida. Este movimento circular (85 a 150 rpm) faz com que toda a área da carcaça seja utilizada na britagem, o que fornece ao britador uma grande capacidade de operação (Figura 4.12).

Esse britador tem baixo custo operacional e grande seção de alimentação.

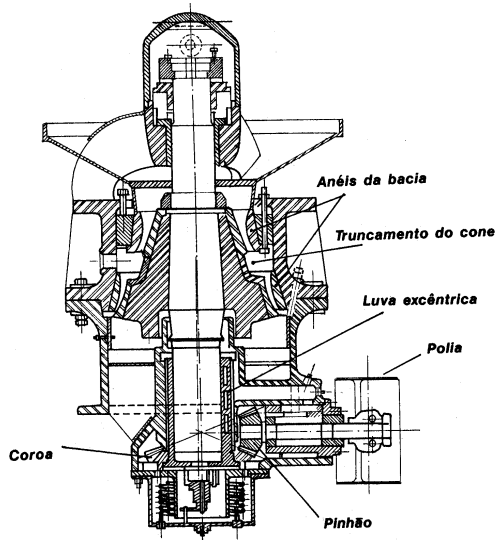
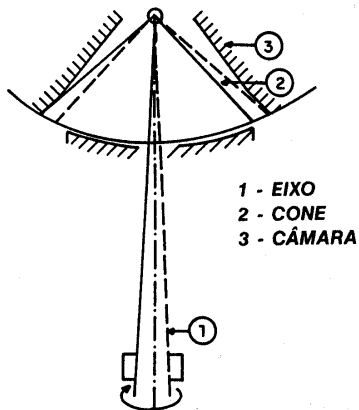


Figura 4.11 - Britador Giratório.



4.12 - Esquema do movimento do britador giratório.

Britador de Impacto

Neste tipo de britador (Figura 4.13), a fragmentação é feita por impacto ao invés de compressão. Por meio do movimento das barras (500 até 3.000 rpm), parte da energia cinética é transferida para o material, projetando-o sobre as placas fixas de impacto onde ocorre a fragmentação.

A desvantagem do uso desse equipamento é que apresenta elevado custo de manutenção e grande desgaste, não sendo aconselhável seu uso, no caso de rochas abrasivas e de materiais com valor da sílica equivalente maior que 15%. Estes equipamentos são escolhidos para britagem primária, onde se deseja uma alta razão de redução e alta percentagem de finos.

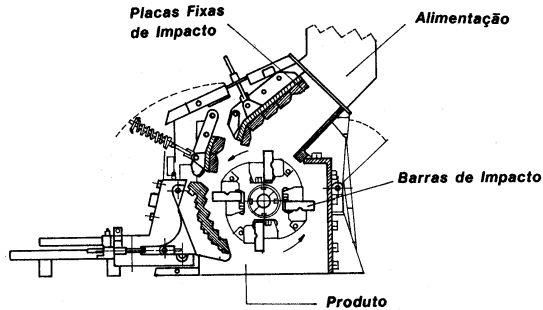


Figura 4.13 - Britador de Impacto.

Britador de Rolo Dentado

Consiste basicamente de um rolo dentado móvel e uma carcaça fixa, como está apresentado na Figura 4.14.

O movimento giratório do rolo provoca a compressão e cisalhamento do material entre os dentes e a placa fixada à câmara.

Tem emprego limitado devido ao grande desgaste dos dentes, por ser sensível à abrasão. É aconselhável sua aplicação para rochas de fácil fragmentação e também para britagens móveis, dada as pequenas dimensões do equipamento. Possui alta tolerância à umidade da alimentação, sendo na britagem primária o equipamento que produz menos finos.

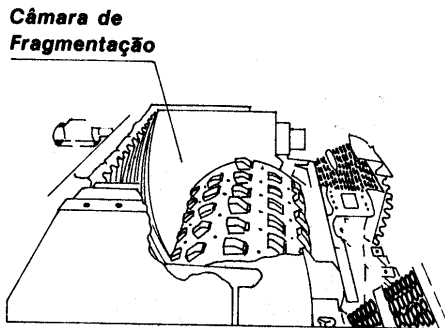


Figura 4.14 - Britador de rolo dentado.

Britagem Secundária

Entende-se por britagem secundária, de forma geral, todas as gerações de britagem subseqüentes à primária.

Tem como objetivo na maioria dos casos a redução granulométrica do material para a moagem. É comum na britagem secundária o descarte prévio da fração fina na alimentação, com a finalidade de aumentar a capacidade de produção. Esta operação é chamada “escalpe”.

Os equipamentos normalmente utilizados são:

britador giratório secundário;

britador de mandíbulas secundário;

britador cônico;

britador de martelos;

britador de rolos.

Os britadores giratórios, mandíbulas e martelos são semelhantes àqueles empregados na britagem primária, apenas tendo dimensões menores.

Britador Cônico

O britador cônico (Figuras 4.15 e 4.16) possui o mesmo princípio de operação do britador giratório. Contrariamente ao que ocorre no britador giratório, no cônico, o manto e o cone apresentam longas superfícies paralelas, para garantir um tempo longo de retenção das partículas nessa região. No britador giratório a descarga se dá pela ação da gravidade, enquanto que no cônico, a descarga é condicionada ao movimento do cone. O movimento vertical do cone, para cima e para baixo, controla a abertura de saída, para tal, utilizam-se dispositivos hidráulicos.

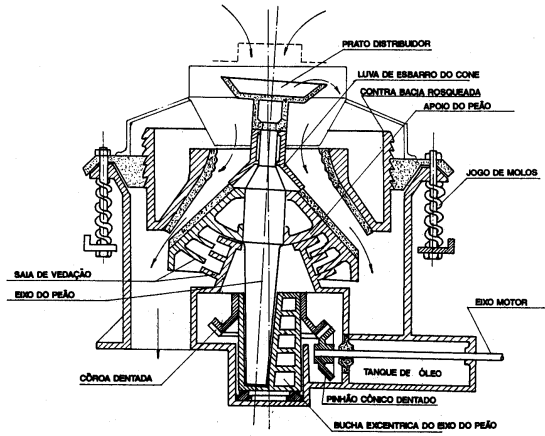


Figura 4.15 - Britador cônico.

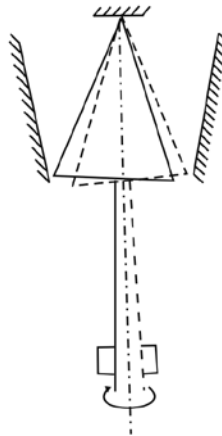


Figura 4.16 - Esquema do movimento do britador cônico.

Britador de Rolos

Este equipamento consta de dois rolos de aço (Figura 4.17) girando à mesma velocidade, em sentidos contrários, guardando entre si uma distância definida. São destinados a materiais friáveis ou de fácil fragmentação.

A alimentação é feita, lançando-se os blocos de minério entre os rolos cujo movimento faz com que os mesmos sejam forçados a passar pela distância fixada previamente por parafusos de ajuste. Esta ação promove a fragmentação dos blocos.

Este tipo de britador possui uma forte limitação quanto à granulometria da alimentação, pois a mesma é limitada pela distância fixada entre os rolos e os diâmetros dos mesmos.

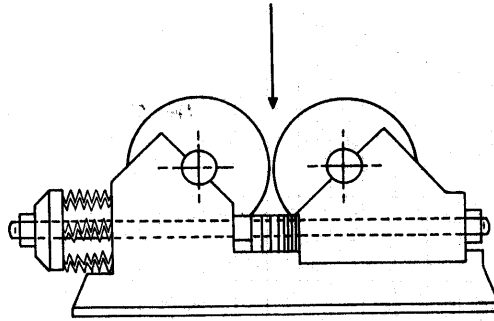


Figura 4.17 - Britador de rolos.

Britagem Terciária

Em geral é o último estágio de britagem, no entanto, existem usinas com mais de três estágios, cujo fato está ligado às características de fragmentação do material, ou à granulometria do produto final. Os equipamentos em geral utilizados são os britadores cônicos, cuja granulometria máxima do produto obtido está compreendida na faixa de 25 a 3 mm, com uma razão de redução de 4:1 ou 6:1. Estes equipamentos exigem um maior controle de operação, geralmente trabalhando em circuito fechado.

Britadores de Impacto Vertical

No Brasil, a exploração de areia natural em várzeas e leitos de rio vem sofrendo restrições das agências de meio ambiente, principalmente em regiões metropolitanas. A obtenção de areia artificial (ou areia de brita), com distribuição granulométrica e fator de forma próximo das areias naturais, usadas como agregado na construção civil, vem sendo estudada pelo CETEM em usina piloto e os resultados positivos encorajaram a implantação de unidades industriais, em algumas pedreiras no estado de Minas Gerais e Rio de Janeiro ^(9, 10).

O britador de impacto vertical (Vertical Shaft Impact-VSI) é conhecido como o equipamento capaz de produzir modificações nas partículas, dando-lhes formato cúbico ou arredondado. Essa forma das partículas é atribuída aos mecanismos que ocorrem no rotor e na câmara de britagem (Figura 4.17-A) do britador : impacto, abrasão e atrição. Parte do material alimentado no britador vai para o interior de um rotor, que projeta esse material a altas velocidades contra as paredes da câmara revestida com o próprio material onde as partículas colidem entre si e são moídas. Parte do material passa por fora do rotor, na forma de cascata e colide contra as partículas que passaram pelo interior do rotor, caracterizando-se como um processo autógeno de cominuição. O cascadeamento das partículas traz os seguintes benefícios: redução do consumo de energia no processo; redução do consumo de peças de desgaste; aumento da capacidade de processamento do britador e controle na distribuição granulométrica ⁽¹¹⁾.

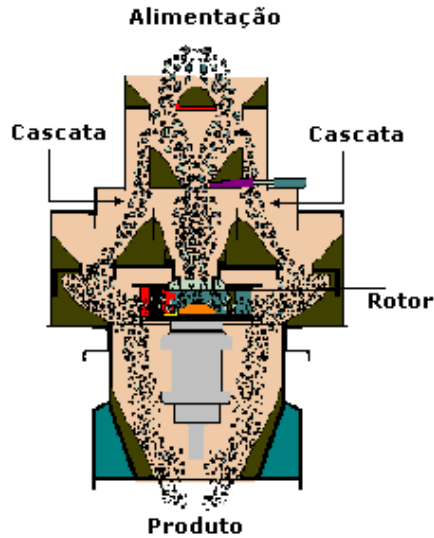


Figura 4.17 A: Desenho esquemático do percurso do material na câmara de britagem de um britador de impacto vertical.

O dimensionamento dos britadores é feito usualmente com auxílio de curvas e tabelas de operação fornecidas pelos fabricantes do equipamento.

O procedimento normal consta das seguintes etapas:

consultar a tabela de especificação técnica definindo alguns equipamentos que estão dentro das condições exigidas (Tabela 4.5);

verificar as capacidades de produção de cada equipamento selecionado observando se estão dentro das condições especificadas (Tabela 4.6);

observar as curvas granulométricas do tipo de equipamento para melhor definir as condições de operação (Figuras 4.18 e 4.19);

observar também a condição de recepção; o britador só brita partículas menores que $0,8A$. Então o tamanho do britador é condicionado pelo tamanho máximo da alimentação (A).

Tabela 4.5 – Especificações técnicas – britadores primários.

| Máquina | | 2015C | 3020C | 4230C | 4535C | 6240C | 8050C |
|-----------------------------|-------------------|---------|-------|-------|-------|-------|--------|
| Peso | Kg | 600 | 1850 | 3400 | 4300 | 7100 | 12300 |
| Peso Exportação | Kg | 630 | 1950 | 3600 | 4500 | 7350 | 12900 |
| Volume Exportação | m ³ | 0,5 | 1,9 | 2,8 | 3,9 | 5,6 | 10 |
| Correia Mínima de Saída | Pol. | 16" | 16" | 16" | 20" | 24" | 30" |
| GD ² | Kgxm ² | 25 | 140 | 330 | 330 | 850 | 2340 |
| Motor | HP | 10-12,5 | 15-20 | 25-30 | 25-30 | 40-50 | 75-100 |
| | Polos | VI | VI | VI | VI | VI | VI |
| Correia de Acionamento | Quant. | 4 | 5 | 4 | 4 | 5 | 6 |
| | Canal | B | B | C | C | C | D |
| Polia Diâmetro Externo (mm) | 60 Hz | 172 | 260 | 280 | 260 | 265 | 335 |
| | 50 Hz | 215 | 324 | 345 | 300 | 330 | 400 |
| Tamanho Máximo da Caçamba | J ³ | - | - | - | - | 3/4 | 3/4 |

Continuação Tabela 4.5

| Máquina | | 10060C | 10080C | 11080C | 12090C | 150120C |
|-----------------------------|-------------------|---------|---------|---------|---------|---------|
| Peso | Kg | 25000 | 29500 | 35300 | 49350 | 9000 |
| Peso Exportação | Kg | 26000 | 30500 | 36300 | 51500 | 98000 |
| Volume Exportação | m ³ | 20 | 21 | 28 | 34 | 38 |
| Correia Mínima de Saída | Pol. | 36" | 36" | 36" | 42" | 42" |
| GD ² | Kgxm ² | 7000 | 7000 | 12300 | 31000 | 48000 |
| Motor | HP | 100-125 | 125-150 | 125-150 | 150-200 | 200-250 |
| | Polos | VI | VI | VI | VI | VI |
| Correia de Acionamento | Quant. | 8 | 8 | 8 | 10 | 10 |
| | Canal | D | D | D | D | D |
| Polia Diâmetro Externo (mm) | 60 Hz | 375 | 355 | 430 | 446 | 38 |
| | 50 Hz | 446 | 425 | 510 | 540 | 446 |
| Tamanho Máximo da Caçamba | J ³ | 1 | 1 1/4 | 1 1/4 | 1 3/4 | 3 |

Tabela 4.6 – Capacidade de produção (m3/h) – Britadores Primários de Mandíbulas Circuito Aberto.

| Máquina | RPM | Excêntrico (mm) | Movimento da Mandíbula | Abertura da Boca de Saída – Posição Fechada | | | | | | | | |
|---------|-----|-----------------|------------------------|---|-----|-------|-------|-------|-------|-------|--------|---------|
| | | | | ¼" | ½" | ¾" | 1" | 1 ½" | 2" | 3" | 3 ½" | 4" |
| 2015C | 380 | 8 | ½" | 1,5-2 | 2-3 | 3-4 | 4-5 | 5-6,5 | 2" | 3" | 3 ½" | 4" |
| 3020C | 350 | 10 | ¾" | | | 5-6,5 | 6-8 | 8-10 | 10-13 | 15-20 | 22-28 | 25-32 |
| 4230C | 350 | 12,5 | ¾" | | | 7-8 | 8-10 | 10-13 | 12-15 | 15-20 | 20-25 | 22-28 |
| 4535C | 300 | 13 | ¾" | | | | 10-13 | 12-16 | 15-20 | 20-25 | 22-28 | 25-32 |
| 6240C | 280 | 15 | ¾" | | | | 17-22 | 22-29 | 28-35 | 39-50 | 42-52 | 44-55 |
| 8050C | 280 | 16 | 1" | | | | | | | 55-72 | 60-80 | 65-88 |
| 10060C | 250 | 17 | 1" | | | | | | | 72-95 | 76-105 | 88-115 |
| 10080C | 250 | 17 | 1" | | | | | | | | 78-120 | 90-140 |
| 11080C | 240 | 17 | 1" | | | | | | | | | 100-155 |
| 12090C | 230 | 17 | 1" | | | | | | | | | 130-180 |
| 150120C | 200 | 19 | 1 ½" | | | | | | | | | |

Continuação Tabela 4.6

| Máquina | RPM | Excêntrico (mm) | Movimento do Queixo | Abertura da Boca de Saída – Posição Fechada | | | | | | | | |
|---------|-----|-----------------|---------------------|---|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|--|
| | | | | 4 ½" | 5" | 6" | 7" | 8" | 9" | 10" | 12" | |
| 2015C | 380 | 8 | ½" | | | | | | | | | |
| 3020C | 350 | 10 | ¾" | | | | | | | | | |
| 4230C | 350 | 12,5 | ¾" | | | | | | | | | |
| 4535C | 300 | 13 | ¾" | | | | | | | | | |
| 6240C | 280 | 15 | ¾" | | | | | | | | | |
| 8050C | 280 | 16 | 1" | 72-95 | 77-100 | 88-115 | | | | | | |
| 10060C | 250 | 17 | 1" | 95-130 | 105-140 | 120-160 | 140-180 | 155-200 | | | | |
| 10080C | 250 | 17 | 1" | 100-155 | 110-170 | 140-200 | 160-230 | 177-260 | 200-290 | | | |
| 11080C | 240 | 17 | 1" | 110-170 | 120-187 | 155-220 | 175-253 | 195-285 | 220-320 | | | |
| 12090C | 230 | 17 | 1" | 145-205 | 155-230 | 185-275 | 210-310 | 240-370 | 265-410 | 280-450 | | |
| 150120C | 200 | 19 | 1 ½" | | | | | 350-520 | 390-560 | 405-600 | 470-690 | |

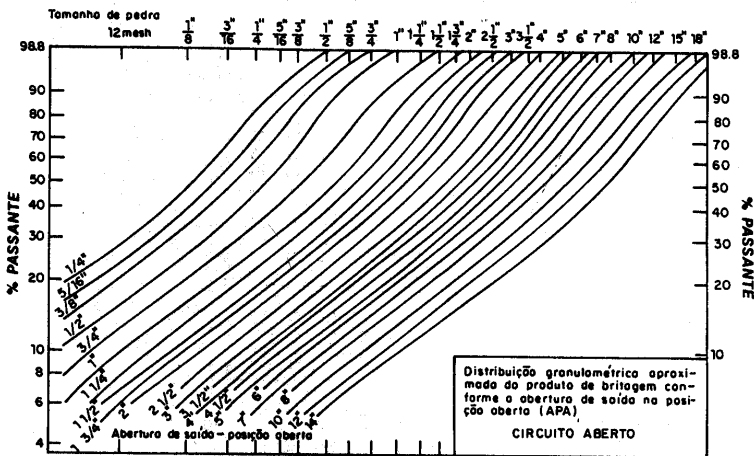


Figura 4.18 - Curvas granulométricas em britadores e rebitadores de mandíbulas (circuito aberto).

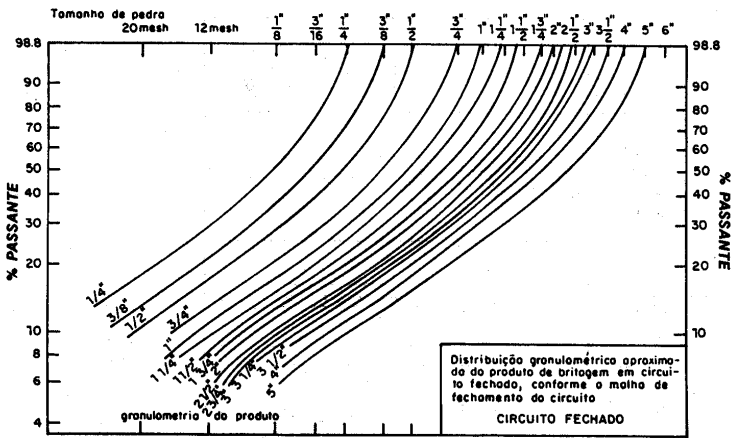


Figura 4.19 - Curvas granulométricas em britadores e rebitadores de mandíbulas (circuito fechado).

A escolha do tipo de britador está associada a alguns fatores ligados ao minério, como os apresentados a seguir:

Tamanho máximo de blocos na alimentação

A capacidade de produção e tamanho máximo dos blocos contidos no ROM influenciam na escolha de operação da mina, como indicado na Tabela 4.7.

Esses dados são importantes, pois determinam a boca de entrada dos britadores primários.

Tabela 4.7- Tamanho máximo de blocos na alimentação de britador primário.

| Capacidade de Produção (1.000t/a) | Tamanho Máximo de Blocos | |
|--------------------------------------|--------------------------|------------------|
| | Céu aberto (cm) | Subterrânea (cm) |
| Pequena (500) | 50-60 | 25-35 |
| Média (500-3.000) | 70-100 | 40-50 |
| Grande (3.000-9.000) | 90-100 | 60-70 |
| Muito Grande (9.000) | 120 | - |

O tamanho máximo da alimentação nos estágios intermediários de britagem é função das condições operacionais dos estágios anteriores.

Distribuição granulométrica da alimentação

A distribuição granulométrica da alimentação é importante na escolha do tipo de instalação. Assim, por exemplo, o conteúdo de finos na alimentação define a conveniência

ou não de um escalpe prévio da alimentação do britador. Entre outros, os fatores econômicos e operacionais definem a extensão do escalpe, todavia como regra geral, toma-se como base o limite máximo 30% de finos na alimentação. Este procedimento não se aplica à britagem primária. Em geral, as britagens secundárias e terciárias normalmente têm um conteúdo de finos tal em sua alimentação que justifica a existência de escalpe prévio.

A presença de blocos de grandes dimensões, por outro lado, prejudica muito a capacidade de britadores de rolos e aumenta muito o desgaste em britadores de impacto, especialmente quando esses equipamentos operam como britadores primários.

Conteúdo de argila e umidade

Os minérios que apresentam um alto conteúdo de argila e elevada umidade, impossibilitam praticamente a britagem em granulometria de 20 – 25 cm, pois dificultam o peneiramento e a operação de alguns tipos de britadores.

Britadores giratórios, cônicos e de mandíbulas são altamente sensíveis à presença de argila e à umidade no minério.

Densidade do material

Os britadores são equipamentos que apresentam como constante a capacidade volumétrica de produção. Assim, a capacidade desses equipamentos, expressa em t/h, é proporcional à densidade do minério. Como a capacidade nominal é referente a material com densidade 2,7 a capacidade real volumétrica para materiais com outras densidades pode ser expressa por:

$$\text{Capacidade real} = \text{capacidade nominal} \times \frac{\text{densidade real}}{2,7}$$

Forma das partículas

A forma das partículas é importante na definição da boca de entrada dos equipamentos. Para materiais lamelares exige-se uma relação entre a boca de entrada e o tamanho máximo das partículas maior do que a geralmente requerida para minérios não lamelares.

Corrosividade do minério

Minérios corrosivos impõem condições especiais na escolha dos materiais e equipamentos usados na instalação.

Exercício de Aplicação

Projetar uma instalação de britagem para $70 \text{ m}^3/\text{h}$ de minério que vem da mina com um *top size* de 30 polegadas (0,76 m) e 25% menor que 2,5 polegadas. Sabe-se que o W_i do minério é 10 kWh/sht . A densidade aparente do minério é 1,25 o teor de argila é maior que 5% e a umidade 10%.

Pela Tabela 4.6 de capacidades de produção (m^3/h), escolhe-se um britador que parece adequado: 8050C que tem capacidade $65\text{-}88 \text{ m}^3/\text{h}$ de produto operando com a abertura de saída na posição fechada (APF) com 4" e na posição aberta (APA) terá 5", já que por essa tabela sabe-se que o movimento da mandíbula é igual a 1". A abertura de alimentação deste britador é de 40" (1 m).

Pela Figura 4.18, a curva referente a 5" nos fornece dados para calcular a curva granulométrica do produto britado que está apresentado na Tabela 4.8.

Tabela 4.8 - Distribuição granulométrica do produto britado-britador de mandíbulas (5").

| Faixa Granulométrica | Porcentagem | Capacidade m^3/h |
|----------------------|-------------|----------------------------------|
| + 5" | 15 | 10,5 |
| - 5" + 3" | 30 | 21 |
| - 3" + 2" | 17 | 11,9 |
| - 2" + 1" | 16 | 11,2 |
| - 1" + 1/2" | 9 | 6,3 |
| - 1/2" | 13 | 9,1 |
| Total | 100 | 70 |

Pode ser observado que:

- 85% do produto britado é menor que 5", isto é, passa numa tela de peneira com essa abertura. O restante, ou seja, 15% ficou retido na mesma tela por ser maior que 5".
- 55% do produto é menor que 3" e, portanto o complemento, 45% é maior que 3". Como 15% é maior que 5", tem-se $45 - 15 = 30\%$, ou seja, é a porcentagem do produto de tamanho entre 5" e 3".
- 38% do produto é menor que 2". Mas como 55% é menor que 3", tem-se $55 - 38 = 17\%$, ou seja, é a porcentagem do produto de tamanho entre 3" e 2".

A capacidade real deve ser recalculada com alguns fatores próprios. Esta é dada pela expressão:

$$Q = Q_t \cdot A \cdot B \cdot C \cdot D$$

onde:

Qt = capacidade de tabela;

A = densidade aparente;

B = fator dependente do Wi;

C = tamanho da alimentação;

D = umidade.

Estes dados estão apresentados nas Tabelas 4.9 e 4.10 e Figuras 4.20 e 4.21.

$$Q = 70 \times 1,25 \times 1,15 \times 0,94 \times 0,7 = 66,2 \text{ m}^3/\text{h}$$

Q = 66,2 m³/h é a capacidade do britador escolhido com o minério proposto.

Tabela 4.9- Densidade aparente dos materiais britados (Fonte Manual da Faço).

| t/m ³ | Fator A | t/m ³ | Fator A |
|------------------|---------|------------------|---------|
| 1,2 | 0,75 | 1,9 | 1,19 |
| 1,3 | 0,81 | 2 | 1,25 |
| 1,4 | 0,88 | 2,1 | 1,31 |
| 1,5 | 0,94 | 2,2 | 1,38 |
| 1,6 | 1 | 2,3 | 1,44 |
| 1,7 | 1,06 | 2,4 | 1,5 |
| 1,8 | 1,13 | | |

Tabela 4.10 - Fator B dependente do Wi.

| | | | | | |
|----|------|-----|----|-----|-----|
| Wi | 10 | 12 | 14 | 18 | 22 |
| B | 1,15 | 1,1 | 1 | 0,9 | 0,8 |

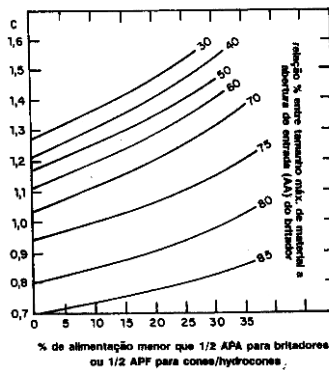


Figura 4.20 - Fator de tamanho de alimentação.

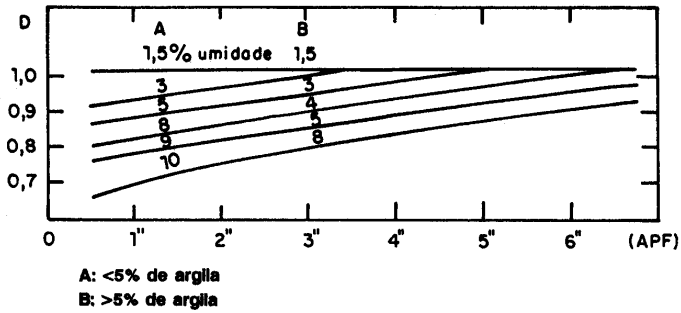


Figura 4.21 - Fator de umidade para britadores giratórios e mandíbulas.

CÁLCULO DO REBRITADOR

Baseado nos dados da Tabela 4.6, observa-se que 31,5 m³/h é maior que 3" e 38,5 m³/h é menor que 3".

Pela Tabela 4.11 pode-se escolher o rebitador secundário 9026 com abertura da boca de saída na posição fechada 1 1/2" que tem capacidade de 29 – 37 m³/h. Como o movimento do queixo é 3/4", entra-se na curva 2 1/2" da Figura 4.18, para obter a distribuição granulométrica do produto (Tabela 4.12).

Tabela 4.11- Capacidade de produção (m³/h) – rebitadores de mandíbulas

| Máquina | RPM | Excêntrico (m.m.) | Movimento da mandíbula | ABERTURA DA BOCA DE SAÍDA - POSIÇÃO FECHADA | | | | | | | | | | | | | |
|---------|-----|----------------------|------------------------------|---|---------|-------|-------|--------|-------|--------|-------|--------|---------|---------|---------|---------|--|
| | | | | 1/4" | 1/2" | 3/4" | 1" | 1 1/2" | 2" | 2 1/2" | 3" | 3 1/2" | 4" | 4 1/2" | 5" | 5 1/2" | |
| 6013 | 350 | 10 | 3/8" | 3-4 | 5-6,5 | 7-9 | 9-12 | | | | | | | | | | |
| 8013 | 350 | 12,5 | 1/2" | 4-5 | 6,5-8,5 | 9-12 | 12-16 | | | | | | | | | | |
| 9026 | 300 | 13 | 3/4" | | | 17-22 | 20-26 | 29-37 | 37-48 | 45-58 | | | | | | | |
| 12040 | 280 | 16 | 1" | | | | | | 55-78 | 65-85 | 75-97 | 83-105 | 100-130 | 110-142 | 120-156 | 125-162 | |

Tabela 4.12- Distribuição granulométrica do produto britado - rebritador de mandíbulas.

| Faixa Granulométrica | Porcentagem | Capacidade m ³ /h |
|----------------------|-------------|------------------------------|
| - 5" + 3" | 7 | 2,2 |
| - 3" + 2" | 22 | 6,9 |
| - 2" + 1" | 31 | 9,8 |
| - 1" + ½" | 17 | 5,4 |
| - ½" | 23 | 7,2 |
| Total | 100 | 31,5 |

Os 70 m³/h estão praticamente abaixo de 3", pode-se escolher um rebritador Hydrocone 3 ½ 51 (Tabela 4.13) que tem uma capacidade de 68 a 92 m³/h com carga circulante.

Pela Figura 4.22 observa-se que 85% do produto se encontra abaixo de ½" e só 15% retornará como carga circulante. A Figura 4.23 mostra um esquema para o processo de britagem do material.

Tabela 4.13 – Capacidade de produção – circuito fechado rebriadores Hydrocone.

| Máquina | Câmara | Abertura de Alim. (Polp.) | Potência (HP) | Capacidade de Produção (m ³ / h) | | | | | | | | | |
|---------|--------|-----------------------------|-----------------|---|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|
| | | | | Abertura da Saída do Lado Fechado (Polp.) | | | | | | | | | |
| | | | | 3 / 8 " | | 1 / 2 " | | 5 / 8 " | | 3 / 4 " | | 1 " | |
| A | B | A | B | A | B | A | B | A | B | | | | |
| 4 36 | médios | 4 " | 75-125 | 31-42 | 48-65 | 34-46 | 51-69 | 39-53 | 59-80 | 45-61 | 67-90 | 48-65 | 70-95 |
| 3 ½ 51 | finos | 3 ½ " | 125-250 | 45-61 | 68-92 | 48-65 | 73-99 | 51-69 | 79-107 | 59-80 | 90-122 | 73-99 | 107-144 |
| 5 51 | médios | 5 " | | 51-69 | 77-104 | 54-73 | 82-111 | 57-77 | 88-119 | 65-88 | 99-134 | 79-107 | 116-157 |
| 4 60 | finos | 4 " | 200-300 | 68-92 | 102-138 | 74-100 | 111-150 | 79-107 | 119-160 | 91-123 | 128-173 | 153-207 | 186-251 |
| 7 60 | médios | 7 " | | | | | | 113-153 | 169-228 | 127-171 | 186-251 | 141-190 | 197-266 |
| 5 84 | finos | 5 " | 300-500 | 186-246 | 270-365 | 196-265 | 298-402 | 216-292 | 321-433 | 255-344 | 349-471 | 284-383 | 380-513 |
| 7 84 | médios | 7 " | | | | 213-288 | 321-433 | 239-323 | 356-481 | 265-358 | 365-493 | 291-393 | 388-524 |

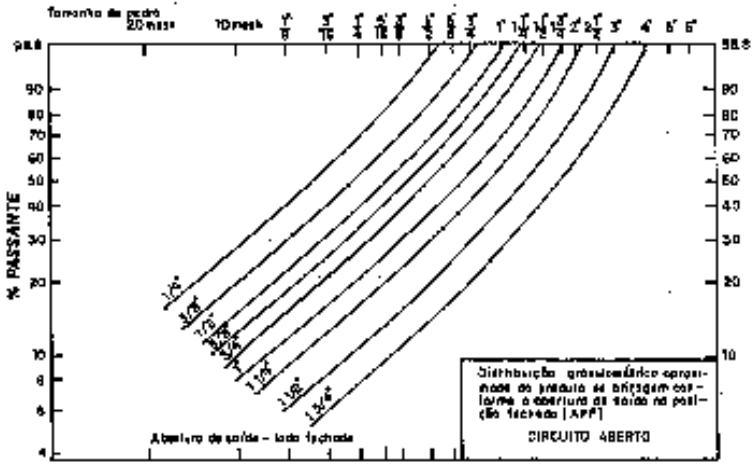


Figura 4.22 - Curvas granulométricas - britadores hidrocones (câmara para médios).

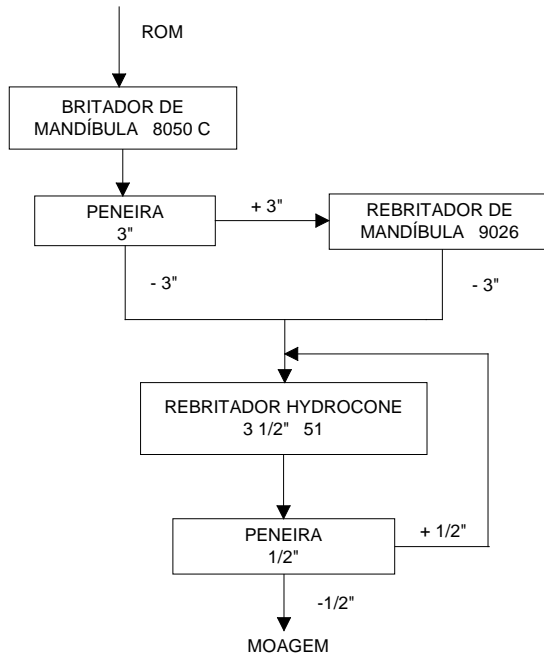


Figura 4.23 - Esquema do circuito de britagem.

BIBLIOGRAFIA

- 1) Fábrica de Aço Paulista - Manual de Britagem - São Paulo, 1985.
- 2) Fundação Instituto Tecnológico do Estado de Pernambuco. *Tratamento de Minérios e Hidrometalurgia*. In: Memoriam Professor Paulo Abib Andery, Recife, 1980. 399 p. Obra lançada por ocasião do VII ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA. Recife, 1980.
- 3) SPOTTISWOOD, K. - Introduction to Mineral Processing; John Wiley and Sons, 1982.
- 4) MULAR, A.L. & BHAPPU, R.B. Mineral Processing Plant Design. New York, 1980, ch. 3.
- 5) PRYOR, E.J. *Mineral Processing*. 3ed London: Elsevier Publishing Co. Ltd, 1965.
- 6) TAGGART, A.F. Handbook of Mineral Dressing. New York, 1954.
- 7) WEISS, N.L. Mineral Processing Handbook, 1985.
- 8) WILLS, B.A. Mineral Processing Technology An Introduction to the Pratical Aspects of Ore Treatment and Mineral Recovery. 4th ed., 1988.
- 9) ALMEIDA, S. L. M.; SAMPAIO, J. A.(2002), Obtenção de areia artificial com base em finos de pedra, *Areia & Brita* nº20, outubro/novembro/dezembro/2002, p. 32-36.
- 10) ALMEIDA, S. L. M; DAVID, T. A.; CUNHA, E. R.; TAVARES, L. M. M (2004). Produção de areia artificial em usina piloto na Pedra Sul Mineração. In: Anais do XX Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Metalurgia Extrativa, Florianópolis-SC, junho/2004.
- 11) GONÇALVES, M.; ARTHUSO, V.; DEGUTI, R.; OHASHI, T. (2000). Produção de areia de brita com qualidade. *Areia & Brita*, nº10, abril/maio/junho/2000, p.20-25.

GLOSSÁRIO

- Relação da redução (RR) - é o quociente entre os tamanhos máximos da alimentação e do produto, de uma operação de cominuição.
- Escalpe - é a eliminação de finos antes de uma operação de britagem.
- Top size* - tamanho máximo da partícula para alimentar o britador.
- Gape* - é a abertura da boca do britador.
- Teor de sílica equivalente - é igual a soma de conteúdos de sílica na forma de livre e de óxidos metálicos.

MOAGEM

A moagem é o último estágio do processo de fragmentação. Neste estágio as partículas são reduzidas, pela combinação de impacto, compressão, abrasão e atrito, a um tamanho adequado à liberação do mineral, geralmente, a ser concentrado nos processos subsequentes. Cada minério tem uma malha ótima para ser moído, dependendo de muitos fatores incluindo a distribuição do mineral útil na ganga e o processo de separação que vai ser usado em seguida.

A moagem é a área da fragmentação que requer maiores investimentos, maior gasto de energia e é considerada uma operação importante para o bom desempenho de uma instalação de tratamento. A submoagem do minério resulta num produto grosso com liberação parcial do mineral útil, inviabilizando o processo de concentração. Neste caso, a recuperação parcial do mineral útil e a baixa razão de enriquecimento respondem pela inviabilidade do processo. A sobremoagem também não é desejada, pois ela reduz o tamanho das partículas, desnecessariamente, o que acarretará maior consumo de energia e perdas no processo de concentração.

É conclusivo que a moagem deve ser muito bem estudada na etapa de dimensionamento e escolha de equipamento e muito bem controlada na etapa de operação da usina, pois o bom desempenho de uma instalação industrial depende em muito da operação de moagem.

Os equipamentos mais empregados na moagem são: moinho cilíndrico (barras, bolas ou seixos), moinho de martelos entre outros.

Moinhos Cilíndricos

Descrição Geral

Estes moinhos são constituídos de uma carcaça cilíndrica de ferro, revestida internamente com placas de aço ou borracha, que gira sobre mancais e contém no interior uma carga solta de barras ou bolas de ferro ou aço (Figura 4.24).

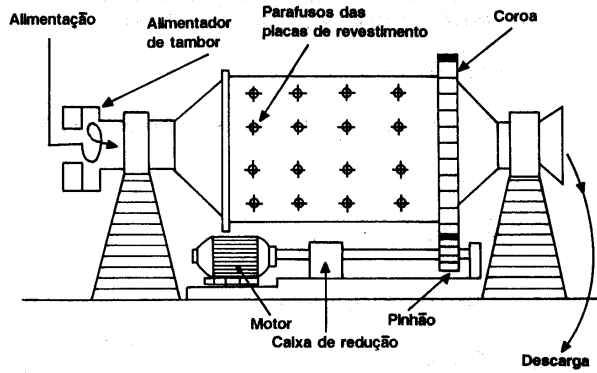


Figura 4.24 - Moinho Cilíndrico.

Os corpos moedores são elevados pelo movimento da carcaça até um certo ponto de onde caem, seguindo uma trajetória parabólica, sobre as outras bolas que estão na parte inferior do cilindro e sobre o minério que ocupa os interstícios das bolas. As bolas acompanham o movimento da carcaça e impelidas pela força centrífuga percorrem uma trajetória circular (Figura 4.25). Enquanto a força centrífuga for maior que a força da gravidade, as bolas permanecem nesta trajetória. No momento que o componente da força da gravidade que se opõem a força centrífuga for maior que esta, as bolas abandonam a trajetória circular e passam a seguir uma trajetória parabólica mostrada na Figura 4.25.

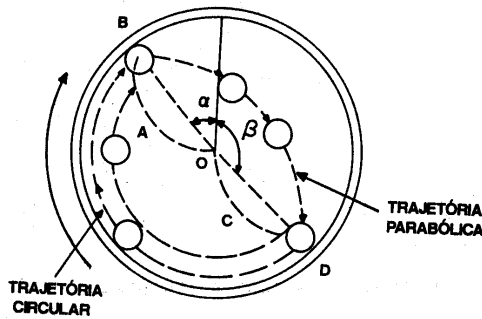


Figura 4.25 - Velocidade crítica do moinho.

Há, entretanto, um momento que as duas forças se igualam e é o início da queda da bola (Figura 4.26). Neste momento tem-se:

$$F_c = F \cos \alpha \tag{4.22}$$

Sendo: F_c a força centrífuga e $F \cos \alpha$ a componente da gravidade.

Sabe-se que:

$$F_c = \frac{mv^2}{r} \quad \text{e} \quad F = mg$$

Substituindo em (1) teremos:

$$\frac{mv^2}{r} = mg \cos \alpha \quad [4.23]$$

A velocidade v (velocidade linear) pode ser expressa pelo seguinte valor $v = 2 \pi r n$, sendo n o número de rotações. A expressão [4.23] ficará:

$$n = \frac{1}{2\pi} \sqrt{\frac{g \cos \alpha}{r}} \quad [4.24]$$

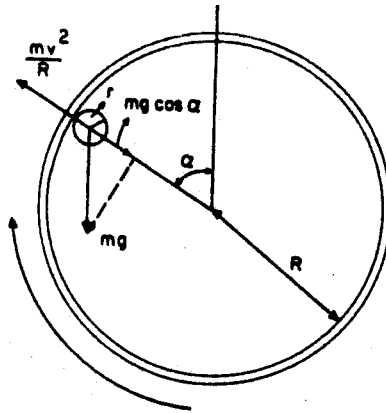


Figura 4.26 - Forças agindo sobre uma bola em um moinho.

Aumentando-se a velocidade do moinho chega um momento em que a bola fica presa à carcaça pela ação da força centrífuga, durante a volta completa do cilindro. Nessas condições o $\alpha = 0$ e $\cos \alpha = 1$ e a bola não realiza qualquer trabalho, não havendo portanto moagem. A velocidade do moinho em que isto ocorre chama-se velocidade crítica do moinho e pode ser calculada para qualquer moinho usando-se a seguinte expressão:

$$n_c = \frac{1}{2\pi} \sqrt{\frac{g}{r}} \quad [4.25]$$

ou $n_c = \frac{54,2}{\sqrt{r}}$ quando r for dado em pés,

$$e \quad n_c = \frac{42,3}{\sqrt{2r}} \text{ quando } r \text{ for dado em metros.} \quad [4.26]$$

A velocidade de operação de um moinho é sempre referida à percentagem de sua velocidade crítica. Assim, por exemplo, um moinho que tenha um $n_c = 65 \text{ rpm}$ e esteja trabalhando com 50 rpm diz-se que sua velocidade é de 77% da velocidade crítica:

$$50/65 \times 100 = 77\%.$$

Movimento das bolas dentro da carcaça

As bolas de um moinho em operação apresentam quatro movimentos que são vistos a seguir.

- a) Rotação - as bolas giram em torno delas mesmas e produzem uma fragmentação por compressão tal como no moinho de rolos. Este efeito é pequeno dentro do moinho.
- b) Translação - é o movimento circular de acompanhamento da carcaça do moinho até uma certa altura. Este movimento não promove nenhuma fragmentação e é responsável pelo gasto excessivo de energia na moagem.
- c) Deslizamento - é o movimento contrário ao movimento do moinho. As várias camadas de bolas deslizam umas sobre as outras e a superfície interna do moinho dando origem à fragmentação por atrito. Este efeito é acentuado quando a velocidade de rotação do moinho é baixa.
- d) Queda - é o movimento resultante das bolas pela força da gravidade e que vai dar origem à fragmentação por impacto. Este efeito aumenta com a velocidade de rotação do moinho.

Regimes de operação do moinho

A velocidade, o fator de enchimento (isto é, o volume ocupado pelas bolas em relação ao volume do moinho) e mais outros fatores determinam o regime de operação do moinho. Tem-se então, dois regimes no moinho: catarata e cascata.

Na moagem em catarata (Figura 4.27), a velocidade do moinho carrega as bolas até uma posição bem elevada e elas caem sobre as outras bolas e sobre a polpa causando fragmentação por impacto. Deve-se usar bolas maiores para aumentar ainda mais a energia do meio moedor e baixo fator de enchimento (menos bolas). Este regime é adequado para a fragmentação de material mais grosso e para evitar a produção de finos.

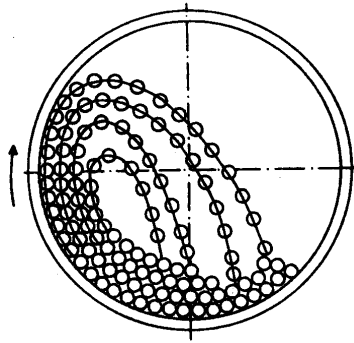


Figura 4.27 - Moagem em regime de catarata.

Na moagem em cascata, (Figura 4.28), a velocidade baixa do moinho e o alto fator de enchimento faz com que as bolas ao alcançarem uma certa altura rolem sobre as outras não havendo quase impacto e a moagem se dá por abrasão e atrito. Deve-se usar bolas de diâmetros menores. Este regime é adequado para a obtenção de um produto final com granulometria fina.

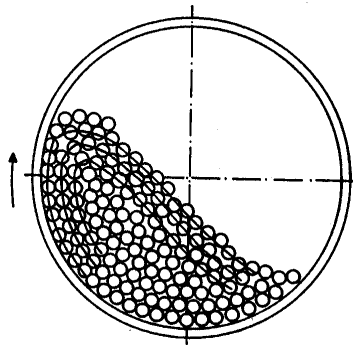


Figura 4.28 - Moagem em regime de cascata.

Tipos de Moinhos Cilíndricos

Moinho de barras

São moinhos cilíndricos, que utilizam barras como meio moedor, e podem ser considerados máquinas de britagem fina ou de moagem grossa. Eles são capazes de suportar uma alimentação tão grossa quanto 50 mm e fornecer um produto tão fino quanto 500 μm ; são muitas vezes escolhidos para britagens finas quando o material é argiloso.

A característica principal do moinho de barra é que o comprimento da seção cilíndrica tem 1,25 a 2,5 vezes o diâmetro. Essa razão é importante porque as barras, que têm somente poucos centímetros menores que o comprimento da carcaça, devem ser impedidas de se atravessarem dentro da mesma; entretanto a razão não deve ser muito elevada, pois isso acarretaria o uso de barras muito longas com tendência a se deformarem.

Moinho de bolas

Os estágios finais de fragmentação são realizados em moinhos cilíndricos, usando bolas como meio moedor. Como as bolas têm maior área superficial por unidade de peso do que as barras, são mais adequadas à moagem fina. O termo moinho de bolas é restrito àqueles que têm a relação comprimento/diâmetro de 1,5 a 1 e até menor. Moinhos longos com a relação L/D de 3 a 5, usando bolas como meio moedor, são geralmente compartimentados sendo que em cada compartimento tem-se um diâmetro de bolas diferente.

Os moinhos cilíndricos têm o seu tamanho expresso pelas dimensões do diâmetro e do comprimento da carcaça, sendo que geralmente se considera a dimensão interna à carcaça e externa ao revestimento quando se refere ao diâmetro, e a medida interna aos revestimentos das tampas quando se refere ao comprimento.

As carcaças dos moinhos são fabricadas para suportar o impacto de cargas pesadas e usa-se, normalmente, chapa de aço-carbono, calandrada e soldada. Nos moinhos grandes é comum existir um ou dois acessos na carcaça, para manutenção. As cabeceiras são fabricadas em aço fundido ou ferro fundido nodular, em uma só peça, e são ligadas ao cilindro por flanges aparafusados. Os moinhos industriais possuem diversos furos na carcaça para aparafusar o revestimento do cilindro.

A utilização do revestimento tem como finalidade proteger o cilindro contra o desgaste e reduzir o deslizamento da carga moedora dentro da carcaça. O revestimento é feito de várias ligas metálicas, de borracha e raramente de cerâmica ou de quartzito para usos muito especiais. São produzidos diferentes formas de revestimentos aplicáveis, cada uma delas, ao tipo de moinho (bolas ou barras), tamanho, material a processar (dureza, tamanho), velocidade de operação, etc. Na Figura 4.29 são apresentados os tipos mais comuns de revestimento.

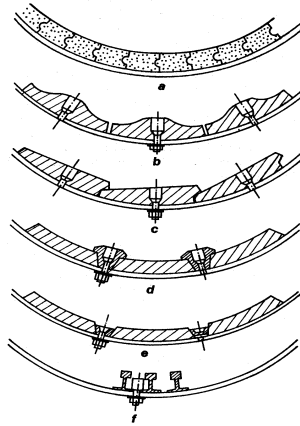


Figura 4.29 - Tipos de revestimentos de moinhos.

Alimentadores

O tipo de arranjo de alimentação usado no moinho depende do circuito de moagem, que pode ser aberto ou fechado, a seco ou a úmido. O tamanho e a velocidade de alimentação também são importantes. Moinhos que operam a seco são usualmente alimentados por algum tipo de alimentador vibratório. Nos moinhos a úmido usam-se três tipos de alimentadores: *spout feeder*, *scoop feeder* (alimentador bico de papagaio) e *drum feeder* (alimentador de tambor). O mais simples de todos é o *spout feeder* que consiste de uma calha cilíndrica ou elíptica independente do moinho e lançando a polpa de alimentação no interior do cilindro. Este sistema se aplica quando a classificação é feita em ciclones montados a uma altura suficiente para alimentar por gravidade. Também se usa em moinhos de barras operando em circuitos abertos. O alimentador *scoop feeder* é o mais utilizado com moinho pequeno, em circuitos fechados, com classificador espiral, pois dispensa bomba de elevação de polpa. O alimentador de tambor deve ser usado no lugar do *spout feeder* quando não se tem altura suficiente. A alimentação entra no tambor via uma calha e uma espiral interna carrega a alimentação até o revestimento do munhão. O alimentador de tambor facilita a adição de bolas ao moinho.

Descarga

Os moinhos de barras e de bolas são, muitas vezes classificados de acordo com a natureza do dispositivo de descarga da polpa durante a moagem. Em geral quanto mais próximo da periferia da carcaça e da boca de alimentação estiver situada a saída da polpa, mais rápido o material é descarregado, e ocorre menos sobremoagem. Nos moinhos de barras os tipos de descarga mais comuns são: transbordo, descarga periférica central e descarga periférica terminal (Figura 4.30).

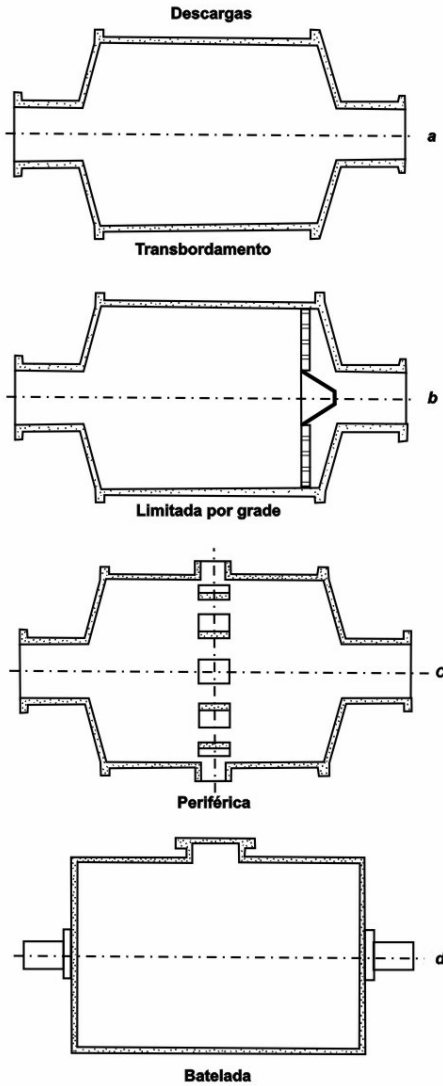


Figura 4.30 - Tipos de descarga de moinhos cilíndricos.

Os moinhos com descarga periférica central são alimentados pelas duas extremidades através dos *munhões* e a descarga do produto do moinho através de janelas no centro da carcaça. O tempo de residência pequeno, e um gradiente inclinado, produzem uma moagem grossa com um mínimo de finos, mas, a razão de redução é limitada. Este moinho pode ser usado a seco ou a úmido e tem a sua maior aplicação na preparação de areias, onde exigem-se capacidade elevada e granulometrias grossas.

Os moinhos com descarga periférica terminal são alimentados por uma das extremidades e descarregam o produto moído pela outra, através de várias aberturas

periféricas. Este tipo de moinho é usado principalmente em moagem a seco e a úmido e quando se deseja produtos moderadamente grossos.

Nos moinhos de bolas os tipos de descarga mais usados são: descarga por grade e descarga por transbordo. Aqueles com descarga por grade, possuem uma grelha entre o corpo cilíndrico da carcaça e o cone de descarga permitindo a polpa passar livremente pelas aberturas da grelha, mas não as bolas. Existe um dispositivo de elevação da polpa no compartimento posterior à grelha que facilita o fluxo de polpa no moinho provocando maior velocidade do fluxo de polpa na descarga do moinho. Esses moinhos têm um nível de polpa mais baixo do que os de transbordo, reduzindo assim o tempo de residência das partículas e evitando a sobre moagem.

Operação

A importância da operação de moagem na indústria reside no fato que a maior parte da energia gasta no processamento mineral é absorvida pela operação de moagem. Isto nos leva a afirmar que a maior parte do custo do tratamento depende dessa operação e, portanto, a sua otimização constitui um constante desafio aos operadores.

O método de cálculo do gasto de energia em moinhos cilíndricos será detalhado em outra parte deste capítulo.

Nem toda a energia demandada pelo processo de moagem é utilizada na quebra da partícula. A movimentação dos corpos moedores consome grande parte da energia fornecida ao moinho, assim como outros fatores influenciam no consumo de energia dos moinhos. São eles: velocidade de operação, fração do volume do moinho ocupado pela carga de meio moedor (fator enchimento), percentagem de sólidos na polpa, tamanho do meio moedor e carga circulante.

Velocidade de Operação

A velocidade adequada para operação de moinhos cilíndricos são apresentados na literatura e nos catálogos dos fabricantes com valores bem variáveis e algumas vezes até conflitantes.

Na década de 20 usavam-se velocidades acima de 80% de velocidade crítica nos maiores moinhos operados na época (ϕ 2,4 m). Entretanto, Taggart mostrou que operando-se a 57% da velocidade crítica reduzia-se o consumo de energia assim como de revestimento e de bolas, sem baixar muito a capacidade do moinho. Atualmente, todos os fabricantes recomendam uma sensível diminuição da velocidade de operação com o aumento do diâmetro do cilindro. Na Tabela 4.14 estão os valores recomendados pela Allis-Chalmers.

Tabela 4.14 - Relação diâmetro - velocidade de operação de moinhos.

| Diâmetro Interno | | % Velocidade Crítica | |
|------------------|-------|----------------------|-------|
| Metros | Pés | Barras | Bolas |
| 0,91-1,83 | 3-6 | 76-73 | 80-78 |
| 1,83-2,74 | 6-9 | 73-70 | 78-75 |
| 2,74-3,66 | 9-12 | 70-67 | 75-72 |
| 3,66-4,57 | 12-15 | 67-64 | 72-69 |
| 4,57-5,49 | 15-18 | - | 69-66 |

Na Figura 4.31 pode-se ver o efeito da velocidade na potência consumida no moinho.

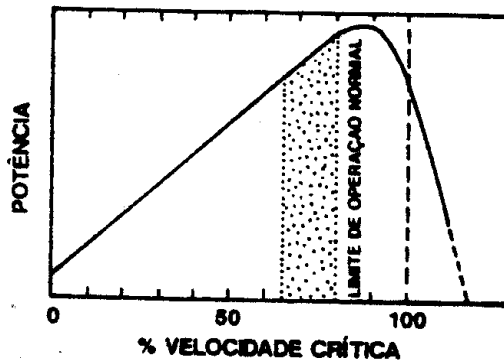


Figura 4.31 - Efeito da velocidade do moinho em sua potência.

Fator de enchimento

Fator de enchimento é a porcentagem do volume do moinho ocupado com os corpos moedores, incluindo os vazios entre os mesmos. Pode ser determinado, de forma aproximada, pela expressão:

$$F = 113 - 126 H_c / D \tag{4.27}$$

onde:

F = fator de enchimento;

H_c = distância do topo do moinho ao topo da carga em repouso, em metros;

D = diâmetro do moinho, em metros.

A maior capacidade do moinho é com um fator de enchimento (carga do meio moedor) de 50%. Entretanto, na prática este nem sempre é o valor mais adequado segundo o tipo de moinho e o tipo de descarga. Na Tabela 4.15 apresentam-se os valores mais usados.

Tabela 4.15- Valores usuais de fator de enchimento dos corpos moedores.

| Tipo | Fator de Enchimento |
|----------------------|---------------------|
| Moinho de transbordo | 45 a 30% |
| Moinho de grade | 55 a 35% |
| Moinho de barras | 40 a 22% |

PORCENTAGEM DE SÓLIDOS NA POLPA

Os moinhos cilíndricos trabalham a seco ou a úmido, entretanto, em tratamento de minérios, o mais comum é o úmido. A quantidade de água usada no moinho para formar a polpa depende da granulometria da alimentação e do tipo de moinho. A utilização de polpa muito diluída leva a uma moagem pouco eficiente, pois as partículas sólidas se encontram muito dispersas na polpa sendo poucos os choques efetivos entre elas e as bolas. Elevando-se a percentagem de sólidos há um aumento na eficiência de moagem com uma redução considerável no consumo de bolas. Essa melhora vai até um certo ponto quando então a eficiência começa decrescer. Portanto, a capacidade de moagem passa por um ponto máximo que corresponde a uma determinada concentração de sólidos na polpa do moinho. Na Tabela 4.16 temos dados fornecidos pelo Taggart relacionando o tamanho da alimentação, tipo de moinho e percentagem de sólidos.

Tabela 4.16- Tamanho da alimentação e % de sólidos para vários tipos de moinho.

| Tipos de Moinhos | Tamanho Alimentação | | | | |
|--------------------------------|---------------------|-------------------|-------------------|-------------------|--------------|
| | 3 a 14 Malhas | 14 a 28 Malhas | 28 a 48 Malhas | 48 a 65 Malhas | 65 Malhas |
| Barras | 80 a 60 | 75 a 70 | 70 a 65 | | |
| Bolas (descarga de transbordo) | 75 a 50 | 80 a 65 | 85 a 65 | 85 a 65 | 80 a 60 |
| Bolas (descarga de grade) | 80 a 75 | 75 a 65 | 80 a 70 | 85 a 70 | 80 a 65 |

A percentagem de sólidos ótima é função da distribuição granulométrica da carga circulante. Deve-se, portanto, considerar em conjunto a operação de moagem e a classificação, de forma a otimizar-se a eficiência de moagem. A ausência de finos diminui a viscosidade da polpa e piora o desempenho da moagem. Isso demonstra que não tem sentido elevar-se a eficiência de classificação além de um certo ponto. Estudos de Rowland mostraram que existe para o moinho de barras um teor ótimo de finos para o qual

é máxima a capacidade de produção do mesmo. O excesso de finos entretanto, compromete o desempenho do moinho.

Klimpel realizou uma série de estudos sobre o efeito de aditivos químicos à moagem a úmido e verificou que o controle da fluidez da polpa é uma forma econômica de melhorar a velocidade de moagem, sem aumentar os gastos de energia e consumo de meio moedor.

Tamanho dos corpos moedores

O tamanho dos corpos moedores é um dos principais fatores que afetam a eficiência e a capacidade do moinho. Este tamanho pode ser calculado usando-se princípios teóricos e posteriormente, ajustando-se para cada instalação com a prática industrial. O tamanho próprio das bolas a serem adicionadas num moinho em operação é o tamanho adequado para quebrar as maiores partículas da alimentação. Entretanto, este tamanho não pode ser muito grande pois o número de contatos de quebra será reduzido assim como a capacidade do moinho. A determinação do diâmetro máximo da barra ou da bola é de grande importância pois é usual se fazer a reposição do peso dos corpos moedores desgastados, utilizando-se apenas este tipo de meio moedor. Com auxílio das fórmulas estabelecidas por Rowland, calculam-se os diâmetros máximos dos corpos moedores.

Para barras

$$R = \frac{F^{0,75}}{160} \left(\frac{Wi Sg}{\%V_c \sqrt{3,281D}} \right)^{0,5} 25,4 \quad [4.28]$$

Para bolas

$$B = \left(\frac{F}{K} \right)^{0,5} \left(\frac{Wi Sg}{\%V_c \sqrt{3,281D}} \right)^{0,34}, \text{ onde} \quad [4.29]$$

R = diâmetro máximo das barras em mm;

B = diâmetro máximo das bolas em mm;

F = tamanho em que passa 80% da alimentação em mm;

Wi = índice de trabalho em kWh/t;

S_g = massa específica do minério em g/cm^3 ;

$\%V_c$ = % da velocidade crítica;

D = diâmetro interno ao revestimento da carcaça em m;

K = fator variável com o tipo de moagem (ver Tabela 4.17).

Tabela 4.17- Valores de K variável com o tipo de moinho.

| Tipo de Moinho | Valores de K |
|------------------------------|--------------|
| Moinho de transbordo a úmido | 350 |
| Moinho de grade a úmido | 330 |
| Moinho de barras a seco | 335 |

O desgaste dos corpos moedores com o uso faz com que, ao final de algum tempo, se tenha uma distribuição contínua de diâmetros, o que é denominado carga de equilíbrio ou sazoadada. Por este motivo é recomendável que se dê a partida do moinho com uma carga de meio moedor próxima a carga de equilíbrio.

Tendo-se o tamanho máximo do diâmetro da barra ou da bola entra-se em tabelas fornecidas por Bond e determina-se a percentagem em peso de cada diâmetro que vai ser utilizado.

A seguir são apresentadas as tabelas de Bond para carga inicial de barras e bolas (Tabelas 4.18 e 4.19).

Tabela 4.18- Carga inicial de barras (% peso).

| Diâmetro (mm) | Diâmetro de reposição (mm) | | | | | |
|------------------|----------------------------|-----|-----|-----|-----|-----|
| | 125 | 115 | 100 | 90 | 75 | 65 |
| 125 | 18 | | | | | |
| 115 | 22 | 20 | | | | |
| 100 | 19 | 23 | 20 | | | |
| 90 | 14 | 20 | 27 | 20 | | |
| 75 | 11 | 15 | 21 | 33 | 31 | |
| 65 | 7 | 10 | 15 | 21 | 39 | 34 |
| 50 | 9 | 12 | 17 | 26 | 30 | 66 |
| Total | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 |

Tabela 4.19- Carga inicial de bolas (% peso).

| Diâmetro (mm) | Diâmetro de reposição (mm) | | | | | | |
|------------------|----------------------------|-----|------|-----|-----|-----|-----|
| | 115 | 100 | 90 | 75 | 65 | 50 | 40 |
| 115 | 23 | | | | | | |
| 100 | 31 | 23 | | | | | |
| 90 | 18 | 34 | 24 | | | | |
| 75 | 15 | 21 | 38 | 31 | | | |
| 65 | 7 | 12 | 20,5 | 39 | | | |
| 50 | 3,8 | 6,5 | 11,5 | 19 | 43 | 40 | |
| 40 | 1,7 | 2,5 | 4,5 | 8 | 17 | 45 | 51 |
| 25 | 0,5 | 1 | 1,5 | 3 | 6 | 15 | 49 |
| Total | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 |

Circuitos de Moagem

A moagem pode ser a seco ou a úmido dependendo do processo subsequente e da natureza do material a ser moído. A moagem a seco é exigida por alguns materiais devido às modificações químicas ou físicas que ocorrem quando se adiciona água; essa causa menos desgaste no revestimento e no meio moedor, mas produz grande proporção de fino o que em alguns casos é desejável.

A moagem a úmido é a mais usada em tratamento de minérios por ser a forma mais econômica e mais adequada aos tratamentos posteriores.

As vantagens da moagem a úmido são:

- menor consumo de energia em kWh/t;
- maior capacidade por unidade de volume do moinho;
- torna possível o uso de peneiramento e classificação a úmido no controle do produto;
- elimina o problema de poeira;
- torna possível o uso de meio de transporte simples como calhas, bombas e canos.

O tipo de moinho para um caso particular deve ser considerado simultaneamente com o circuito que será usado. Os circuitos são divididos em dois grandes grupos: abertos e fechados. No circuito aberto o material é alimentado no moinho numa velocidade tal que, numa passagem, o produto já fica no tamanho requerido.

O circuito aberto é pouco utilizado pois não possui nenhum tipo de controle da distribuição de tamanho do produto. A taxa de alimentação tem que ser suficientemente baixa para assegurar que todas as partículas da polpa sejam quebradas; com isso muitas partículas do produto sofrem sobremoagem o que consome uma energia desnecessária e pode dificultar o tratamento subsequente.

Na indústria, geralmente, a moagem é realizada em circuito fechado (Figura 4.32), com um classificador ou peneira, cuja fração grossa retorna ao moinho como carga circulante.

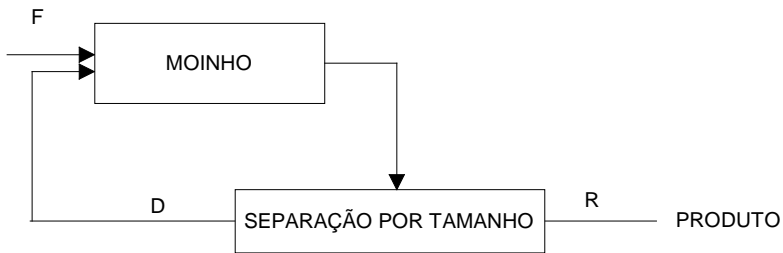


Figura 4.32 - Moinho em circuito fechado.

Chama-se carga circulante à razão entre o retorno do classificador e a alimentação, expresso em percentagem.

$$C_c = \frac{D}{F} \times 100 \quad [4.30]$$

Como $F = R$ quando o moinho está em regime pode se escrever $C_c = \frac{D}{R} \times 100$.

A moagem em circuito fechado reduz o tempo de residência das partículas e portanto a proporção de partículas de tamanho fino, se comparada com a moagem em circuito aberto. Isso diminui a sobremoagem e aumenta a energia disponível para a moagem de partículas mais grossas. Como a tonelagem da nova alimentação cresce, a carga circulante vai aumentar também, já que aumenta o *underflow* do classificador. Entretanto a alimentação composta do moinho torna-se mais fina por influência do aumento do material que retorna do classificador. Devido à diminuição do tempo de residência, o material da descarga do moinho torna-se mais grosso, logo a diferença do tamanho médio da alimentação composta e da descarga, diminui.

A capacidade do moinho aumenta com a diminuição do diâmetro das bolas, devido ao aumento da superfície de moagem, até o ponto em que o ângulo de pega entre as bolas e as partículas é excedido. Conseqüentemente, quanto mais partículas de tamanho próximo ao tamanho desejado existirem na alimentação composta do moinho, e quanto mais fina for a alimentação, menor será o diâmetro máximo das bolas necessárias à quebra.

Dentro de limites, quanto maior a carga circulante maior será a capacidade do moinho. A carga circulante ótima de um circuito depende da capacidade do classificador e do custo de transportar a carga para o moinho. A carga circulante fica normalmente entre 100 e 350%, entretanto pode chegar a tão alto quanto 600%.

Os moinhos de barras geralmente operam em circuito aberto, principalmente quando preparam material para moinho de bolas.

Os moinhos de bolas são, praticamente, sempre operados em circuito fechado com algum tipo de classificador.

O princípio que rege a ação de todos os classificadores é o tempo diverso de sedimentação das partículas suspensas num fluido, o que significa que as partículas são classificadas não só pelo seu tamanho como pela sua densidade. Assim uma partícula de alta densidade e pequeno tamanho vai ter um comportamento igual ao de uma partícula de baixa densidade e tamanho mais grosso. Logo um minério contendo um mineral valioso mais denso, este será sobreído, pois retornará ao classificador como *underflow* mesmo já estando em granulometria adequado à concentração.

Nas usinas de recuperação de ouro, onde o ouro livre grosso está presente, é comum se incorporar algum concentrador gravítico no circuito, já que o ouro nativo é muito denso e invariavelmente retorna ao moinho no *underflow* do classificador. Além disso, sendo o ouro muito maleável ele vai se deformar no moinho mas não quebra e assim continua sendo recirculado.

Aplicações do moinho de barras e de bolas

O moinho de barras é utilizado na moagem primária recebendo o minério que vem com granulometria que varia de 3/4 a 3/8 de polegada (19 a 9,53 mm). O meio moedor sendo barras de peso considerável torna este moinho apto a moer material mais grosso pois a queda de uma barra produz um impacto significativo, sendo este o mecanismo de fragmentação predominante no moinho de barras. Este moinho geralmente trabalha em circuito aberto.

O moinho de bolas em regime de catarata também pode ser alimentado com material grosso (3 a 4 mm) mas geralmente trabalha em circuito fechado com classificador, pois apesar de predominar o impacto, a abrasão e o atrito também têm ação destacada.

O moinho de bolas, em regime de cascata, é utilizado em moagem secundária com a finalidade de fragmentar o minério na malha requerida ao processo subsequente. A alimentação deve ser mais fina e é constituída do produto da moagem primária feita num moinho de barras ou de bolas, em regime de catarata.

A tendência atual é o uso de um único estágio de moagem num moinho de bolas, com bolas grandes e alta razão de redução. Neste caso o material deve vir da britagem em tamanho menor possível.

Moinho de Martelos

O moinho de martelos (Figura 4.33) consiste de um eixo girando em alta rotação e no qual ficam presos, de forma articulada, vários blocos ou martelos. O material é alimentado pela parte superior e as partículas sofrem o impacto dos martelos e são projetadas contra a superfície interna da câmara, fragmentando-se, para depois serem forçadas a passar por tela inferior que vai bitolar a granulometria da descarga.

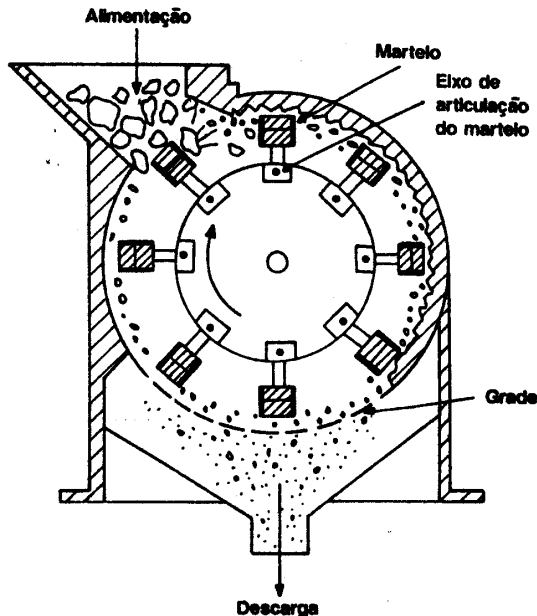


Figura 4.33 - Moinho de martelos.

Esse tipo de moinho tem pouca aplicação na concentração de minérios pois, sendo as gangas geralmente silicosas, desaconselha-se o seu uso devido ao grande desgaste da superfície interna, da tela e dos martelos.

Entretanto, é largamente empregado na indústria química, onde as substâncias são ordinariamente menos abrasivas e também na fragmentação de calcários.

Moinho de Discos

Este tipo de moinho tem dois discos com ressaltos internos, sendo um fixo e outro móvel, dotado de movimento excêntrico (Figura 4.34). A alimentação vem ter ao centro dos discos através da abertura central do disco fixo e aí sofre o impacto e o atrito do disco móvel que com seu movimento excêntrico vai fragmentando e forçando o material para a periferia, caindo depois numa câmara coletora. A granulometria da descarga é dada pelo ajuste da abertura entre os discos na parte periférica, onde eles são lisos. Ele é empregado para pulverizar amostras, desde que a contaminação com ferro proveniente do desgaste dos discos não prejudiquem a sua utilização.

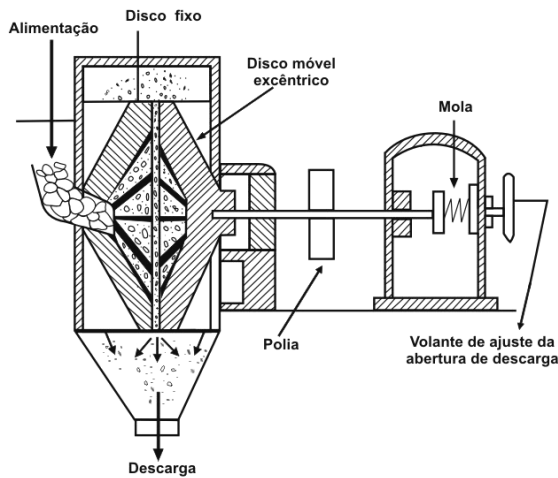


Figura 4.34 - Moinho de discos.

Moinho Vibratório

São moinhos para operações contínuas ou em batelada moendo o material em granulometria muito fina e operando a seco ou a úmido. São constituídos de dois tubos sobrepostos. Entre eles fica um peso apoiado excêntricamente e conectado por uma junta universal flexível a um motor de 1.000 a 1.500 rpm. A rotação do excêntrico vibra os tubos produzindo uma oscilação circular de poucos milímetros (Figuras 4.35 e 4.36).

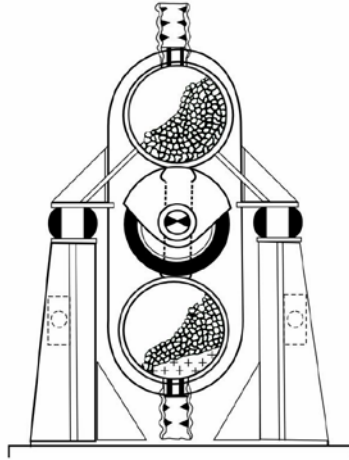


Figura 4.35 - Moinho vibratório - Corte lateral.

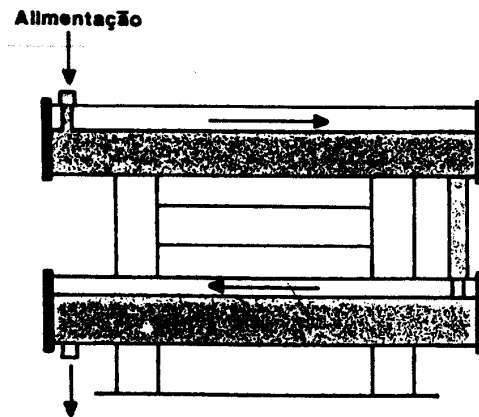


Figura 4.36 - Moinho vibratório.

Os tubos são 60-70% ocupados com meio moedor, geralmente bolas de aço de 10 a 50 mm. O material que está sendo moído passa longitudinalmente através do cilindro como um fluido, numa hélice de *spin* complexo, assim levando o meio moedor a fragmentá-lo por atrição. O material é alimentado e descarregado através da junta flexível.

Os moinhos vibratórios são atraentes pelo seu pequeno tamanho e baixo consumo de energia quando comparados a outros moinhos. Eles podem produzir material com área superficial de $500 \text{ m}^2/\text{g}$, granulometria fina que não se obtém num moinho de bolas convencional. Constroem-se moinhos vibratórios de até 15 t/h de capacidade, embora unidades de mais de 5 t/h envolvam consideráveis problemas de engenharia. A faixa de tamanho do material processado é em média de 30 mm de alimentação, e menos de $10 \mu\text{m}$ o produto.

Moinhos de Rolos de Alta Pressão

Os moinhos de rolos com mesa giratória têm origem nos antigos moinhos de rolos, com mós de pedra, movidos por tração animal e usados para moagem de grãos.

O moinho de rolos com mesa giratória foi patenteado, na Alemanha, pelo Sr. Curt Loesche, em 1927. Seu desenvolvimento ocorreu com o surgimento de novos materiais e mecanismos capazes de suportar e transmitir os elevados esforços resultantes de sua operação.

Esse moinho é constituído por uma mesa giratória e sobre esta se localizam os rolos estacionários, no entanto giratórios sobre o seu próprio eixo (Figura 4.37). A pressão dos rolos sobre a mesa é controlada, hidraulicamente, com sistemas de alívio para permitir o afastamento dos rolos, no caso de corpos estranhos. Nesse, o material cominuído é arrastado verticalmente pelo ar, no sentido das pás do classificador, para o interior da câmara de moagem e através de aberturas anulares externas. O material retido pelo classificador precipita-se sobre a mesa, reiniciando o ciclo de moagem, até atingir a granulometria de corte do classificador.

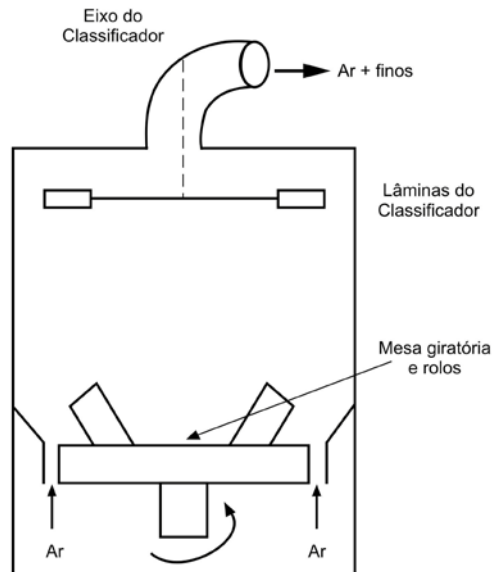


Figura 4.37 – Esquema de um moinho de rolos com mesa giratória (Fonte: PERCI, 2003).

A compressão em camadas de partículas é o mecanismo de fragmentação predominante nos moinhos de rolos com mesa giratória. Com a formação de um leito sobre a mesa, as partículas apoiam-se umas sobre as outras e a força aplicada, nos diferentes pontos das partículas, produz múltiplas fraturas, resultando numa grande produção de finos.

Na indústria cimenteira, a moagem de farinha crua, em moinhos de rolos, se consolidou como uma alternativa à moagem tradicional. No ano de 2002, apenas um fabricante de moinho de rolos registrava o fornecimento de 275 moinhos para a moagem de farinha crua, na indústria cimenteira.

No Brasil, a indústria de cimento Votorantin já opera com 10 moinhos de rolos com mesa giratória, com capacidade de 2.700 t/h de farinha crua.

Os moinhos de rolos com mesa giratória operam com uma alimentação abaixo de 38 mm, obtendo um produto de moagem abaixo de 70 μm .

Os primeiros moinhos de rolos usados para moagem de farinha crua são conhecidos, no mercado, pela sigla de MPS. Algumas vezes essa sigla é usada, indistintamente, para designar todos os tipos de moinhos de rolos com mesa giratória. Esses foram fabricados, inicialmente, pela Pfeifer AG e depois, sob licença dessa, pela F. L. Smith. Esses moinhos têm sido usados para moagem de farinha crua e de carvões minerais. O moinho tipo MPS caracteriza-se por apresentar três rolos esféricos suspensos num quadro, comprimidos contra a superfície da mesa giratória, por meio de tirantes hidráulicos. Esse tipo de moinho trouxe, como vantagem, uma redução no consumo de metais, atribuída, principalmente, à boa acomodação dos rolos esféricos à pista.

O grupo Krupp Polysius deu uma nova solução construtiva ao moinho MPS, utilizando apenas dois conjuntos de rolos esféricos duplos (Figura 4.38), com mancais independentes, que permitem trabalhar com velocidades periféricas diferentes.

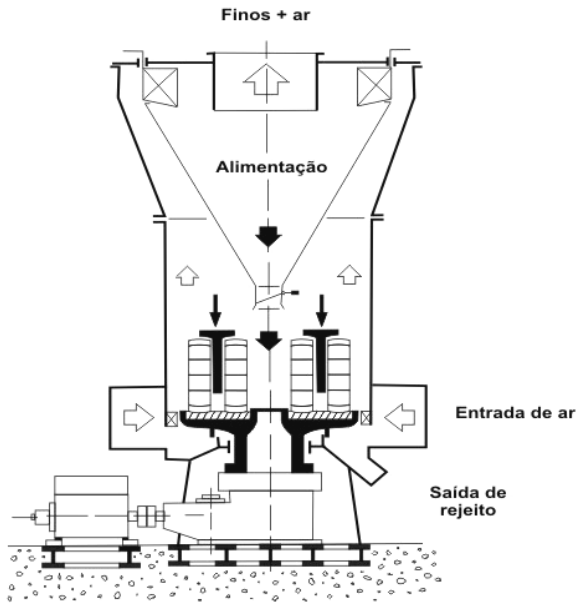


Figura 4.38 – Diagrama esquemático de um moinho Polysius.

Os moinhos HPGR (high pressure grinding rolls) apresentam, como vantagem, um menor consumo de energia para uma dada relação de redução, quando comparado aos moinhos convencionais de bolas. Por outro lado, uma das dificuldades para convencer a indústria mineral a usar esse tipo de moinho, é a percepção de que o desgaste dos rolos é elevado e, conseqüentemente, os custos operacionais.

Na figura 4.39 encontra-se um desenho esquemático de um moinho Krupp Polysius HPGR. Um dos rolos é fixo e o outro é montado em blocos, livre para se movimentar nas pistas, em ângulo reto ao eixo do rolo. O movimento do rolo é controlado de forma hidráulica, cujas características são determinadas pelo estabelecimento da abertura dos rolos, da pressão inicial nos acumuladores pneumático e a pressão hidráulica inicial do óleo. O gás nitrogênio e o óleo hidráulico são separados por um pistão, no interior dos acumuladores. Dessa forma, o trabalho de abertura dos rolos é diretamente determinado pela natureza do material que está sendo cominuído, bem como a distribuição granulométrica da alimentação.

Os moinhos, denominados HPGR, estão sendo utilizados pela CVRD, no Brasil, em São Luiz-MA, na produção de *pellet feed* moído, onde na alimentação do moinho entra um concentrado com uma superfície específica de aproximadamente $1500 \text{ cm}^2/\text{g}$, obtendo-se um produto com $2000 \text{ cm}^2/\text{g}$.

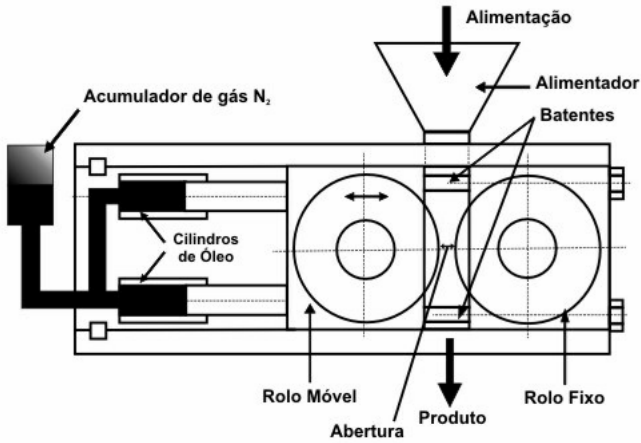


Figura 4.39 – Diagrama esquemático de um moinho de alta pressão – HPGR (LIM et al., 1996).

Dimensionamento de Moinhos

O primeiro passo no dimensionamento de um moinho é a determinação da energia necessária para produzir a moagem desejada. Várias fórmulas tem sido utilizadas para este fim, entretanto a equação de Bond é a mais amplamente usada pois nas condições mais comuns de operação ela fornece bons resultados mas, para aplicações que se afastam das usuais, pode ser arriscado dimensionar um moinho pelo método de Bond.

O método de Bond baseia-se na equação por ele desenvolvida e no valor de Índice de Trabalho (W_i) cuja metodologia de determinação, foi também por ele estabelecida.

A equação é a seguinte:

$$E = 10W_i \left[\frac{1}{\sqrt{P}} - \frac{1}{\sqrt{F}} \right] \quad [4.31]$$

onde:

E = kWh/st;

W_i = índice de trabalho;

P = tamanho do produto em μm no qual 80% passam;

F = tamanho da alimentação em μm no qual 80% passam.

A energia determinada pela equação [4.31] é para as seguintes condições específicas:

- a) Moinho de barras: a úmido, circuito aberto, num moinho de 2,44 m de diâmetro interno ao revestimento.
- b) Moinho de bolas: a úmido, circuito fechado com classificador espiral, num moinho de 2,44 metros de diâmetro interno ao revestimento e carga circulante de 250%.
- c) Energia calculada: é a energia requerida no eixo do pinhão do moinho, a qual inclui as perdas nos mancais e nas engrenagens do pinhão. Não inclui as perdas no motor ou em qualquer outro componente, tais como redutor e embreagens.

O tamanho da alimentação usado nos testes de Bond foi 13.200 μm para o moinho de barras e 3.350 μm para o moinho de bolas. Qualquer moagem que fuja destas condições deve ter o valor da energia calculada pela equação de Bond (4.31) corrigida por fatores de correção.

Fatores de correção

Quando Bond publicou os dados de suas pesquisas já considerou alguns fatores de correção que ampliavam o campo de aplicação de seu trabalho. Posteriormente, Rowland estudando a aplicabilidade da Lei de Bond a moinhos industriais, confirmou a necessidade de uso dos fatores de correção indicados por Bond e introduziu outros. Os fatores que são normalmente utilizados atualmente são os relacionados a seguir:

EF_1 - moagem a seco: quando a moagem for a seco deve-se usar o valor de $EF_1 = 1,3$ que exprime o fato que a moagem a seco é 30% menos eficiente.

EF_2 - Circuito aberto em moinho de bolas: a moagem de bolas em circuito aberto requer uma energia extra quando comparada ao circuito fechado. Na Tabela 4.20 encontra-se o fator de ineficiência determinado relacionado-se a percentagem retida na malha de controle.

Tabela 4.20 - Fator de ineficiência em circuito aberto.

| % Passante na Malha de Controle | 50 | 60 | 70 | 80 | 90 | 92 | 95 | 98 |
|---------------------------------|-------|------|------|------|------|------|------|------|
| Fator | 1,035 | 1,05 | 1,10 | 1,20 | 1,40 | 1,46 | 1,57 | 1,70 |

EF₃ - Diâmetro do moinho

A Tabela 4.21 nos fornece os valores de EF₃ para os moinhos mais comuns, enquanto a Tabela 4.22 os valores de EF₅ para diversos P₈₀ e Tabela 4.23 o valor de EF₈

Esse fator só pode ser calculado após a escolha prévia do moinho.

Tabela 4.21 - Fator de eficiência do diâmetro do moinho.

| Diâmetro do Moinho (m) | | EF ₃ |
|------------------------|----------------------|-----------------|
| Interno Carcaça | Interno Revestimento | |
| 0,914 | 0,79 | 1,25 |
| 1,00 | 0,88 | 1,23 |
| 1,22 | 1,10 | 1,17 |
| 1,52 | 1,40 | 1,12 |
| 1,83 | 1,79 | 1,075 |
| 2,00 | 1,82 | 1,060 |
| 2,13 | 1,98 | 1,042 |
| 2,44 | 2,29 | 1,014 |
| 2,59 | 2,44 | 1,000 |
| 2,74 | 2,59 | 0,992 |
| 2,90 | 2,74 | 0,977 |
| 3,00 | 2,85 | 0,970 |
| 3,05 | 2,90 | 0,966 |
| 3,02 | 3,05 | 0,956 |
| 3,35 | 3,20 | 0,948 |
| 3,51 | 3,35 | 0,939 |
| 3,66 | 3,51 | 0,931 |
| 3,81 | 3,66 | 0,923 |
| 3,96 | 3,81 | 0,914 |
| 4,00 | 3,85 | 0,914 |

EF₄ - Fator de alimentação com tamanho excessivo:

$$EF_4 = \frac{R_r + (Wi - 7) \left(\frac{F - F_0}{F_0} \right)}{R_r}$$

$$R_r = \text{razão de redução} = \frac{F}{P}$$

F₀ = tamanho ótimo da alimentação

para moinho de barra: $F_o = 16.000 \sqrt{\frac{13}{W_i}}$

para moinhos de bolas: $F_o = 4.000 \sqrt{\frac{13}{W_i}}$

EF₅ - Fator de finura

Tabela 4.22 - Valores de EF₅ para diversos P₈₀:

| | | | | | | | | | |
|----------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| P ₈₀ (µm) | 62,4 | 53,6 | 45,7 | 40,7 | 37,6 | 36,3 | 28,2 | 18,0 | 12,0 |
| EF ₅ | 1,018 | 1,040 | 1,070 | 1,094 | 1,113 | 1,121 | 1,192 | 1,373 | 1,623 |

Quando os seus valores não se enquadram nessa tabela, use a fórmula:

$$EF_5 = \frac{P + 10,3}{1,145P}$$

EF₆ - Relação de redução no moinho de barras

Este fator deve ser aplicado a moinho de barra, em circuito aberto, sempre que a relação de redução estiver fora do intervalo $R_{R0} - 2 < R_R < R_{R0} + 2$, sendo R_{R0} a relação ótima de redução definida como: $R_{R0} = 8 + \frac{5L}{D}$

Sendo L o comprimento das barras e D o diâmetro do moinho interno ao revestimento.

Tem-se então:

$$EF_6 = 1 + \frac{(R_R - R_{R0})^2}{150}$$

EF₇ - Relação de redução no moinho de bolas

A equação é:

$$EF_7 = \frac{R_R - 1,22}{R_R - 1,35}$$

Esta equação só deve ser usada quando a relação de redução no moinho de bolas for menor que 6.

EF_8 - Fator de eficiência para moinho de barra

a) Para moinhos de barras único

a_1 – circuito aberto $EF_8 = 1,4$

a_2 – circuito fechado $EF_8 = 1,2$

b) Moinho de barras em circuito barra/bolas

b_1 – circuito fechado $EF_8 = 1,2$

b_2 – circuito fechado $EF_8 = 1$

Tabela 4.23 - Valores de EF_8 .

| EF_8 | | |
|--------|--------------------------------|----------------------------------|
| 1,4 | Preparação em circuito aberto | Circuito só com moinho de barras |
| 1,2 | Preparação em circuito fechado | |
| 1,2 | Preparação em circuito aberto | Circuito moinho barras/bolas |
| 1,0 | Preparação em circuito fechado | |

Exemplo de dimensionamento de moinho

Calcular o moinho de barras necessário para moer a úmido 500 t/h em circuito fechado de um minério de $Wi = 13,2$ e cujo $F = 18.000 \mu m$ e $P = 1.200 \mu m$. Sabe-se que a alimentação do moinho será preparado em britadores com circuito fechado.

Cálculo da Energia:

$$E = \frac{10Wi}{\sqrt{P}} - \frac{10Wi}{\sqrt{F}} = \frac{10 \times 13,2}{\sqrt{1.200}} - \frac{10 \times 13,2}{\sqrt{18.000}} = 2,83 \text{ kWh / st}$$

Fatores:

EF_1 não se aplica (moagem à úmido)

EF_2 não se aplica (moinho de barras)

EF_3 só se determina após a escolha preliminar do moinho

$$EF_4 \rightarrow R_r = \frac{18.000}{1.200} = 15,0$$

$$F_0 = 16.000 \sqrt{\frac{13}{13,2}} = 15.878$$

$$EF_4 = \frac{15,0 + [13,2 - 7][18.000 - 15.878]}{15,0}$$

$$EF_4 = 1,06$$

EF₅ não se aplica (moagem fina)

EF₆ só se determina após a escolha preliminar do moinho

EF₇ não se aplica (baixa razão de redução)

$$EF_8 = 1,2$$

Cálculo do Moinho

Conversão a toneladas métricas: 1,102

Conversão HP: 1,341

$$2,83 \times 1,102 \times 1,341 = 4,43 \text{ HP h/t para } 500 \text{ t/h}$$

$$E = 500 \times 4,43 = 2.215 \text{ HP}$$

Multiplicando pelos fatores EF₄ e EF₈ obteremos o valor:

$$2.215 \times 1,06 \times 1,2 = 2.817 \text{ HP de potência}$$

Consultando a tabela do fabricante (Tabela 4.24) vemos que se deve usar dois moinhos de 1409 HP. Escolheu-se um de 13 pés de diâmetro por 19 pés de comprimento que com uma taxa de enchimento de 40% terá 1356 HP. Experimenta-se a eficiência deste diâmetro calculando-se o EF₃.

Pela Tabela 4.21 do fator de EF₃ sabe-se que este valor será EF₃ = 0,914.

Multiplicando-se a potência necessária (1409 HP) por este fator conclui-se que este moinho é muito grande pois obteríamos:

$$1409 \text{ HP} \times 0,914 = 1.288 \text{ HP};$$

e o moinho nos fornecerá 1.356 HP.

Escolhemos um modelo menor na Tabela 4.24 de 12 pés de diâmetro e 18 pés de comprimento que, com a taxa de enchimento de 40%, terá 1.173 HP.

O fator EF_3 é determinado pela Tabela 4.21 como sendo 0,931. A potência será de: $1.409 \times 0,931 = 1.311,8 \text{ HP} = 1.312 \text{ HP}$.

Como a potência do moinho escolhido é baixa (1.173 HP) pode-se aumentar o comprimento do moinho e a potência proporcionalmente.

$$L = \frac{1.312}{1.173} \times 5,49 = 6,14 \text{ m}$$

5,49 m é o comprimento do moinho e 6,14 m será o comprimento que deverão ter os moinhos com a potência individual de 1.173 HP.

Se o moinho de barras for trabalhar em circuito com o moinho de bolas teremos um $EF_8 = 1$ e portanto esta escolha estará certa pois a energia necessária será:

$$2.215 \times 1,06 \times 1 = 2.348 \text{ HP};$$

e com dois moinhos de 1.174 HP tem-se a energia necessária de instalação.

Tabela 4.24 – Tipos de moinhos de barras industriais.

| Diâmetro | | Comprimento | | L/D | Velocidade | | Peso da Carga de Barras (t) | | | Potencial do Moinho (HP) | | |
|----------|------|-------------|----|------|------------|-------|-----------------------------|------|------|--------------------------|------|------|
| m | ft | m | ft | | RPM | % Vc | % da Carga em Volume | | | % da Carga em Volume | | |
| | | | | | | | 35 | 40 | 45 | 35 | 40 | 45 |
| 0,91 | 3,0 | 1,22 | 4 | 1,40 | 36,1 | 74,5 | 1,0 | 1,13 | 1,27 | 7 | 8 | 8 |
| 1,22 | 4,0 | 1,83 | 6 | 1,57 | 30,6 | 74,7 | 2,25 | 2,58 | 2,9 | 23 | 25 | 26 |
| 1,52 | 5,0 | 2,44 | 8 | 1,67 | 25,7 | 71,2 | 6,91 | 7,95 | 8,89 | 57 | 61 | 64 |
| 1,83 | 6,0 | 3,05 | 10 | 1,73 | 23,1 | 70,7 | 13,1 | 15,0 | 16,8 | 114 | 122 | 128 |
| 2,13 | 7,0 | 3,35 | 11 | 1,62 | 21,0 | 69,9 | 20,0 | 22,8 | 25,6 | 181 | 194 | 204 |
| 2,44 | 8,0 | 3,66 | 12 | 1,53 | 19,4 | 69,3 | 29,0 | 33,2 | 37,4 | 275 | 295 | 310 |
| 2,59 | 8,5 | 3,66 | 12 | 1,44 | 18,7 | 69,0 | 33,0 | 37,7 | 42,5 | 318 | 341 | 359 |
| 2,74 | 9,0 | 3,66 | 12 | 1,38 | 17,9 | 67,5 | 36,0 | 41,1 | 45,5 | 344 | 369 | 388 |
| 2,89 | 9,5 | 3,96 | 13 | 1,41 | 17,4 | 67,6 | 42,7 | 48,8 | 54,9 | 416 | 446 | 470 |
| 3,05 | 10,0 | 4,27 | 14 | 1,44 | 16,8 | 67,0 | 51,5 | 59,0 | 63,8 | 507 | 544 | 572 |
| 3,20 | 10,5 | 4,57 | 15 | 1,47 | 16,2 | 66,4 | 61,4 | 70,1 | 78,9 | 609 | 653 | 687 |
| 3,35 | 11,0 | 4,88 | 16 | 1,50 | 15,9 | 66,08 | 72,5 | 82,8 | 93,5 | 735 | 788 | 829 |
| 3,51 | 11,5 | 4,88 | 16 | 1,43 | 15,5 | 66,6 | 79,7 | 90,7 | 103 | 819 | 878 | 924 |
| 3,66 | 12,0 | 4,88 | 16 | 1,37 | 15,1 | 66,4 | 82,7 | 99,8 | 112 | 906 | 972 | 1023 |
| 3,81 | 12,5 | 5,49 | 18 | 1,48 | 14,7 | 66,0 | 104 | 119 | 134 | 1093 | 1173 | 1234 |
| 3,96 | 13,0 | 5,79 | 19 | 1,50 | 14,3 | 65,6 | 120 | 137 | 154 | 1264 | 1356 | 1426 |
| 4,12 | 13,5 | 5,79 | 19 | 1,44 | 14,0 | 65,5 | 130 | 148 | 166 | 1385 | 1486 | 1562 |
| 4,27 | 14,0 | 6,10 | 20 | 1,46 | 13,6 | 64,9 | 147 | 169 | 190 | 1580 | 1695 | 1783 |
| 4,42 | 14,5 | 6,10 | 20 | 1,41 | 13,3 | 64,6 | 159 | 181 | 204 | 1715 | 1840 | 1935 |
| 4,57 | 15,0 | 6,10 | 20 | 1,36 | 13,0 | 64,3 | 171 | 194 | 219 | 1853 | 1988 | 2091 |

BIBLIOGRAFIA

- 1) GAUDIN, A.M. Principles of Minerals Dressing p. 70-123, N.Y. Mc Graw-Hill Book Company, 1945.
- 2) TAGGART, A. Elements of Ore Dressing. p. 388-433. N.Y.J. Wiley and Sons Inc., 1951.
- 3) TAGGART, A. (ed). Handbook of Mineral Dressing. Sec. 6,6. N.Y.J. Wiley and Sons Inc., 1945.
- 4) ARBITER, N. (ed). Milling methods in the Americas. New York: Gordon and Breach, 1964.
- 5) PRYOR, E. J. Mineral Processing, Ch. 5. London Applied Publishers Ltda, 1965.
- 6) BLAZY, P. La valorisation des mineraux. pg. 21-58, Presses Universitaires de France, 1970.
- 7) CONCHA, F. Fundamentos de las Operaciones Mecanicas. Cap. 3. Universidad de Concepción, 1971.
- 8) MULAR, A.; BULL, W. R. Mineral process, their analysis optimization and control. Ch. 4. Queen's University, Ontario, Canada, 1971.
- 9) BOND, F.C. "Crushing and Grinding Calculations Reprints from British Chemical Engineering" Allis Chalmers Publication, 1971.
- 10) MULAR, A.; BJAPPY, r. (ed). Mineral Processing Plant Design. Soc. Min. Eng. AIME, 1984.
- 11) WILLS, B.A. Mineral Processing Technology, p. 151-187. London Pergamon Press, 1988.
- 12) AUSTIN, L. G.; KLIMPEL, R.R. e LUCKIE, P.T. Process Engineering of Size Reduction. N.Y. Soc. Min. Eng. AIME, 1984.
- 13) TARJAN, G. Mineral Processing: Fundamentals, Comminution, Sizing and Classification. Budapest Akademia Kudó, 1981.
- 14) BERALDO, J.L. Moagem de Minérios em Moinhos Tubulares. Editora Edgard Blücher Ltda, 1987.

- 15) ROWLAND, C.A. "Grinding calculations related to the application of large rod and ball mills". Allis Chalmers Publication, 1986.
- 16) PERCI, R. D. (2003). Descrição de uma operação industrial de moagem de farinha crua, para produção de clínquer, em moinho de rolos com mesa giratória. Dissertação de mestrado pela Escola Politécnica da Universidade de S. Paulo, São Paulo, 2003.
- 17) LIM, W. I. L.; CAMPBELL, J. J; TONDO, L. A. (1997). The effect of rolls and rolls surface pattern on high pressure grinding rolls performance. Minerals Engineering, Vol. 10, nº 4, p.401-419, 1997.

MOAGEM AUTÓGENA

Nos últimos 50 anos tem sido dada grande atenção à operação de fragmentação, já que esta operação constitui uma parcela relevante dos custos das usinas de beneficiamento de minérios.

Muitos estudos surgiram e continuam surgindo, visando, tanto otimizar a operação clássica de fragmentação, como explorar novos caminhos. A moagem autógena é um dos métodos encarados como capazes de trazer algumas vantagens operacionais e econômicas à fragmentação.

O termo autógeno pode ser compreendido como o que faz por si próprio (autos = próprio, genos = produção). A fragmentação que é estudada neste trabalho é assim chamada por tratar-se da fragmentação de um material ou de um minério, por pedaços deste mesmo material. Está, portanto, completamente fora desta classificação a moagem feita em moinhos de bolas em que as convencionais bolas de aço são substituídas por seixos de sílex, ou bolas de porcelana. Este é o conceito geralmente aceito na literatura e que nos parece o mais adequado⁽¹⁾. Desde os tempos pré-históricos o homem tem utilizado pedaços de rochas para quebrar outras rochas, embora, o uso de cilindros giratórios onde os próprios minérios se fragmentam, seja idéia deste século. Encontramos na literatura trabalhos de 1908⁽¹⁾ onde o autor usou pedaços de 20 cm de magnetita para fragmentar o próprio minério de um tamanho de 2,5 cm até 0,1 mm. Em 1916 Hall⁽¹⁾ usou pedaços de barita de 5,0 cm, em cilindro giratório de 20 cm de diâmetro e 75 cm de comprimento e obteve um produto adequado ao consumo: barita 95% menor que 325 malhas.

Hardinge⁽²⁾ cita que na África do Sul, desde a primeira década do século passado, vinha sendo usado sílex como meio moedor, na moagem de minério de ouro, para evitar a contaminação com ferro, da polpa que seria tratada, subseqüentemente, por cianetação. Durante a Segunda Guerra Mundial, a dificuldade de importação de sílex, que vinha da Dinamarca, levou os operadores a estudar a possibilidade de usar matacões do próprio minério como meio moedor, simplificando e diminuindo os custos da operação de moagem. Atualmente, é uma técnica bastante difundida na África do Sul, onde é aplicada na fragmentação, não só de minério de ouro, como de muitos outros minérios.

Em outros países, o uso de moagem autógena na década de cinquenta era incipiente; na de sessenta, já era considerada pela indústria, e na de setenta a maioria dos construtores de novas instalações industriais cogitava desta nova técnica antes de fazer a opção para as novas instalações. Na década de oitenta, a maioria das novas grandes instalações industriais usa a moagem autógena, visando diminuir custos operacionais.

Tipos de Moagem Autógena

O processo de moagem autógena tem variações, que podem ser classificadas dentro das categorias seguintes:

- a) moagem autógena completa (Full autogenous grinding-FAG);
- b) moagem semi-autógena (Semi autogenous grinding-SAG);
- c) moagem autógena parcial.

Autógena completa-FAG

Na fragmentação autógena completa, ou FAG, o minério, que vem da mina sem nenhuma, ou com pouca britagem, é alimentado todo no moinho autógeno; no classificador que trabalha acoplado ao moinho, o material é retirado na granulometria desejada. A pouca britagem referida acima, segundo Christie J. D.⁽³⁾ é devida às novas técnicas de desmonte usadas na lavra que já fornecem minério abaixo de 10", próprio para ser alimentado no moinho autógeno, evitando assim o uso da britagem primária.

Pode-se conseguir este balanço fazendo a alimentação do moinho autógeno com frações de faixas de tamanho diversas, alimentadas em proporções adequadas.

Semi-autógena-SAG

Neste método podemos incluir as moagens autógenas em que são empregados métodos auxiliares, tais como o uso de algumas bolas de aço para facilitar a fragmentação de uma fração mais resistente à moagem e com tendência a manter-se muito tempo no moinho, ou retornar várias vezes do classificador como carga circulante. Esta fração, denominada por vários autores como "fração de tamanho crítico", reduz a capacidade do moinho e aumenta o consumo de energia, kWh/t. A fração de tamanho crítico aparece em certos minérios que, quando fragmentados, produzem uma distribuição granulométrica onde há uma percentagem elevada de material com granulometria insuficiente para servir de meio moedor e grande demais para ser fragmentada pelos seixos moedores. O uso de algumas bolas de aço com os seixos moedores contorna bem o problema mas traz algumas desvantagens, tais como: um aumento de desgaste no revestimento do moinho, um consumo de bolas e a diminuição da flexibilidade do circuito de moagem.

Como uma alternativa ao uso de grandes bolas de aço para controlar a quantidade da fração de tamanho crítico, alguns pesquisadores ^(4, 5) sugeriram a introdução de um britador de mandíbula pequeno, que pode ser incluído ou não no fluxograma da instalação, segundo as exigências da carga do moinho. A fração de tamanho crítico é removida

continuamente do moinho com a carga circulante que vem do classificador. Com este dispositivo, certos minérios resistentes, que dificilmente se adaptariam à moagem autógena, podem, com grandes vantagens econômicas, ser fragmentados por esse método.

Moagem autógena parcial

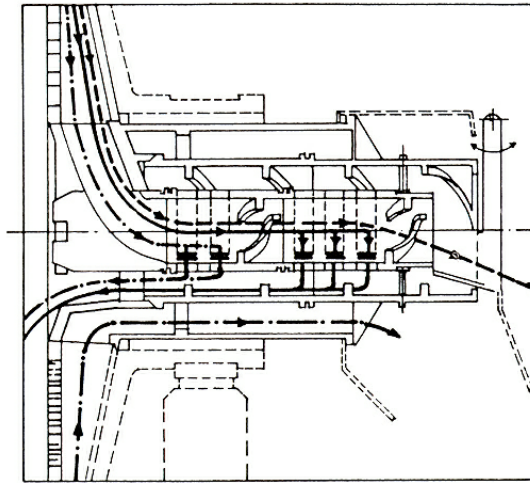
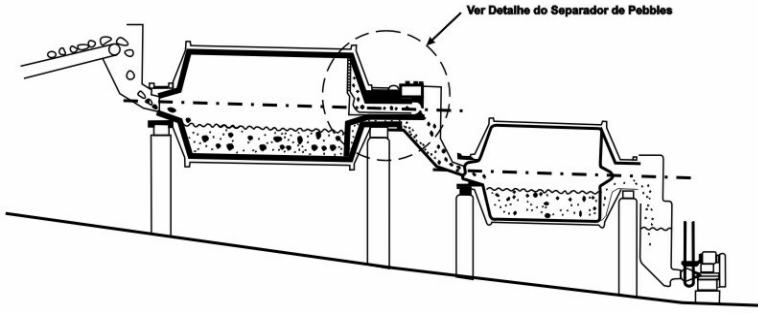
Neste tipo de moagem, só o moinho de bolas é substituído por um moinho autógeno, e este tipo de moagem é denominado muitas vezes na literatura de *pebble milling*. Como o custo da moagem é geralmente o mais elevado em um processo de fragmentação, e como as instalações antigas são facilmente adaptáveis a este tipo de moagem, ele foi bastante usado. O minério é primeiramente britado a um tamanho próprio para alimentar um moinho de barras. Durante, ou antes da britagem, uma peneiração separa parte do minério com tamanho adequado para servir de meio moedor. O minério moído no moinho de barras é alimentado, com os pedaços maiores do minério previamente separados, no moinho autógeno onde se dá a moagem final. Os pedaços maiores ou seixos, separados para uso na moagem autógena parcial, devem estar entre 25 e 75 mm e são escolhidos de forma a terem o mesmo peso que as bolas que eles devem substituir. Como a densidade do minério é mais baixa que a das bolas, estes moinhos necessitam maiores volumes e/ou maiores velocidades do que os de bolas correspondentes.

Muitas modalidades de circuitos são usadas neste tipo de moagem. Num dos mais antigos circuitos adotados⁽⁶⁾, os seixos usados na moagem são separados durante a britagem e estocados em silos separados, de onde eles são alimentados em batelada pelo operador.

Trabalhos de Crocker^(5, 6, 7) descrevem resultados obtidos em várias instalações industriais onde a moagem autógena parcial já foi utilizada. Atualmente o mais usado é a grelha de saída do moinho autógeno com algumas aberturas maiores (*pebbles ports*) que vão fornecer os *pebbles* para servir de meio moedor no segundo estágio de moagem⁽⁸⁾.

A Boliden apresentou um novo sistema, usando moagem autógena seguida de um moinho de *pebbles* sem peneiras e transportadores externos. O moinho autógeno de 4,5 x 6,5m, operando com o material britado, é colocado em nível ligeiramente mais alto que o moinho de *pebble* (3,75 x 4,5 m).

Os *pebbles* de tamanho e em quantidade desejados, assim como a polpa, são descarregados por gravidade por canais separadores diretamente do moinho primário para o secundário. O extrator de *pebble* Boliden é o elemento básico que torna a operação possível (Figura 4.40).



DETALHE DO SEPARADOR DE "PEBBLES"

--- "Oversize" ——— "Undesize" - - - - "Pebbles"

Figura 4.40 - Dispositivo da Boliden.

Tipos de Moinhos

Um dos mais antigos moinhos autógenos foi o Hardinge-Hadsel (Figura 4.41), desenvolvido na década de trinta.

Ele é constituído de um cilindro de grande diâmetro e pequeno comprimento, com uma roda no interior com caçambas que carregam o material até o alto, e daí ele cai sobre chicanas estacionárias. Do lado descendente da roda, uma grade remove porções da carga, logo que ela começa a cair da caçamba. O retido na grade volta diretamente ao moinho, e o que passa na grade vai para um classificador. O fino sai do circuito e o grosso retorna ao moinho.

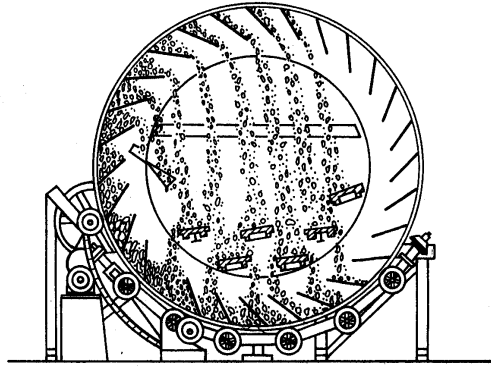


Figura 4.41 - Moinho Hardinge-Hadsel.

Antes da Segunda Guerra Mundial foram construídos doze moinhos Hardinge-Hadsel sendo que dois tinham 24 pés de diâmetro e os outros de 10 e 16 pés respectivamente. Todas estas unidades eram usadas para moer minérios de ouro, e nenhuma delas voltou a funcionar depois da Guerra, apesar da maioria delas estar fornecendo bons resultados e certos problemas de manutenção já terem sido contornados com modificações na construção. As grandes flutuações da capacidade do moinho, devido às variações nas características do minério na alimentação, foram também corrigidas empregando o método de porções selecionadas da mina, e evitando segregação de finos e grossos nas pilhas de estoque ou nos silos.

Moinhos a seco também foram estudados, pela Hardinge Company, na década de trinta, quando o Governo Americano incentivou a produção de todas as pequenas minas de ouro. Alguns moinhos autógenos a seco chegaram a operar.

Depois da II Guerra surgiu a Aerofall Mill que deu prosseguimento aos estudos de moagem autógena, culminando com a instalação, em 1951, de um moinho de 4,25 m de diâmetro (Figura 4.42) para moer minério de ferro (Star Lake, N.Y.).

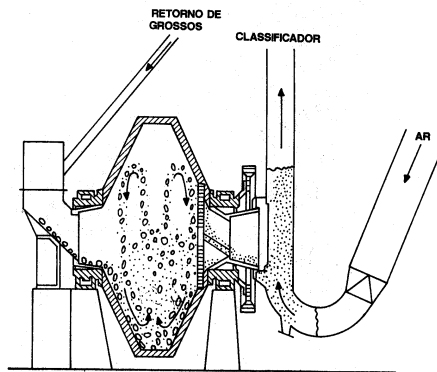


Figura 4.42 - Moinho desenvolvido pelo Aerofall.

A Hardinge Co. voltou aos estudos de moinhos autógenos tanto a úmido como a seco e nas décadas de 50 e 60 muitos deles foram instalados nas minas de ferro de Labrador-Quebec.

Nesta época, Fahlstrom, da Boliden Company veio à América do Norte e passou algum tempo na Hardinge e na Aerofall Co. Ele decidiu comprar moinhos de 5,5 m de diâmetro para serem usados na fragmentação de um minério de metal básico de difícil moagem. Os resultados não foram bons e a Boliden começou a desenvolver moinhos com relação diâmetro/comprimento próximo de um, em vez de 3:1 como usados na América do Norte⁽⁴⁾.

Outra linha de moinhos autógenos com uma relação diâmetro/comprimento de 1,0 até 0,75 desenvolveu-se na África do Sul com base em moinhos de seixos utilizados desde 1905, na fragmentação de minério de ouro. Jackson, consultor da Union Corp. Ltd Sprinds, África do Sul ⁽⁹⁾ descreve a moagem e os moinhos usados naquele país e os testes realizados com minério de ouro quartzíticos em moinhos de várias relações diâmetro/comprimento. Existe extensa literatura relatando a preocupação dos construtores e operadores com esta relação^(10,11,12,13,14) e sua influência na granulometria do produto.

Atualmente o moinho autógeno mais usado tanto para FAG como SAG é a da relação D/L de 3/1 com descarga de grade terminal como se pode ver na Figura 4.43. Este modelo evita a segregação e facilita a remoção da polpa de moagem.



Figura 4.43 - Moinho autógeno – Unidade Piloto do CETEM.

Estudos sobre construção, tipo de revestimento e descarga, circuitos e operação de moinhos autógenos têm aparecido com freqüência na literatura especializada^(15,16) mas muito estudo ainda deve ser feito, é a opinião de Digre⁽¹⁷⁾ no trabalho detalhado que fez sobre o mecanismo de fragmentação. A alimentação do moinho autógeno tem pedaços de 25 cm, 50% entre 7,5 e 10 cm, e 10 a 20% menores que 2,5 cm. Toda fração grossa da alimentação deve ser fragmentada principalmente por abrasão, e somente os finos

sofrerão atrito. O autor estima que a abrasão realiza 50 a 80% do trabalho de fragmentação no moinho completamente autógeno, comparado com 20% no moinho semi-autógeno e muito pouco no moinho de bolas. Mesmo os moinhos de grande diâmetro, como os do tipo *cascade*, tiveram suas cargas inspecionadas pelo autor, que constatou a existência de poucos pedaços fraturados e a maioria com forma de "seixos" bem rolados.

Pesquisadores na Michigan Technological University⁽¹⁸⁾ publicaram um extenso trabalho analisando o mecanismo de quebra na moagem autógena, onde afirmam que os pedaços grossos de minério devem se quebrar lentamente e o mecanismo mais adequado para isso é a abrasão. Foram efetuados muitos testes usando pedaços de minérios marcados e os resultados estão apresentados nas Figuras 4.44 e 4.45.

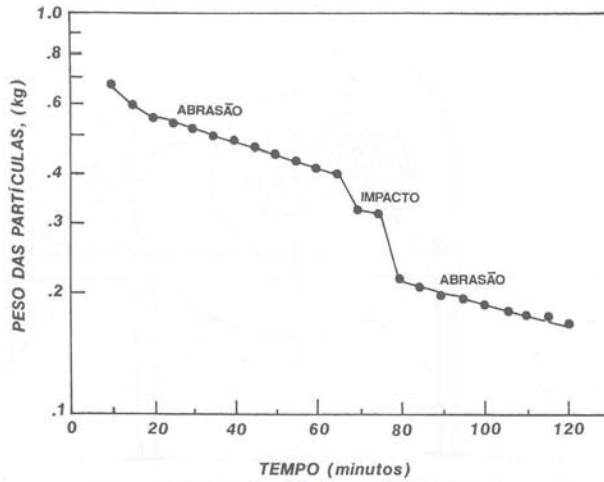


Figura 4.44 - Redução do peso das partículas versus tempo.

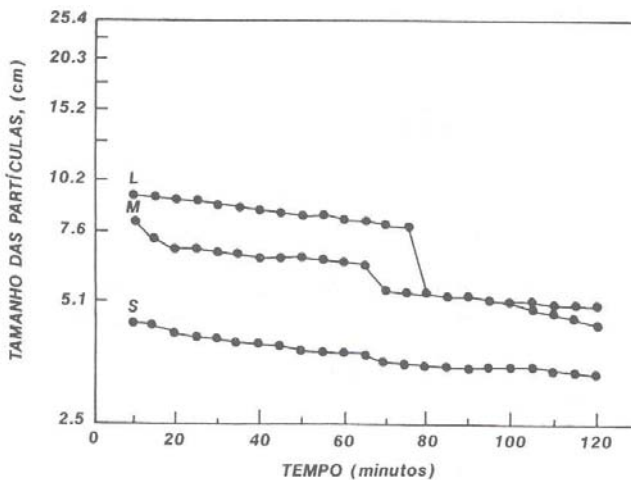


Figura 4.45 - Redução do tamanho de partículas versus tempo.

A Figura 4.44 mostra uma redução sensível do peso das partículas bem no início da moagem, e, após 20 min, a redução mantém-se constante até 65 min de operação. Na faixa de tempo entre 65 e 80 min há uma substancial mudança no peso das partículas. Isto pode ser atribuído à quebra por impacto de partículas maiores, como pode ser observado na Figura 4.42 onde as curvas correspondem a três tipos de partículas: L grandes, M médias e S pequenas. Observa-se que na curva L, na faixa de 75 a 80 min, há uma diminuição sensível no tamanho das partículas, passando a curva L a confundir-se com a M. A curva M, a partir de 60 min, sofre também uma queda que se atribui à quebra por impacto; já a curva S não sofre nenhuma quebra brusca, mantendo-se descendente durante todo o período do teste.

Estes resultados levaram os autores a concluir que a abrasão e atrito são os mecanismos dominantes no moinho autógeno, mas que as frações grossas devem se quebrar por impacto numa taxa adequada para o bom desempenho da fragmentação.

Observa-se que alguns minérios que não se adaptam à moagem autógena é devida a facilidade de quebra das frações grossas levando a carga do moinho em pouco tempo, não ter mais meio moedor. Diz-se, neste caso, que o minério não tem competência para a Moagem Autógena.

Comparação entre a Fragmentação Convencional e Autógena

Sendo a moagem autógena um método em implantação nas indústrias minerais, nada mais natural que fazermos um balanço das vantagens do método sobre a moagem convencional. Anos atrás considerava-se a possibilidade de aplicação de moagem autógena somente a minérios silicosos duros. Hoje, conhecendo-se melhor o mecanismo de fragmentação, e também devido a experimentos realizados por Crocker⁽⁷⁾ com vários minérios, pode-se afirmar que minérios mais friáveis fornecem melhor fragmentação e menos problemas com o tamanho crítico. Outra freqüente objeção é a variação da competência do minério nas diferentes frentes de trabalho da mina, mas já ficou provado que, com um método adequado de homogeneização e uma alimentação criteriosa do moinho, as variações de competência não chegam a afetar a moagem autógena.

Uma das grandes desvantagens da moagem autógena seria a necessidade do estudo exclusivo das variáveis que afetam a fragmentação, e a recomendação de muitos autores do que sejam feitos exaustivos ensaios em usina piloto, já que o estudo em escala de laboratório não fornece nenhum dado extrapolável para a indústria⁽¹⁹⁾.

Mac Pherson⁽¹⁹⁾ apresenta dados mostrando que um circuito com moagem autógena seguida de uma moagem de bolas resulta em menor gasto de energia. Ele também afirma nesse trabalho ser possível obter dados para instalação industrial a partir de estudo de laboratório ou, no máximo, de testes pilotos.

Crocker⁽¹¹⁾ em 1963 afirmava que ensaios com 30 a 50 t são absolutamente necessários, e estimava em US\$ 15.000, os gastos para esses ensaios.

Kerl J.F.⁽²⁰⁾ mostrou a possibilidade de estudar a moagem parcialmente autógena em laboratório, desde que se preparem "seixos" separadamente. Ele estudou a fragmentação da magnetita, calcário e arenito num moinho de bolas de laboratório de 12 polegadas de diâmetro e comprimento, usando como meio moedor bolas de aço e "seixos", do próprio minério para comparar os resultados.

O autor mostrou que um dos mais sérios empecilhos à implantação da moagem autógena, que eram os gastos nos estudos prévios, não pode ser considerado empecilho já que são os mesmos que nos estudos de moagem convencional.

Revistas as desvantagens do processo de moagem autógena cabe agora conhecer suas vantagens e pontos que devem ser encarados cuidadosamente.

Digre⁽²¹⁾ em trabalho de 1989 relata suas experiências dos últimos 40 anos, onde afirma que ensaios para moagem FAG/SAG são longos, dispendiosos e consomem grandes quantidades de amostra.

Vantagens da Moagem Autógena em Relação à Convencional

Entre as vantagens podemos citar: flexibilidade, simplicidade de operação, não contaminação pelo meio moedor, distribuição de tamanho do produto, menor custo de operação.

Flexibilidade

É um dos principais atributos da moagem autógena. No circuito de moagem convencional são necessários ⁽⁵⁾ seis a oito semanas para variar completamente o tamanho das bolas no moinho, sem falar no suprimento de bolas para os próximos seis meses, que geralmente já está estocado na usina. Estes fatores desencorajam qualquer operador a fazer modificações que, embora necessárias à melhoria do produto, não sejam absolutamente indispensáveis. Na moagem autógena o operador pode corrigir o tamanho do produto, variando o tamanho do seixo, pela simples troca da tela de uma peneira, e o meio moedor contido no moinho varia de tamanho completamente, em dois a quatro dias⁽⁵⁾. Alguns operadores⁽¹¹⁾ estão achando vantagem em usar motores D.C. nos moinhos, pois isto dá a eles maior flexibilidade, pois tornam-se capazes de variar a velocidade e manter a fragmentação no ponto ótimo.

Simplicidade de operação

A simplicidade de operação de um moinho autógeno decorre do fato de ser ele mais adequado ao controle automático do que o moinho convencional. O gasto de energia num

moinho de bolas ou de barras é praticamente independente da razão da alimentação, e o controle automático só pode ser feito com auxílio de parâmetros secundários, como, por exemplo, a carga circulante. Num moinho autógeno, os gastos de energia são diretamente dependentes da carga de minério no moinho, e portanto são diretamente dependentes da velocidade de alimentação. A quantidade de alimentação do moinho pode ser ajustada automaticamente, de modo a manter o gasto de energia no ponto desejado.

Não Contaminação pelo Meio Moedor

Outra grande vantagem da moagem autógena é a não contaminação do material fragmentado com ferro. No tratamento de minérios de sulfetos complexos, observou-se⁽⁵⁾ que a mudança para a moagem autógena permite uma simplificação de combinação dos reagentes, assim como sua modificação para dar alta seletividade nos circuitos de flotação. As bolas de aço, assim como o revestimento, podem produzir partículas coloidais altamente reativas ou entrar em solução como sais de ferro. Ferro sob esta forma é danoso, por exemplo, na cianetação do ouro. Esta é uma das razões de uso desse tipo de moagem nas minas de ouro na África do Sul, pois os sais de ferro que se formariam na moagem com bolas iriam interferir na cianetação do ouro. O mesmo se aplica no caso da lixiviação dos minérios de urânio.

Distribuição de Tamanhos do Produto

A distribuição de tamanhos das partículas na moagem autógena, é bastante diferente da obtida na moagem com bolas ou barras. A fragmentação das partículas no moinho autógeno tende a seguir as fronteiras dos grãos, e o meio moedor mais leve produz muito menos partículas ultrafinas do que as bolas de aço, resultando uma rápida fragmentação até ao tamanho do grão natural, e pouca fragmentação se dá além deste tamanho⁽²²⁾. Isto é geralmente uma vantagem em minérios que estão sendo moídos para posterior concentração, já que a liberação do grão de uma espécie mineralógica e a pouca produção de partículas ultrafinas são as condições ideais para qualquer método de concentração.

Custo de Investimento e Operação

O custo de operação de uma instalação de moagem autógena é menor do que numa convencional, devido à: (i) diminuição dos gastos com britagem ou eliminação desta; (ii) nenhum gasto com bolas, (iii) a maior economia, é proporcionada pela automação do processo. McDermott et al.⁽²²⁾ afirmam que, após o estudo de vários circuitos com seus balanços econômicos, a maior economia do circuito autógeno é a facilidade de controle.

Embora seja difícil fazer comparações entre custos envolvendo dois circuitos diferentes, e que cada mina tenha suas peculiaridades e seus problemas, a literatura atribui à moagem autógena um custo de investimento superior ao da moagem convencional⁽¹²⁾.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) HALL, R.G. AIME Transactions, Vol. 122, 1934.
- 2) HARDINGE, H. AIME Transactions, Birmingham, Ala - Oct. 1908.
- 3) CHRISTIE, D. J. "Mineral Beneficiation Review". Mining Engineering, Vol. 24, nº 2, 1972.
- 4) FAHLSTROM, S. "Comminution by Tumbling Autogenous Charges". Mine and Quarry Engineering, June 1961.
- 5) CROCKER, B.S. "Screened Ore Used for Fine Grinding at Lake Shore Mines". AIME Trans., Vol. 193, 1952.
- 6) CROCKER, B.S. "Fine Grinding with Screened Ore at Shore Mines". Trans. Canadian Institute of Mining and Metallurgy Bulletin, Vol. 57, 1954.
- 7) CROCKER, B.S. "Recent Developments in Pebble Milling". Mining Engineering, May, 1959.
- 8) MAC PHERSON, A.R. "Autogenous Grinding 1987 - Update". 89th Annual General Meeting of CIM - May, 1989.
- 9) JACKSON, O.A.E. "The Treatment of ore from the Gold Mines of Union Corporation". The Institution of Mining and Metallurgy - London 1953.
- 10) MEADERS, R.C. "Technical Desing of Autogenous Mills". Mining Engineering, Sept., 1964.
- 11) CROCKER, B.S. "Recent Trends in Autogenous Grinding". Canadian Mining and Metallurgical Bulletin, October, 1963.
- 12) HEISEL, G.H. "Why Milling Men Prefer Giants". Mining Engineering, Sept. 1970.
- 13) OHLSON, B. "Comminution Technique Today and Tomorrow". Mining and Mineral Processing, Semana Brasil Suécia, Maio, 1973.
- 14) DOR, A. "Primary Autogenous Grinding - Concentrators Recent Trends and Developments". AIME Paper 65-B-82 Annual Meeting, 1965.
- 15) ADAM, H.W. e HIRTE, D.F. "Autogenous Grinding - the Long and the Short of it". AIME Paper 73-B-27 Annual Meeting, 1973.

- 16) PARKS, L.J. e KJOS, M. "Liner Designs Materials and Operating Practices for Large Mills (FAG)"- Advance in Autogenous and Semi Autogenous Grinding Technology Ed Mular, A.L. ang Agar, G.E. Proc. of Conference University of British Columbia Sep. 1989 vol. 1.
- 17) DIGRE, M. "Wet Autogenous Grinding in Tumbling Mills". Acta Polytechnica Scandinavia - Chemistry Including Metallurgy n 88, 1969.
- 18) MANLAPIG, E.U.; SEITZ, R.A. e SPOTTISWOOD, D.J. "Analysis of the Breakage Mechanisms in Autogenous Grinding". XII International Mineral Processing Congress, Vol. I, 1979.
- 19) MAC PHERSON, A.R. "Mills in Revolution". Mining Engineering, Sept. 1970.
- 20) KERL, J.F. "Autogenous Grinding in Laboratory Tumbling Mill". Transaction AIME, Vol. 250, 1971.
- 21) DIGRE, M. "Testing for AG/SAG Circuits" Proc. of Conference University of British Columbia Sep. 1989. Vol. 1.
- 22) MCDERMOTT, W.F.; LIPOVETZ, G.J. e PETERSON, H.R. "The Dollars and Sense of Autogenous Grinding". Society of Mining Engineers, Nov. 1972.

Classificação e Peneiramento

Regina Coeli C. Carrisso

Eng^a. Metalurgista/PUC-Rio Mestre e Doutora em
Engenharia Mineral/EPUSP,
Pesquisadora Titular do CETEM/MCT

Júlio Cesar G. Correia

Químico Industrial/UFF, Mestre e Doutor em
Engenharia Mineral/EPUSP,
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

INTRODUÇÃO

A classificação e o peneiramento têm como objetivo comum, a separação de um material em duas ou mais frações, com partículas de tamanhos distintos.

No peneiramento, existe uma separação, segundo o tamanho geométrico das partículas, enquanto que na classificação, a separação é realizada tomando-se como base a velocidade que os grãos atravessam um meio fluido. No processamento mineral, o meio fluido mais utilizado é a água. A classificação a úmido é aplicada, habitualmente, para populações de partículas com granulometria muito fina, onde o peneiramento não funciona de forma eficiente.

FUNDAMENTOS DA CLASSIFICAÇÃO

Quando uma partícula cai livremente no vácuo, ela está sujeita a uma aceleração constante e sua velocidade aumenta indefinidamente, qualquer que seja seu tamanho ou densidade. Se, contudo, a partícula cai em um outro meio que não o vácuo, este oferece uma resistência ao seu movimento, a qual aumenta em razão direta com a velocidade, até atingir um valor constante. Quando as duas forças que atuam na partícula (gravitacional e de resistência do fluido) se tornam iguais, a partícula atinge uma velocidade denominada terminal e passa a ter uma queda com velocidade constante.

A natureza da resistência do fluido depende da velocidade de queda. Para baixas velocidades o movimento é suave, pois a camada de fluido em contato com a partícula move-se com ela, enquanto o fluido como um todo permanece estático. Para altas velocidades a principal resistência é atribuída à perturbação do fluido, como um todo, pela partícula, caracterizando um regime denominado de turbulento.

Independentemente do regime que predomine, a aceleração da partícula tende a decrescer rapidamente com o tempo, sob a ação das forças atuantes, e a velocidade terminal é sempre atingida.

Sedimentação em Queda Livre

A sedimentação em queda livre refere-se ao movimento da partícula imersa em um fluido e que tende, sob a ação da gravidade, a percorrer uma distância teoricamente infinita. Ela é verificada quando a percentagem de sólidos for menor que 15% em peso.

No cálculo da velocidade terminal, ou seja, a velocidade constante que uma partícula adquire ao sedimentar em um meio fluido, obtém-se uma equação na qual a soma de todas as forças que atuam sobre ela seja zero.

De acordo com a segunda lei de Newton, tem-se:

$$F = m \cdot a, \quad [5.1]$$

onde:

F = força resultante que atua sobre a partícula (N),

m = massa da partícula (kg),

a = aceleração da partícula (m/s^2).

Neste caso, as forças que atuam sobre a partícula são: a da gravidade (mg), a de empuxo ($m'g$) e a da resistência (R), sendo a força resultante (F) expressa por:

$$F = mg - m'g - R = m \frac{dv}{dt}, \quad [5.2]$$

onde:

m = massa da partícula (kg);

g = aceleração da gravidade (m/s^2);

m' = massa do fluido deslocado (kg);

R = força de resistência (N).

v = velocidade da partícula (m/s);

O cálculo de massa das partículas, consideradas esféricas, e do fluido deslocado, podem ser obtidos segundo as equações [5.3] e [5.4].

$$m = \frac{4}{3} \pi r^3 d_s, \quad [5.3]$$

$$m' = \frac{m}{d_s} d_f, \quad [5.4]$$

sendo:

d_s = densidade do sólido;

d_f = densidade do fluido;

r = raio da partícula (m).

Quando a velocidade terminal é atingida, $\frac{dv}{dt} = 0$ e a equação [5.2] reduz-se a:

$$R = g(m - m') \quad [5.5]$$

onde:

g = aceleração da gravidade (m/s^2).

A força de resistência na sedimentação em queda livre é calculada com base nas leis de Stokes e Newton, respectivamente para os regimes laminar e turbulento.

Quando as partículas (esféricas) são pequenas ($r < 50 \mu m$) o regime é considerado laminar e a força de resistência calculada por:

$$R = 6\pi\mu r v_t, \quad [5.6]$$

onde:

μ = viscosidade do fluido (kg/ms);

r = raio da esfera em (m);

v_t = velocidade terminal da partícula (m/s).

Substituindo-se as fórmulas [5.3] e [5.4] e a expressão [5.6] na equação [5.5] tem-se a seguinte equação para a velocidade terminal (V_T):

$$V_T = \frac{4r^2g}{18\mu} (d_s - d_f) \cdot \quad [5.7]$$

Para o caso de partículas grossas ($> 5 mm$), o regime passa a ser turbulento, e a lei de Newton substitui a de Stokes.

Deste modo a força de resistência é dada pela expressão:

$$R = Q (\pi/2) d_f r^2 v^2, \quad [5.8]$$

onde:

Q = coeficiente de resistência.

Substituindo-se [5.8] em [5.2] tem-se a seguinte expressão para velocidade terminal.

$$V_T = \sqrt{\frac{8gr}{3Q} \left(\frac{ds - df}{df} \right)}. \quad [5.9]$$

As leis de Stokes e de Newton, para um fluido em particular, podem ser simplificadas, respectivamente, para:

$$V_T = k_1 r^2 (d_s - d_f), \text{ e} \quad [5.10]$$

$$V_T = k_2 [r (d_s - d_f)]^{1/2} \quad [5.11]$$

onde:

k_1 e k_2 = constantes,

$d_s - d_f$ = densidade efetiva de uma partícula de densidade d_s em um fluido de densidade d_f .

Essas leis mostram que a velocidade terminal da partícula, em um dado fluido, é função apenas do tamanho e da densidade da partícula, concluindo-se portanto que:

se duas partículas têm a mesma densidade, a partícula com maior tamanho terá maior velocidade terminal;

se duas partículas têm o mesmo tamanho, a partícula mais densa terá maior velocidade terminal.

Considere duas partículas minerais de densidades (d_a) e (d_b) e diâmetros (D_a) e (D_b), respectivamente, caindo em um meio fluido de densidade d_f , a uma mesma taxa de sedimentação. Suas velocidades terminais devem ser as mesmas e tem-se pela aplicação direta das leis de Newton e Stokes que:

$$\rho_r = \frac{D_a}{D_b} = \left(\frac{d_b - d_f}{d_a - d_f} \right)^n, \quad [5.12]$$

sendo:

D_a e D_b = diâmetros das partículas a e b respectivamente;

d_a e d_b = densidades das partículas a e b respectivamente;

d_f = densidade do fluido;

$n = 1$ para lei de Newton;

0,5 para lei de Stokes.

Esta expressão é conhecida como razão de sedimentação livre que é a razão de tamanho de partículas necessária para que dois minerais tenham a mesma velocidade terminal de sedimentação.

Substituindo-se as fórmulas [5.3] e [5.4] e a expressão [5.6] na equação [5.5] tem-se a seguinte equação para a velocidade terminal (V_T).

$$V_T = \frac{4r^2g}{18\mu} (d_s - d_f).$$

Na faixa granulométrica intermediária ($0,05 < r < 5$ mm), onde a classificação a úmido é normalmente realizada, não há nenhuma lei definida. Uma das expressões sugeridas para traduzir a resistência oferecida pelo fluido nesta faixa é dada pela combinação das forças de resistência regidas pelas leis de Stokes e de Newton, obtida por Oseen, e expressa pela seguinte equação:

$$R = 6 \pi \mu r V_T \left(1 + \frac{3d_f V_T}{8\mu} \right). \quad [5.13]$$

Sedimentação em Queda Impedida

A sedimentação em queda impedida (ou queda retardada) é caracterizada pelo movimento de uma partícula em uma polpa. Com o aumento da densidade da polpa, o movimento de sedimentação de cada partícula é influenciado pelo movimento das demais e pelo deslocamento da água através dos espaços entre as partículas, resultando para esta partícula, uma velocidade terminal de sedimentação menor do que a de queda livre.

A velocidade de sedimentação em queda impedida pode ser calculada pela equação [5.14], sendo esta uma forma modificada da lei de Newton aplicada para queda livre.

$$V = k [D (d_s - d_p)]^{1/2}, \quad [5.14]$$

onde:

k = constante;

D = diâmetro da partícula (m);

d_s = densidade de partícula;

d_p = densidade de polpa.

Similarmente à sedimentação em queda livre, pode-se definir uma razão de sedimentação em queda impedida que será dada por:

$$z = \frac{D_a}{D_b} = \left(\frac{d_b - d_p}{d_a - d_p} \right), \quad [5.15]$$

onde:

D_a e D_b = diâmetros das partículas a e b respectivamente;

d_a e d_b = densidades das partículas a e b respectivamente;

condição : ($d_b > d_a$).

Essa razão de sedimentação é sempre maior do que a em queda livre, e quanto mais densa a polpa, maior será a razão do diâmetro de partículas com velocidades terminais de sedimentação idênticas.

Aplicações de Sedimentação em Queda Livre e Queda Impedida na Classificação

A comparação entre as quedas livre e impedida pode ser feita de maneira mais clara⁽¹⁾. Supondo-se que se tenha cinco pares de partículas esféricas de quartzo ($d_Q = 2,65$) e galena ($d_G = 7,5$) de 10, 20, 30, 40 e 50 mm de diâmetro e outros cinco pares das mesmas espécies de 0,1; 0,2; 0,3; 0,4 e 0,5 mm de diâmetro em queda livre na água e depois em queda impedida em uma suspensão de partículas muito finas de quartzo em água com 40% de sólidos e 60% de água (em volume) ou seja, com a seguinte densidade:

$$d_p = (2,65 \times 0,40) + (1,00 \times 0,60) = 1,66.$$

Para que as esferas grossas de quartzo e galena tenham a mesma velocidade terminal em quedas livre e retardada, a razão de sedimentação (z) será igual a 3,94 e 5,90, enquanto que para partículas finas esta razão será de 1,98 e 2,43, respectivamente.

Observando a Figura 5.1, verifica-se que as condições ideais para classificação por tamanho em um fluido são estabelecidas no caso de queda livre de partículas pequenas (3ª coluna). Por outro lado, as melhores condições para a classificação ou separação por diferença de densidade são estabelecidas na queda retardada de partículas grossas (2ª coluna). Neste último caso, por exemplo, se a queda das referidas partículas ocorre num tubo onde se admita uma suspensão com densidade de 1,66 e com velocidade ascendente igual àquela assinalada na 2ª coluna, ocorrerá uma separação completa entre as partículas de quartzo que vão transbordar e as de galena que acabam se sedimentando no fundo do aparelho.

Conclui-se com isso que a sedimentação em queda livre é utilizada quando se dá ênfase, na classificação, ao efeito do tamanho das partículas, enquanto que a em queda impedida será utilizada para aumentar o efeito de densidade sobre a separação.

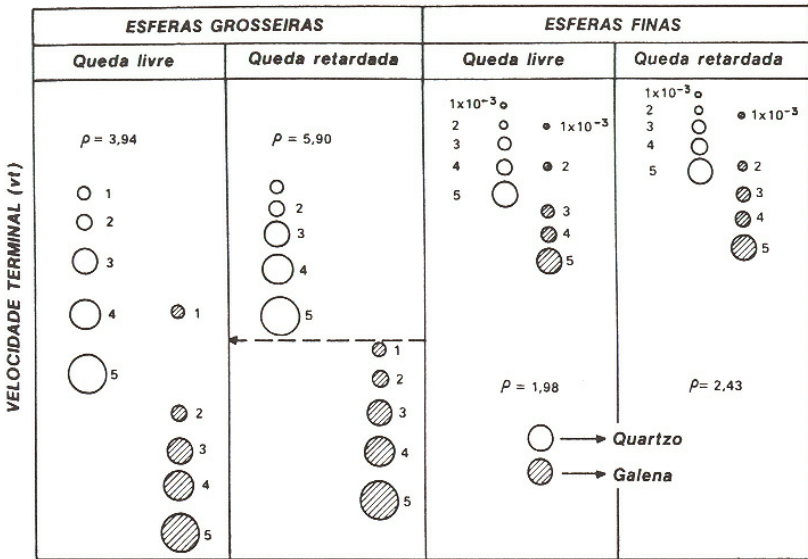


Figura 5.1 - Exemplo de queda livre e queda retardada de esferas grossas e finas de quartzo e galena.

TIPOS DE CLASSIFICADORES

Os classificadores podem ser divididos em vários grupos dependendo do mecanismo, do fluido utilizado, etc, conforme é apresentado na Tabela 5.1.

Tabela 5.1 - Tipos de classificadores em função do mecanismo e do fluido utilizado.

| Autor | Tipos de Classificação | |
|-------------|---|-------------------------------------|
| Trajano (1) | -Úmido | Mecânico Não mecânico |
| Perry (2) | -Ar | Gravidade Centrífugo Mecânico |
| Wills (3)* | -Mecânico -Não Mecânico -Hidráulico -Horizontais -Verticais | |

Os classificadores consistem essencialmente de uma coluna de separação, na qual o fluido, seja líquido ou gasoso, está ascendendo a uma velocidade uniforme (Figura 5.2). As partículas introduzidas na coluna de separação sobem ou descem dependendo das suas velocidades terminais. Assim, são obtidos dois produtos: um *overflow* consistindo de partículas com velocidade terminal menor que a velocidade do fluido e um *underflow* de partículas com velocidade terminal maior do que a velocidade do fluido.

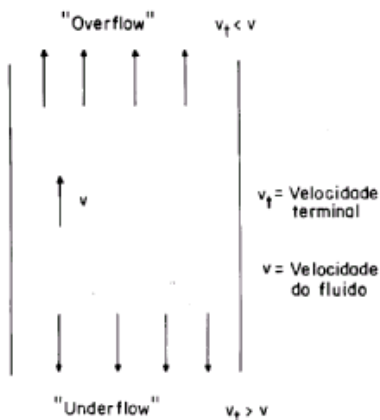


Figura 5.2 - Representação esquemática para um classificador.

Classificadores Horizontais

Os classificadores horizontais são essencialmente do tipo sedimentação em "queda livre" e têm acentuada utilização quando se pretende uma separação apenas por tamanho. Estes classificadores são divididos em: cones de sedimentação, classificadores mecânicos e classificadores espirais.

Cone de Sedimentação

Este tipo de classificador é o mais simples, sendo utilizado praticamente na separação de sólidos e líquidos, ou seja, como unidades desaguadoras em operações de pequena escala. É usado também na deslamagem de minérios.

Geralmente são construídos em concreto ou aço, tendo um coletor de produtos grossos no fundo e um lavador no topo para que as partículas ultrafinas não sejam arrastadas. O tipo mais comum é o de cone duplo (Figura 5.3), que consiste de um cone externo fixo e um cone interno concêntrico e regulável. Entre os dois cones existe um espaço por onde a água sobe sob pressão, transbordando pelas canaletas laterais colocadas na periferia do cone externo.

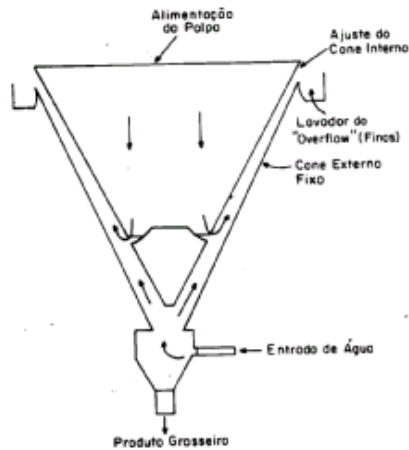


Figura 5.3 - Representação esquemática de um cone duplo.

Classificadores Mecânicos

Os classificadores mecânicos têm seu uso difundido em operações de circuito fechado de moagem e na classificação de produtos de usinas de lavagem de minérios.

Vários autores^(1,2,3,4) consideram os classificadores espirais como classificadores mecânicos. Devido à sua importância, este equipamento será definido em tópico subsequente. Na classificação mecânica distinguem-se dois tipos de classificadores: de arraste (Figura 5.4) e o de rastelo (Figura 5.5). Eles se apresentam em geral na forma de tanques retangulares ou de bacias, tendo idêntico princípio de funcionamento. A diferença entre eles está na maneira do *underflow* ser retirado do classificador, podendo ser por um transportador de arraste ou por uma série de rastelos.

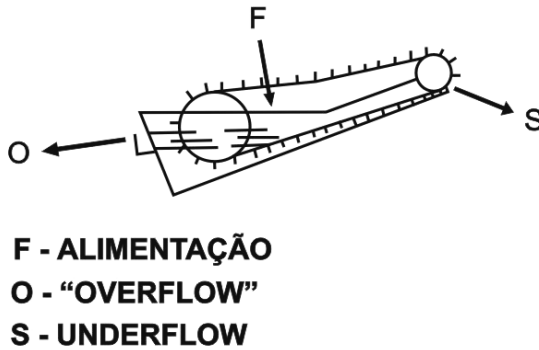


Figura 5.4 - Representação esquemática do classificador de arraste (ORG).

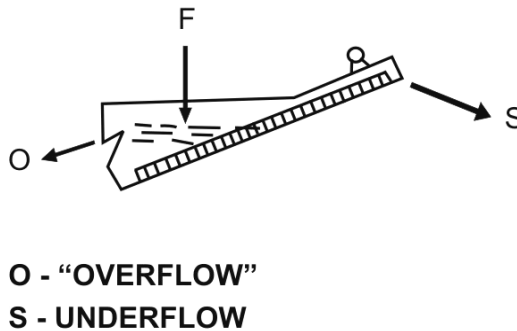


Figura 5.5 - Representação esquemática do classificador de rastelo (Rake).

A polpa é alimentada dentro de uma calha inclinada e sedimenta no tanque. As partículas com altas velocidades de queda se dirigem para o fundo do tanque (material grosso pesado), enquanto que as partículas mais leves se mantêm na superfície sendo escoadas como um *overflow*.

Uma característica operacional dos classificadores mecânicos é que eles permitem obter uma faixa de separação bem definida, desde que alimentados com uma polpa diluída, o que acarreta um *overflow* com baixa percentagem de sólidos. Será necessária a introdução de uma etapa de espessamento, antes que a concentração se realize. Isso pode vir a constituir uma desvantagem da utilização desse tipo de equipamento.

CLASSIFICADOR ESPIRAL

Os classificadores espirais (Figura 5.6) são os mais utilizados em instalações de pequena capacidade, estando o seu campo de aplicação restrito a uma faixa granulométrica entre 0,833 a 0,074 mm. Sua utilização em instalações de grande porte perde para os hidrociclones, devido a maior capacidade e versatilidade destes.

Os classificadores espirais consistem de uma calha, ou de dentro dela encontra-se um eixo envolvido por uma ou mais hélices, as quais, girando, mantêm a polpa em suspensão. Estas hélices, têm a função de remover o material sedimentado do fundo da calha. O conjunto como um todo apresenta vários níveis de inclinação, sendo esta uma variável de processo. Apresenta, em relação ao classificador de rastelos, a vantagem de remover o material de maneira mais eficiente, devido ao declive mais íngreme, evitando assim o retorno do material. O classificador em espiral é normalmente caracterizado pelo diâmetro da espiral.

A alimentação é feita abaixo do nível de polpa e o material mais pesado afunda e é transportado pelas hélices ao longo do declive, sendo finalmente descarregado na parte superior através de uma abertura na base da calha, acima do nível de água. O material mais fino transborda pela parte inferior da calha. As condições operacionais são definidas pela:

velocidade de revolvimento ou arraste;

altura da calha e inclinação da calha;

diluição da polpa.

Para se obter uma classificação mais fina, a velocidade de revolvimento ou arraste deve ser pequena e a inclinação da calha a menor possível, pois com isso se obtém um tanque de sedimentação com maior volume, o que permite um tempo de sedimentação maior. Para classificação mais grossa, o procedimento é oposto ao acima citado. O parâmetro mais importante é a diluição da polpa. Quando se opera em circuitos fechados com moinhos de bolas, os produtos de moagem dificilmente apresentam menos de 65% em peso de sólidos, enquanto que os classificadores espirais não operam com mais de 50%. Nesse caso a água necessária para diluição da polpa é adicionada no lavador da alimentação. O aumento na diluição reduz a densidade do transbordo aumenta a sedimentação em "queda livre".

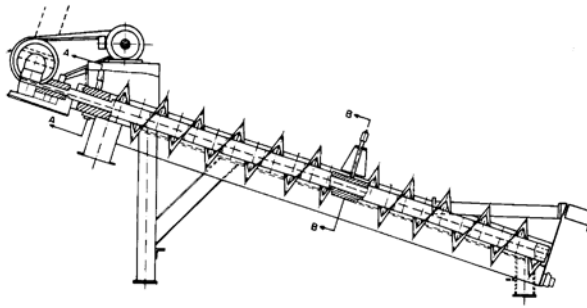


Figura 5.6 - Representação esquemática do classificador espiral.

Classificadores Verticais

Ao contrário dos horizontais, os classificadores verticais levam em conta o efeito da densidade das partículas e são usualmente utilizados em regime de sedimentação impedida. Atualmente, há uma substituição significativa desse tipo de classificador pelos hidrociclones, na maioria das aplicações.

O princípio de operação do classificador vertical (Figura 5.7) baseia-se na injeção de água à polpa de alimentação, com o fluxo de água em sentido oposto ao das partículas sedimentadas. Estes equipamentos consistem normalmente de uma série de colunas nas quais partículas em contra-corrente com a água sedimentam-se de acordo com suas densidades. A sedimentação seletiva ocorre devido a um controle da velocidade das correntes ascendentes de água, que decresce da primeira até a última coluna de classificação. As partículas mais grossas e mais densas irão se depositar na primeira coluna e as finas na última coluna, enquanto as lamas são obtidas por transbordo. A geometria do equipamento varia sucessivamente, devido não só à quantidade de água a ser manipulada incluir a água usada para as classificações anteriores, mas também porque é necessário que se reduza a velocidade superficial do fluido que transborda entre as colunas.

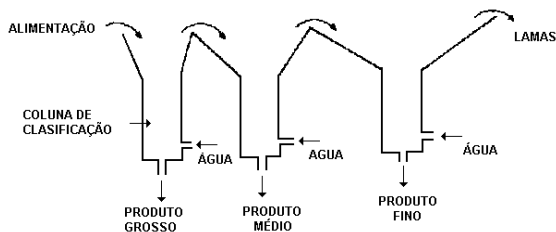


Figura 5.7 - Representação esquemática de um classificador vertical.

Hidrociclones

Os hidrociclones, como os classificadores mecânicos, têm a sua maior aplicação em circuitos fechados de moagem, diferindo desses últimos pela maior capacidade. O princípio básico de separação empregado nos hidrociclones é a sedimentação centrífuga. O desempenho desses é influenciado por suas dimensões, pelas variáveis operacionais e pelas propriedades físicas dos sólidos e da polpa alimentada.

Na Figura 5.8 é apresentado um hidrociclone convencional, o qual consiste de uma câmara cilíndrico-cônica com entrada tangencial e duas saídas. A polpa é injetada sob pressão no aparelho, através de um duto situado na parte superior da câmara cilíndrica e, como resultado de sua entrada tangencial, é criado no seu interior um redemoinho. As partículas mais grossas e mais densas são arremessadas às paredes e descarregadas na abertura inferior, o *apex*, constituindo o *underflow*. Já as partículas mais finas, menos densas e grande parte da fase líquida são dirigidas para o centro do hidrociclone e saem por um cilindro na parte superior do aparelho, denominado *vortex finder*, constituindo o *overflow*.

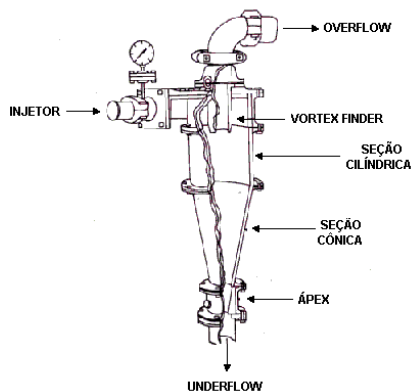


Figura 5.8 - Representação esquemática de um hidrociclone convencional.

Trawinski⁽⁵⁾ listou as principais aplicações para os hidrociclones, dentre as quais, são citadas:

espessamento - elimina a maior parte da água de uma polpa;

deslamagem - elimina as partículas mais finas. Isto é normalmente necessário para os processos de separação magnética a úmido, filtração, etc;

classificação - frequentemente utilizado no fechamento de circuito de moagem onde o *underflow* do hidrociclone retorna ao moinho;

classificação seletiva – por meio de uma configuração de hidrociclones em série, é possível obter-se um conjunto de produtos com granulometria definida;

pré-concentração - utilizando hidrociclones de fundo chato, pode-se realizar concentração por gravidade onde os minerais mais densos são descartados pelo *underflow*.

As principais vantagens apresentadas pelos hidrociclones são⁽⁶⁾:

capacidade elevada em relação ao seu volume e à área ocupada;

controle operacional relativamente simples;

custo de investimento pequeno;

devido ao seu baixo preço e pequeno espaço ocupado, é possível manter unidades de reserva.

No entanto apresentam as seguintes desvantagens: ⁽⁶⁾

anão possibilitam realizar ajustes para minimizar os efeitos causados pelas oscilações na alimentação;

para se ter um controle efetivo no processo, geralmente são necessárias instalações sofisticadas;

se o minério for abrasivo, o custo de manutenção das bombas e dos hidrociclones poderá ser relativamente elevado.

Beraldo⁽⁶⁾, Luckie e Klimpel⁽⁷⁾, descrevem a influência da geometria do hidrociclone bem como as condições operacionais no desempenho do equipamento.

Diâmetro do Hidrociclone

Define a capacidade e o diâmetro de corte dos hidrociclones. Aumentando o diâmetro, aumentam a capacidade do hidrociclone e o diâmetro de corte.

Diâmetro do vortex finder

A variação de seu diâmetro possibilita regular a capacidade e o diâmetro de corte. O diâmetro máximo é limitado pela possibilidade do material ir diretamente para o *overflow*. A altura deve ser suficiente para ultrapassar o ponto inferior da abertura de entrada.

Área da abertura de entrada

Aumentando a área da abertura de entrada, aumentam a capacidade do hidrociclone e o diâmetro de corte.

ALTURA DA SEÇÃO CILÍNDRICA

Aumentando a altura, diminui o diâmetro de corte.

Diâmetro do ápex

Dependendo do tipo de descarga do ápex, pode-se avaliar as condições de operação do hidrociclone. Na Figura 5.9 são mostrados três tipos de descarga.

descarga em cordão: o diâmetro do ápex é insuficiente. Com isso, partículas grossas dirigem-se para o *overflow*. Pode ser usado intencionalmente quando se deseja adensar e não classificar;

descarga em cone: operação normal;

descarga em pulverizador (*spray*): o diâmetro do ápex é maior que o recomendável. As partículas finas dirigem-se para o *underflow*.

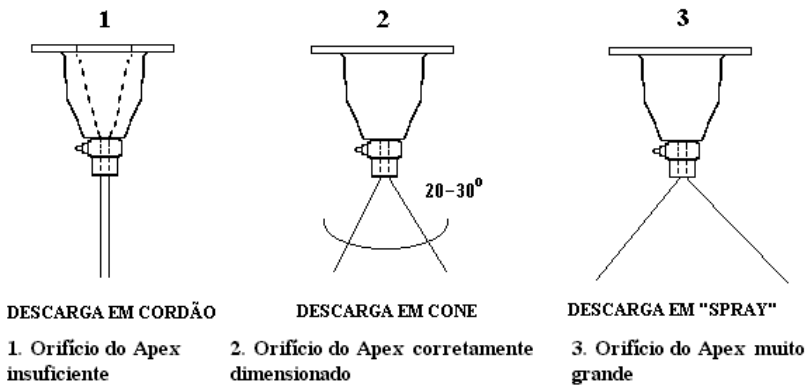


Figura 5.9 - Representação esquemática dos tipos de descarga do ápex.

Ângulo da parte cônica

Aumentando o ângulo do cone, aumenta o diâmetro de corte. Há um tipo de hidrociclone de fundo chato, cujas paredes apresentam inclinações entre 120° e 150° .

Devido a esta característica é formado um leito com diferentes velocidades angulares que diminuem no sentido do topo à base. Estas diferenças de velocidades criam fortes correntes de convecção que nas paredes têm o sentido de cima para baixo e no centro, o sentido inverso. Nas paredes concentram-se as partículas mais grossas e mais densas, por outro lado, as correntes de convecção na base do hidrociclone, correntes radiais, levam o material mais grosso para o *apex*. Isso faz com que seja possível efetuar cortes em granulometrias grossas sem a necessidade de utilização de percentagem de sólidos elevadas e com maior eficiência do que nos hidrociclones convencionais. Permite, também, que se faça uma classificação grossa sem que sejam requeridas altas percentagens de sólidos no *overflow*.

Pressão

Aumentando a pressão, diminui o diâmetro de corte.

Percentagem de Sólidos

Aumentando a percentagem de sólidos na polpa, o diâmetro de corte aumenta até um determinado limite e depois, diminui.

Na avaliação da eficiência de separação dos classificadores, entre eles o hidrociclone, é empregada a curva de partição. Se um material possui uma densidade uniforme, então a separação se baseia inteiramente nos tamanhos das partículas. Uma curva de classificação ou partição típica é mostrada na Figura 5.10.

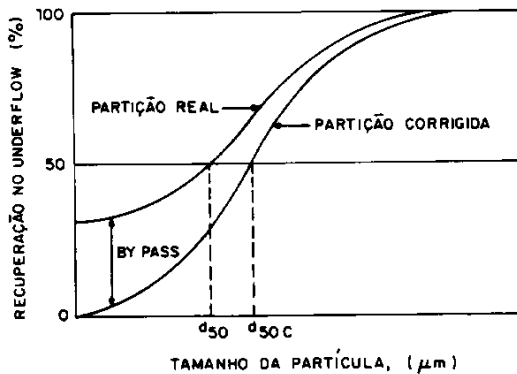


Figura 5.10 - Curvas de partição típicas de hidrociclone.

Na abcissa tem-se a classe de tamanho das partículas e na ordenada, a percentagem de material da alimentação que sai no *underflow*. Estes pontos definem a curva de partição real onde o d_{50} é o tamanho correspondente a uma recuperação de 50% do material alimentado no hidrociclone.

No processo de classificação é verificado que parte das partículas que saem no *underflow* são arrastadas pela água. Uma forma de correção, sugerida por Kelsall⁽⁸⁾, é que se R_f corresponde à fração de água da alimentação que se dirige ao *underflow* por meio de um desvio (*bypass*), R_f por cento de todos os tamanhos de partículas são arrastados para o *underflow*. Com isto, torna-se possível determinar a curva de partição e o seu d_{50c} .

Cada ponto da curva é calculado por:

$$Y_{(i)} = \frac{W_u M_u}{W_f M_f}, \quad [5.16]$$

onde:

i = classes de granulometria;

W_u, W_f = fração em peso de cada classe de granulometria no *underflow* e na alimentação, respectivamente;

M_u, M_f = vazão em peso do material seco no *underflow* e na alimentação, respectivamente.

O cálculo dos pontos corrigidos é dado por:

$$Y_{(i)c} = \frac{Y_{(i)} - R_f}{100 - R_f} \cdot 100, \quad [5.17]$$

sendo,

$$R_f = \frac{\frac{S}{1+S} - R_s \frac{\phi}{100}}{1 - \frac{\phi}{100}} \quad [5.18]$$

onde:

S = razão entre as vazões volumétricas de polpa do *underflow* e do *overflow*;

ϕ = percentagem de sólidos em volume $\left(\frac{\text{vol. sólido}}{\text{vol. sólido} + \text{vol. água}} \right)$,

$$R_s = \frac{M_u}{M_f}.$$

Outro tipo de curva de partição é a denominada curva padrão de partição proposta por Lynch e Rao⁽⁹⁾, que por meio de inúmeras investigações mostraram que esta curva para um dado material, independe do tamanho do hidrociclone, do *vortex finder*, do *apex* e das condições operacionais. Com isto, é possível determinar uma curva padrão de partição de um material em um hidrociclone de pequenas dimensões (laboratório) e prever resultados em escala industrial.

A equação que define essa curva é dada por:

$$Y_{(i)} = \frac{\exp(\alpha x_i) - 1}{\exp(\alpha x_i) + \exp(\alpha) - 2}; \quad [5.19]$$

onde:

$$i = d_i / d_{50c};$$

α = inclinação da curva de partição.

Na Figura 5.11, é mostrado a influência do aumento de (α) na curva de partição reduzida.

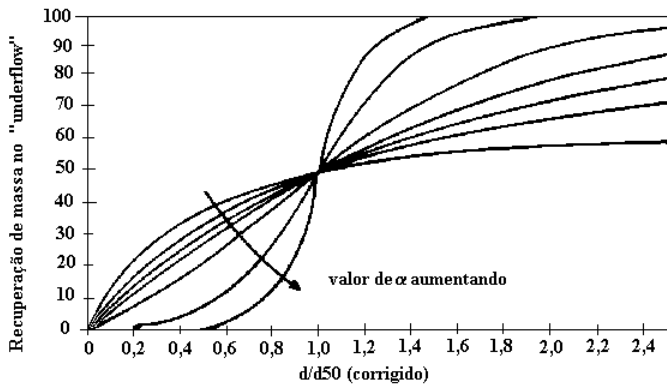


Figura 5.11 - Influência do aumento de α na curva padrão de partição.

Quanto maior o valor de (α), mais eficiente é a separação. O valor mais comum para (α) é em torno de 4 (6).

Na Figura 5.12 é mostrada uma classificação ideal, onde todas as partículas com tamanhos superiores e inferiores a (d_{50c}) dirigem-se, respectivamente, para o *underflow* e o *overflow*, entretanto isso não ocorre na prática. Devido à imperfeição no processo de classificação do hidrociclone, a curva fica inclinada, formando áreas denominadas material

deslocado, constituídas por partículas finas que se dirigem ao *underflow* e partículas grossas ao *overflow*. Essa imperfeição é medida com auxílio da seguinte relação:

$$I = \frac{d_{75} - d_{25}}{2d_{50c}} \tag{5.20}$$

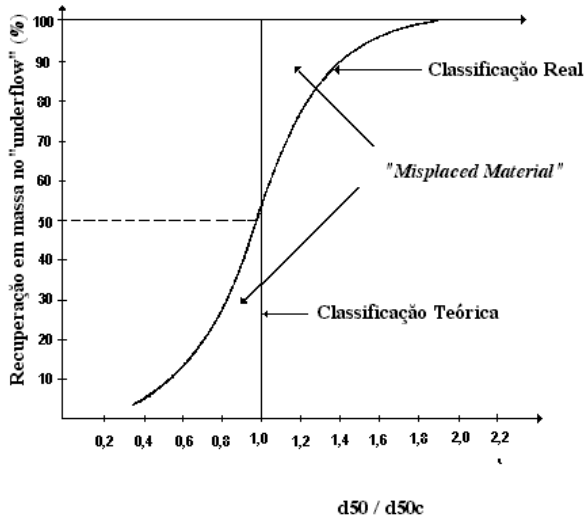


Figura 5.12 - Classificação teórica, classificação real e material deslocado no hidrociclone.

A exemplo de Lynch e Rao⁽⁹⁾, Plitt⁽¹⁰⁾ realizou também inúmeros ensaios em hidrociclones que o levou a formular a seguinte equação para definir a curva de partição.

$$Y_{(i)} = 1 - \exp[-0,693(d_i / d_{50c})^m] \tag{5.21}$$

onde:

m = fator que indica a eficiência de classificação.

Plitt⁽¹¹⁾ verificou que o valor de m está relacionado com o parâmetro (α) de Lynch e Rao⁽⁹⁾ por meio da equação:

$$m = \left(\frac{\alpha + 0,45}{1,45} \right) \tag{5.22}$$

Plitt desenvolveu também diversas equações relacionando variáveis operacionais e dimensões do hidrociclone:

a) Determinação do d_{50c}

$$d_{50c} = \frac{39,7 D_c^{0,46} D_i^{0,6} D_o^{1,21} u^{0,5} \exp(0,063\phi)}{D_u^{0,71} h^{0,38} Q^{0,45} \left[\frac{(\rho_s - \rho_l)}{1,6} \right]^k}, \quad [5.23]$$

onde:

D_c = diâmetro do hidrociclone (m);

D_i = diâmetro ou diâmetro equivalente do duto de entrada (m);

D_o = diâmetro de *vortex finder* (m);

D_u = diâmetro do *apex* (m);

ϕ = percentagem de sólidos (volume) na alimentação;

h = altura livre; distância interna entre o *vortex finder* e o *apex* (m);

Q = vazão volumétrica da polpa na alimentação (l/seg);

ρ_s, ρ_l = peso específico dos sólidos e da água (kg/m³);

m = viscosidade do fluido $\left(\frac{kg}{m.s} \right)$;

k = 0,5 para condições de regime laminar e 1,0 para condições de regime turbulento.

b) Determinação de m

$$m = 1,94 \exp \left(-1,58 \frac{S}{1+S} \right) \left(\frac{(D_c)^2 h}{Q} \right)^{0,15} \quad [5.24]$$

onde:

$$S = \frac{\text{vazão volu mé trica pdpa } \textit{underflow} \text{ (l / seg.)}}{\text{vazão volu mé trica pdpa } \textit{overflow} \text{ (l / seg.)}}.$$

c) Determinação da vazão volumétrica Q

$$Q = 0,7D_c^{0,21} D_1^{0,53} (D_o^2 + D_u^2)^{0,49} h^{0,16} \exp(-0,0055\phi)P^{0,56}, \quad [5.25]$$

onde:

P = pressão (KPa).

Essas equações são largamente empregadas em modelos de simulação para operação e dimensionamento de hidrociclones.

PENEIRAMENTO

Entende-se por peneiramento, a separação de um material em duas ou mais classes, estando estas limitadas uma superior e outra inferiormente.

No peneiramento a úmido adiciona-se água ao material a ser peneirado com o propósito de facilitar a passagem dos finos através da tela de peneiramento.

O material retido na tela da peneira é denominado *oversize* e o passante, *undersize*.

Os peneiramentos industriais a seco são realizados, normalmente, em frações granulométricas de até 6 mm. Entretanto, é possível peneirar a seco com eficiência razoável em frações de até 1,7 mm⁽¹²⁾.

A úmido, o peneiramento industrial é normalmente aplicado para até 0,4 mm, mas recentemente tem sido possível peneirar partículas mais finas, da ordem de 50 μm⁽¹²⁾.

Escalas Granulométricas

A determinação das faixas de tamanho das partículas é feita por meio de uma série de aberturas de peneiras que mantém entre si uma relação constante.

A primeira escala granulométrica foi proposta por Rittinger, Alemanha, e obedeceu à seguinte equação:

$$a_n = a_0 r^n \quad [5.26]$$

onde:

a_n = abertura de ordem n ;

a_0 = abertura de referência ($a_0 = 1$ mm);

r = razão de escala ($r = \sqrt{2} = 1,414$).

Posteriormente, a U.S. Tyler Company alterou a escala de Rittinger, tomando como abertura de referência (a_0) 74 μm . Esta escala tornou-se de uso geral em todo o mundo.

Uma segunda escala foi sugerida por Richards, Estados Unidos, que seguiu a mesma equação de Rittinger, sendo que adotou como razão de escala $r = \sqrt[4]{2} = 1,19$. Esta escala foi tomada como padrão pelo Governo Americano.

As aberturas das peneiras para as duas escalas (Tyler e Richards) foram relacionadas ao número de malhas (*mesh*) que representa o número de aberturas de uma mesma dimensão contido num comprimento de 25,4 mm.

A escala ISO (International Standard Opening) adotou como abertura de referência (a_0) 1 mm, que corresponde a 18 malhas (*mesh*), e como razão de escala (r) $\sqrt{2} = 1,414$.

Na Tabela 5.2 são apresentadas as escalas Tyler, Richards e ISO e suas associações com o número de malhas (*mesh*).

Tabela 5.2 - Escalas granulométricas

| Escala Tyler $r = \sqrt{2} = 1,414$ $a_0 = 74 \mu\text{m}$ | | Escala Richards $r = \sqrt[4]{2} = 1,19$ $a_0 =$ 1,0 mm = 18 malhas | | | Escala ISO | |
|--|-------|---|-------|-----------|------------|-----------|
| Malhas | mm | Malhas | mm | polegadas | Malhas | |
| 3 | 6,680 | 3 | 6,35 | 0,250 | 3 ½ | |
| 4 | 4,699 | 3 ½ | 5,66 | 0,223 | | |
| 6 | 3,327 | 4 | 4,77 | 0,187 | | |
| 8 | 2,362 | 5 | 4,00 | 0,157 | | |
| 10 | 1,651 | 6 | 3,36 | 0,132 | | |
| 14 | 1,168 | 7 | 2,83 | 0,111 | | |
| 20 | 0,833 | 8 | 2,38 | 0,0937 | | |
| 28 | 0,589 | 10 | 2,00 | 0,0787 | | |
| 35 | 0,417 | 12 | 1,68 | 0,0661 | | |
| 48 | 0,295 | 14 | 1,41 | 0,0555 | | |
| 65 | 0,208 | 16 | 1,19 | 0,0469 | | |
| 100 | 0,147 | 18 | 1,00 | 0,0394 | | 18 (Base) |
| 150 | 0,104 | 20 | 0,841 | 0,0331 | | 25 |
| 200 (Base) 0,074 | | 25 | 0,707 | 0,0278 | | 35 |
| 270 | 0,053 | 30 | 0,595 | 0,0234 | | 45 |
| 400 | 0,038 | 35 | 0,500 | 0,0197 | | 60 |
| | | 40 | 0,420 | 0,0165 | | 80 |
| | | 45 | 0,354 | 0,0139 | | 120 |
| | | 50 | 0,297 | 0,0117 | 170 | |
| | | 60 | 0,250 | 0,0098 | 230 | |
| | | 70 | 0,210 | 0,0083 | 325 | |
| | | 80 | 0,177 | 0,0070 | | |
| | | 100 | 0,149 | 0,0059 | | |
| | | 120 | 0,125 | 0,0049 | | |
| | | 140 | 0,105 | 0,0041 | | |
| | | 170 | 0,088 | 0,0035 | | |
| | | 200 | 0,074 | 0,0029 | | |
| | | 230 | 0,063 | 0,0025 | | |
| | | 270 | 0,053 | 0,0021 | | |
| | | 325 | 0,044 | 0,0017 | | |
| | | 400 | 0,037 | 0,0015 | | |

Tipos de Equipamentos

Os equipamentos utilizados no peneiramento podem ser divididos em três tipos:

grelhas - constituídas por barras metálicas dispostas paralelamente, mantendo um espaçamento regular entre si;

crivos - formados por chapas metálicas planas ou curvas, perfuradas por um sistema de furos de várias formas e dimensão determinada;

telas - constituídas por fios metálicos trançados geralmente em duas direções ortogonais, de forma a deixarem entre si "malhas" ou "aberturas" de dimensões determinadas, podendo estas serem quadradas ou retangulares.

Esses equipamentos podem ser classificados de acordo com o seu movimento, em duas categorias:

- a) fixas - a única força atuante é a força de gravidade e por isso esses equipamentos possuem superfície inclinada. Como exemplo temos grelhas fixas e peneiras DSM.

grelhas fixas - estas consistem de um conjunto de barras paralelas espaçadas por um valor pré-determinado, e inclinadas na direção do fluxo da ordem de 35° a 45° ⁽¹²⁾ (Figura 5.13). São empregadas basicamente em circuitos de britagem para separação de blocos de 7,5 a 0,2 cm, em geral, sendo utilizados invariavelmente a seco. Sua eficiência é normalmente baixa (60%), porque não havendo movimento da superfície não ocorre a estratificação, que facilita a separação.

Um valor aproximado para a capacidade das grades é de 100 a 150 t ⁽¹³⁾ de material por pé quadrado de área em 24 h, quando as barras estão distantes entre si de 2,54 cm.

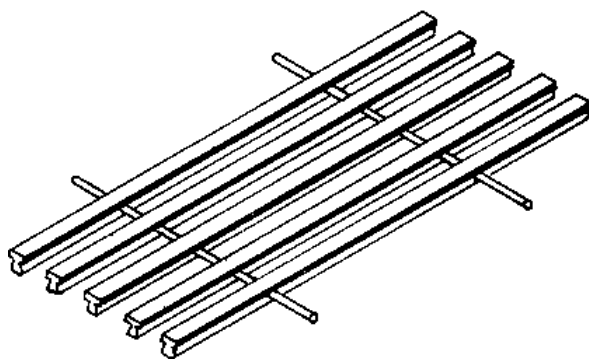


Figura 5.13 - Representação esquemática de uma grelha fixa.

peneiras fixas: as peneiras fixas DSM (Figura 5.14) introduzidas pela Dutch State Mines, são utilizadas para desaguar de suspensões e para uma separação precisa de suspensões de partículas finas. Recentemente, vêm sendo empregadas em circuito fechado de moagem quando a granulometria do produto é grossa e no peneiramento a úmido de materiais finos até $50\ \mu\text{m}$. Esta compreende uma base curva formada por fios paralelos entre si, formando um ângulo de 90° com a alimentação. A alimentação é feita por bombeamento na parte superior da peneira sendo distribuída ao longo de toda a extensão da peneira. Partículas com tamanho de aproximadamente a metade da distância do espaço entre fios passam pela superfície da peneira. O diâmetro de corte depende da percentagem de sólido da polpa, o que faz com que esse parâmetro tenha que ser bem controlado para que se possa obter um rendimento adequado da peneira. O peneiramento tende a concentrar nos finos os minerais mais densos, ao contrário do que ocorre com outros classificadores.

Possuem uma elevada capacidade de produção, podendo-se utilizar como um valor médio para pré-dimensionamento, $100\ \text{m}^3/\text{h}$ por metro de largura de leito para abertura de 1,0 a 1,5 mm.

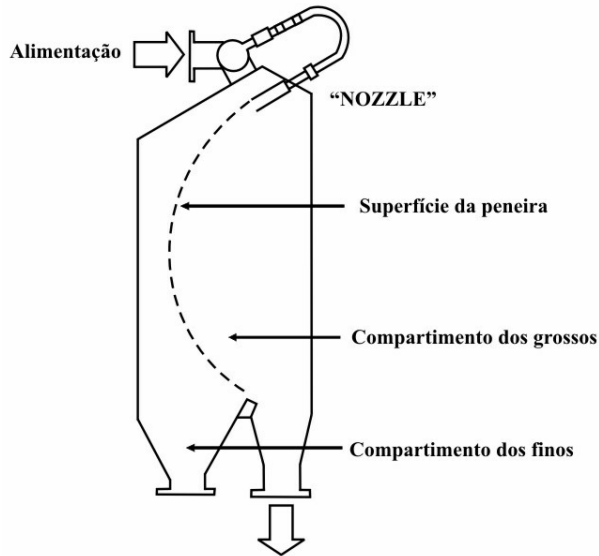


Figura 5.14 - Representação esquemática de uma peneira DSM.

- b) Móveis - grelhas rotativas, peneiras rotativas, peneiras recíprocas e peneiras vibratórias.

grelhas vibratórias - são semelhantes às grelhas fixas, mas sua superfície está sujeita a vibração. São utilizadas antes da britagem primária (Figura 5.15)

peneiras rotativas (*trommel*) - estas peneiras possuem a superfície de peneiramento cilíndrica ou ligeiramente cônica, que gira em torno do eixo longitudinal. O eixo possui uma inclinação que varia entre 4° e 10° , dependendo da aplicação e do material nele utilizado. Podem ser operadas a úmido ou a seco. A velocidade de rotação fica entre 35-40% da sua velocidade crítica (velocidade mínima na qual as partículas ficam presas a superfície cilíndrica). Nessas condições, a superfície efetiva utilizada no peneiramento está em torno de 30% da área total.

As principais vantagens dos *trommels* são sua simplicidade de construção e de operação, seu baixo custo de aquisição e durabilidade.

Atualmente, são substituídos, parcialmente, por peneiras vibratórias que têm maior capacidade e eficiência, mas ainda são muito utilizados em lavagem e classificação de cascalhos e areias (Figura 5.16).

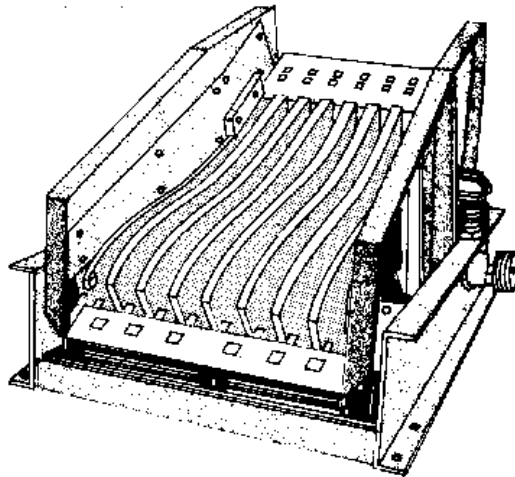


Figura 5.15 - Grelha vibratória.

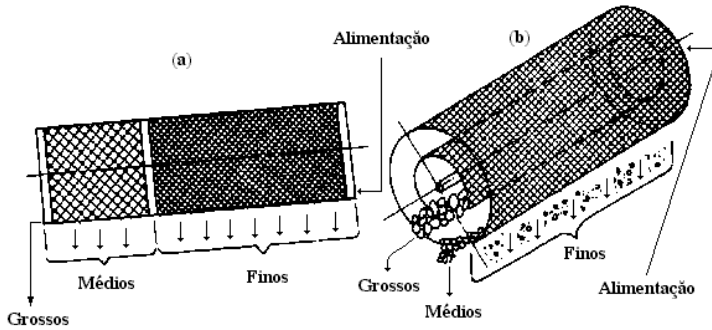


Figura 5.16 - Representação esquemática de um *Trommel*.

peneiras reciprocativas - estas realizam um movimento alternado praticamente no mesmo plano da tela, tendo como resultante uma força positiva que faz com que as partículas movam-se para frente. Devido a esse movimento natural, as peneiras reciprocativas trabalham com uma pequena inclinação, entre 10° e 15° . A amplitude de seu movimento varia entre 2 e 25 cm com uma frequência de 800 a 60 movimentos por minuto, respectivamente.

São empregadas na classificação de carvões e de outros materiais friáveis, porque reduzem a fragmentação eventual das partículas. De um modo geral, as peneiras reciprocativas (Figura 5.17) têm um campo de aplicação restrito, diante das maiores vantagens apresentadas pelas peneiras vibratórias.

peneiras vibratórias - o movimento vibratório é caracterizado por impulsos rápidos, normais à superfície, de pequena amplitude (1,5 a 25 mm) e de alta frequência (600 a 3.600 movimentos por minuto), sendo produzidos por mecanismos mecânicos ou elétricos.

As peneiras vibratórias podem ser divididas em duas categorias: aquelas em que o movimento vibratório é praticamente retilíneo, num plano normal à superfície de peneiramento (peneiras vibratórias horizontais); e aquelas em que o movimento é circular ou elíptico neste mesmo plano (peneiras vibratórias inclinadas).

Estas peneiras são as de uso mais frequente em mineração, sendo muito empregadas nos circuitos de britagem e de preparação de minério para os processos de concentração. A sua capacidade varia entre 50 a 200 t/m²/mm de abertura/24 h (Figura 5.18).

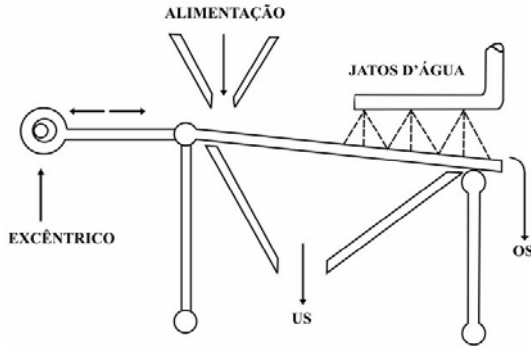


Figura 5.17 - Representação esquemática de uma peneira recíproca Ferrari.

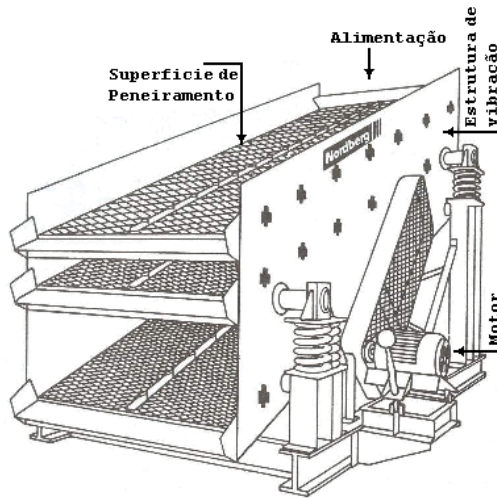


Figura 5.18 - Representação esquemática de uma peneira vibratória.

Eficiência de Peneiramento

Em peneiramento industrial a palavra eficiência é empregada para expressar a avaliação do desempenho da operação de peneiramento, em relação a separação granulométrica ideal desejada, ou seja, a eficiência de peneiramento é definida como a relação entre a quantidade de partículas mais finas que a abertura da tela de peneiramento e que passam por ela e a quantidade delas presente na alimentação ⁽¹²⁾.

$$E = \frac{P}{aA} \times 100$$

[5.27]

onde:

E = eficiência; P = passante (t/h); A = alimentação (t/h);

a = porcentagem de material menor que a malha da alimentação.

Industrialmente, a eficiência de peneiramento⁽¹²⁾, situa-se entre 80 e 90%, atingindo em alguns casos 95%. As partículas com diâmetros (d) superiores a uma vez e meia⁽¹⁵⁾ a abertura da tela (a) não influenciam no resultado do peneiramento, bem como àquelas inferiores à metade (0,5) da abertura da tela. As partículas compreendidas entre esta faixa é que constituem a classe crítica de peneiramento e influem fortemente na eficiência e na capacidade das peneiras.

Essa classe pode ser dividida em duas:

$0,5 a < d < a$ - que em termos probabilísticos têm menor chance de passar que as demais partículas menores que a malha; e

$a < d < 1,5 a$ - que embora não passantes, são as que mais entopem as telas das peneiras.

Dimensionamento dos Equipamentos

As peneiras são peças vitais e críticas em qualquer usina de beneficiamento. Assim sendo, todo cuidado deve ser tomado na seleção de peneiras para que sejam de tamanho e tipo adequado.

Um equipamento de peneiramento é definido inicialmente pelas suas dimensões e pelo tipo de abertura (quadrada, retangular, circular, elíptica ou alongada). É preciso ressaltar que existe uma relação entre o tamanho máximo de partícula que pode passar numa determinada abertura e as dimensões do fragmento passante.

Para uma grelha, onde se tem apenas o afastamento livre entre as barras, este determina o tamanho máximo da menor dimensão da partícula que atravessa as barras paralelas.

Para aberturas quadradas ou retangulares é definida a largura máxima. O fato de ser quadrada ou retangular tem pouca influência, visto que a malha retangular é colocada apenas para compensar a perda de área real de passagem pela inclinação dos equipamentos de peneiramento, embora também algumas vezes seja para atender à forma lamelar do material.

As dimensões máximas mencionadas anteriormente não são as reais, pois uma partícula de tamanho " a " pode não passar através de uma abertura " a ". Assim, em uma

Área Total

A área total "A" pode ser definida por:

$$A = \frac{S}{C d F_M}, \quad [5.28]$$

onde:

S = quantidade de material passante na alimentação que atravessa a peneira por hora (t/h);

C = capacidade básica de peneiramento (t/h x 0,0929m²);

$d = \frac{\text{peso específico aparente do material alimentado}}{1602}$;

F_M = fatores modificadores.

a) Capacidade básica (C)

A Figura 5.19 apresenta a curva que fornece os valores de C para as várias aberturas, baseadas num material com densidade aparente de 1602 kg/m³, servindo apenas para minérios metálicos.

Desde que os minérios metálicos tenham características de peneiramento similares, o valor de C pode ser determinado por uma razão simples de densidades ⁽¹⁶⁾.

Contudo, nem todos os materiais têm as mesmas propriedades ou as mesmas características de peneiramento, possuindo estes suas curvas de capacidade específica próprias.

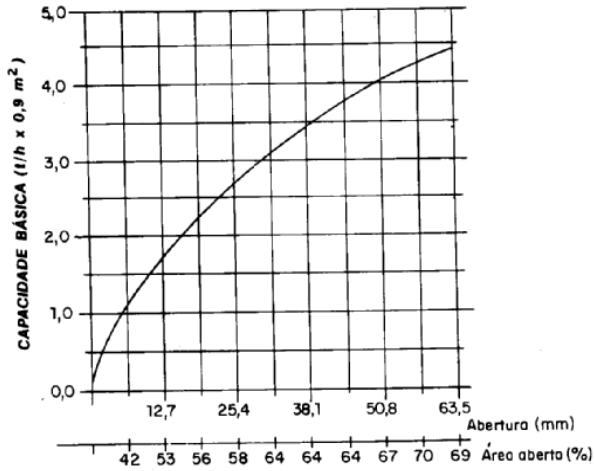


Figura 5.19 - Capacidade básica de peneiramento para material com densidade aparente de 1.602 kg/m³.

b) Fatores modificadores

Existem muitas variáveis e inter-relações entre essas variáveis que afetam o peneiramento de um dado material, mas aqui só serão avaliadas aquelas que afetam de maneira significativa o cálculo do tamanho de peneiras para minérios ⁽¹⁵⁾.

Fator de Finos (F)

O fator de finos depende da quantidade de material, na alimentação, que é menor do que a metade do tamanho da abertura no deque.

Os valores de F para as várias eficiências de peneiramento são apresentados na Tabela 5.3.

É importante lembrar que para um determinado deque, o fator de finos sempre será calculado em relação à alimentação desse deque.

Fator de eficiência (E)

$$E = \frac{P}{aA} \cdot 100, \tag{5.29}$$

onde:

E = eficiência; P = passante (t/h); A = alimentação (t/h);

a = percentagem de material na alimentação menor que a abertura considerada.

A eficiência de separação é expressa como uma razão entre a quantidade de material que passa por uma abertura e a quantidade na alimentação que deveria passar.

Um peneiramento é considerado comercialmente perfeito, quando a eficiência é de 95%. Assim, para este valor, o fator de eficiência é considerado igual a 1,00.

Na Tabela 5.3 são apresentados outros fatores de eficiência.

Tabela 5.3 - Fatores de finos e de eficiência de peneiramento.

| Eficiência de Peneiramento (%) | Fator | |
|--------------------------------|-----------|----------------|
| | Finos (F) | Eficiência (E) |
| 0 | 0,44 | |
| 10 | 0,55 | |
| 20 | 0,70 | |
| 30 | 0,80 | |
| 40 | 1,00 | |
| 50 | 1,20 | |
| 60 | 1,40 | |
| 70 | 1,80 | 2,25 |
| 80 | 2,20 | 1,75 |
| 85 | 2,50 | 1,50 |
| 90 | 3,00 | 1,25 |
| 95 | 3,75 | 1,00 |

Fator de abertura (B)

Fator que compensa a tendência das partículas ficarem retidas na superfície de peneiramento devido ao tipo de abertura da superfície. Estes valores são apresentados na Tabela 5.4.

Tabela 5.4 - Fatores de Abertura

| Tipos de Abertura | Razão (r) Comprimento/largura | Fator B |
|--------------------------|----------------------------------|---------|
| Quadradas e retangulares | $r < 2$ | 1,0 |
| Retangulares | $2 < r < 4$ | 1,2 |
| Retangulares | $4 < r < 25$ | 1,2 |
| Barras paralelas | $r > 25$ | 1,4* |

* paralelo ao fluxo ** perpendicular ao fluxo

Fator de Deque (D)

Esse fator leva em consideração a estratificação que ocorre nos deques reduzindo assim a área de peneiramento.

Na Tabela 5.5 são apresentados os fatores para peneiras de até três deques.

Tabela 5.5 - Fatores de Deque

| Deque | Fator |
|-------|-------|
| 1° | 1,00 |
| 2° | 0,90 |
| 3° | 0,80 |

Fator de Área (O)

A curva de capacidade básica mostrada na Figura 5.19 é baseada em aberturas quadradas cuja área de superfície aberta é indicada imediatamente abaixo dos tamanhos das aberturas.

Quando se tem uma área de superfície aberta diferente daquele padrão apresentado no gráfico, deve-se inserir um fator de correção que é obtido pela razão da área da superfície aberta usada em relação ao padrão.

Como exemplo, se for usado para uma separação em 2,54 cm, um *deck*, com 36% de superfície aberta, o fator será 0,62 (36/58) e se ao contrário for usado para mesma abertura, um deque com superfície aberta de 72% o fator será 1,24 (72/58).

Fator peneiramento via úmida (W)

Este fator é aplicado quando o peneiramento é realizado com auxílio de água, na forma pulverizada, sobre o material que está sendo peneirado. A vantagem obtida por essa pulverização varia com a abertura da superfície de peneiramento e só pode ser alcançada se a quantidade correta de água for utilizada.

Segundo Mular⁽¹⁵⁾, o volume de água recomendado é de 18,92 a 31,53 m³/s para 0,765 m³ de material alimentado. A Tabela 5.6 apresenta os valores dos fatores de acordo com as aberturas.

Tabela 5.6 - Fatores de peneiramento via úmida

| Abertura Quadrada | W |
|-------------------|------|
| 1/32" ou menor | 1,25 |
| 1/16" | 3,00 |
| 1/8" a 3/16" | 3,50 |
| 5/16" | 3,00 |
| 3/8" | 2,50 |
| 1/2" | 1,75 |
| 3/4" | 1,35 |
| 1" | 1,25 |
| + 2" | 1,00 |

Exemplos

Para ilustrar o procedimento de determinação destes fatores de dimensionamento de peneiras, são apresentados os seguintes exemplos⁽¹⁶⁾.

a) Circuito aberto (Figura 5.20)

Dados de alimentação:

vazão: 300t/h de minério de ferro; densidade aparente: 2082kg/m³; midade: 8%;

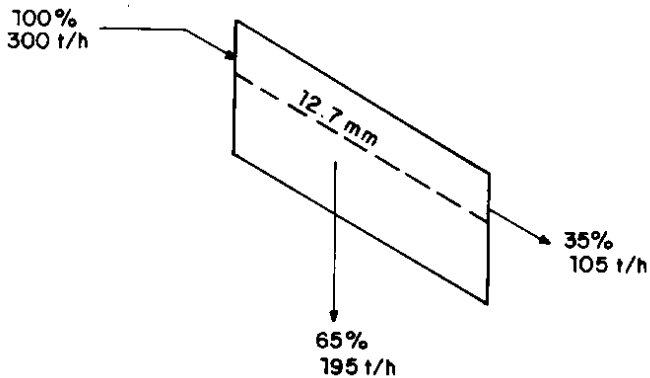


Figura 5.20 - Esquema de um circuito aberto de peneiramento.

análise granulométrica:

| Tamanho(mm) | Passante (%) |
|-------------|--------------|
| 38 | 100,00 |
| 25 | 98,00 |
| 19 | 92,00 |
| 12,5 | 65,00 |
| 6,3 | 33,00 |

Separação requerida: 12,7 mm, com peneiramento a seco.

Solução:

$$A = \frac{195}{C.d.F.E.D.B}$$

onde:

$$C = 1,7 \text{ t/h} \times 0,9 \text{ m}^2 \text{ (Figura 5.19);}$$

$$d = \frac{2082}{1602} = 1,30;$$

$$F = 0,86 \text{ (33%);}$$

$$E = 1,00 \text{ (95%);}$$

$$D = 1,00;$$

$$B = 1,2.$$

$$A = \frac{195}{1,7 \times 1,3 \times 0,86 \times 1,00 \times 1,00 \times 1,2} = 85,5 \text{ ft}^2 = 7,95 \text{ m}^2$$

O valor calculado de 7,95 m² representa a área efetiva da peneira. Deve-se acrescentar a este valor, um fator de 10% a fim de compensar a perda de área devido aos suportes que sustentam a tela à peneira.

$$\text{Neste caso, } 7,95 + 0,79 = 8,74 \text{ m}^2.$$

O próximo passo será selecionar uma peneira padrão com uma área de 8,74 m², mantendo-se uma razão comprimento/largura de 2:1 para que haja um peneiramento eficaz. Assim, por tentativa tem-se uma peneira de 1,83 m x 4,87 m com uma área total de 8,91 m².

Um outro ponto importante é a espessura do leito de material que passa no deque. Este deve ser controlado para se ter certeza de que está dentro dos limites aceitáveis. A recomendação para um peneiramento efetivo é a de que o leito no final do deque não seja mais do que 4 vezes o tamanho da abertura no deque. Isto significa que para uma abertura de 12,7 mm, a espessura do leito não deve ser superior a 50,8 mm.

Para determinar a espessura do leito, utiliza-se a Figura 5.21 que fornece a vazão de minério para cada centímetro de altura do leito em função da largura da peneira e do peso específico do minério para um ângulo de inclinação de 18°.

No caso do exemplo, tem-se que para uma largura de peneira de 1,83 m, a quantidade de material para cada centímetro de altura do leito é de 46 t/h. Para uma vazão de 105 t/h que atravessa o deque, a espessura do leito é de 22,8 mm $\left(\frac{105}{46}\right)$, valor esse que está abaixo do máximo recomendado que é de 50,8 mm.

Para outros ângulos de inclinação da peneira, a vazão de minério (kg/s) para cada centímetro de altura de leito é obtida com a multiplicação do valor encontrado para a inclinação de 18° (Figura 5.21) pelo fator mostrado na Tabela 5.7.

Tabela 5.7 - Fatores multiplicativos em função do ângulo de inclinação da peneira.

| Ângulo | Fator |
|--------|-------|
| 18° | 1,00 |
| 20° | 1,33 |
| 22° | 1,67 |
| 25° | 2,00 |

Quando se estiver trabalhando com mais de um deque, será importante lembrar que cada deque deve ser tratado individualmente.

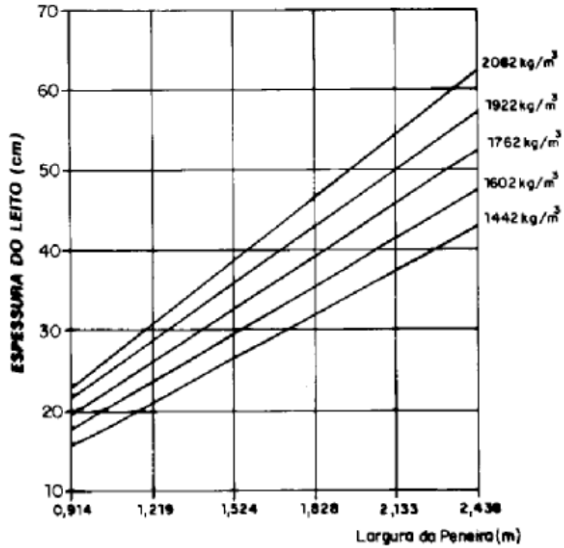


Figura 5.21 - Espessura do leito para uma velocidade de fluxo de 18,29 m/min.

b) Circuito fechado: (Figura 5.22)

Quando se tem um circuito fechado de classificação, é necessário levar em consideração não só as características da alimentação inicial do circuito mas também as da carga circulante.

A carga circulante pode ser determinada de várias maneiras mas o método que se segue é direto e lógico ⁽¹⁶⁾.

Cálculo da carga circulante

Dados de alimentação:

vazão: 200 t/h,

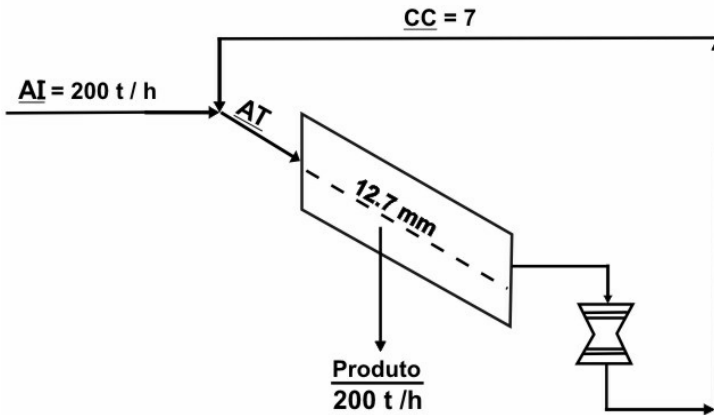


Figura 5.22 - Esquema de um circuito fechado de peneiramento

- análise granulométrica (da alimentação nova):

| Tamanho (mm) | Passante(%) |
|--------------|-------------|
| 38,0 | 100,00 |
| 25,0 | 98,00 |
| 19,0 | 92,00 |
| 12,7 | 65,00 |
| 6,3 | 33,00 |

Solução:

O primeiro passo é assumir uma eficiência de peneiramento. Uma eficiência mais alta implica em uma peneira maior, mas numa carga circulante menor. Isso pode ser uma vantagem, pois o custo de um britador é sempre bem superior ao de uma peneira, mesmo quando comparados os seus respectivos tamanhos. Assim, será assumido uma eficiência de 95%.

Baseado nesta eficiência, a alimentação da peneira deverá conter $210,5 \text{ t/h} \left(\frac{200}{0,95} \right)$ de material abaixo de 12,7 mm para que a vazão de passante seja de 200 t/h.

Da análise granulométrica sabe-se que a alimentação inicial (AI) contém 130 t/h (0,65 x 200) de material abaixo de 12,7 mm. Sendo assim, o britador deverá produzir então 80,5 t/h.

Se for usado um britador giratório para 12,7 mm que produz 75% de material abaixo de 12,7 mm na descarga(15), então sua alimentação terá que ser de 107,3 t/h $\left(\frac{80,5}{0,75}\right)$ para produzir 80,5 t/h de material menos 12,7 mm.

Assim, a carga circulante (c.c.) de 107,3 t/h mais a alimentação inicial de 200 t/h fornece a alimentação total que é então de 307,3 t/h.

Calculada a carga circulante, o próximo passo será selecionar a área da peneira a ser usada através do método mencionado anteriormente, tomando como base 307,3 t/h de material alimentado e uma análise granulométrica obtida pela combinação proporcional da alimentação inicial e da análise da descarga do britador.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) TRAJANO, R. Princípios de tratamento de minérios (1ª parte). (s.n.t.)
- 2) PERRY, R.H. CHILTON, C. Chemical engineers handbook. 5. ed. Califórnia; MacGraw-Hill, 1973.
- 3) WILLS, B.A. Mineral processing technology, 4. ed. (s.l.): Pergamon Press, 1988. Cap. 9, p. 335-375.
- 4) JAIN, S.K. Ore processing. (s.l.:s.n.), 1987.
- 5) TRAWINSKI, H. Teoria, aplicações e emprego prático dos hidrociclones - AKW do Brasil Equipamentos para Mineração Ltda. (s.n.t.)
- 6) BERALDO, J.L. Moagem de minérios em moinhos tubulares. (s.l.): Edgard Blucker, 1987.
- 7) LUCKIE, P.T., KLIMPEL, R.R. Classification and its interaction with other mineral processing unit operations. In: SOMASUNDARAN, P. (ed). Advance in mineral processing - a half century of progress in application of theory to practice - arbiter symposium. (s.l.): SME, 1986.
- 8) KELSALL, D.F. A further study of hidraulic cyclone. Chemical Engineering Science., v. 2, p. 254-273, 1953.
- 9) LYNCH, A.J., RAO, T.C. Dygital computer simulation of comminution systems - Comm. Min. Metall. Cong., 8 Austrália, N.Z., Proceedings, 1965. v.6.
- 10) PLITT, L.R. A mathematical model of the hydrocyclone classifier, CIM Bulletin, 1976, 66 (776), p. 114-123.
- 11) PLITT, L.R., FLINTOFF, B.C. The SPOC Manual. Unit Models (Part B) SP85 - 1/5.1E - CANMET. cap: 5.1.
- 12) Fundação Instituto Tecnológico do Estado de Pernambuco - IFEP Recife, 1980 - Paulo Abib Andery.
- 13) BROWN et al. Unit operations. New York: John Wiley, 1956. Cap. 3, p. 9-24; Cap. 8, p. 84-98.

- 14) SILVA, A.T. da Curso de tratamento de minérios, Belo Horizonte: Universidade Federal de Minas Gerais, 1973. v.1.
- 15) MANUAL DE BRITAGEM, 4 ed. São Paulo: Fábrica de Aço Paulista. 1985. p. 5.02-5.043.
- 16) MULAR, A.L., BHAPPU, R.B. Mineral processing plant design, 2nd: Society of Mining Engineers, American Institute of Mining, Ed. New York, 190. p. 340-36.

6

Capítulo

Concentração Gravítica

Fernando Antonio Freitas Lins

Eng^o Metalúrgico/PUC-Rio Mestre e Doutor em
Engenharia Metalúrgica e de Materiais/COPPE-UFRJ,
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

PRINCÍPIOS DE CONCENTRAÇÃO GRAVÍTICA

A concentração gravítica pode ser definida como um processo no qual partículas de diferentes densidades, tamanhos e formas são separadas uma das outras por ação da força de gravidade ou por forças centrífugas. É uma das mais antigas formas de processamento mineral e, apesar de tantos séculos de utilização, seus mecanismos ainda não são perfeitamente compreendidos.

Os principais mecanismos atuantes no processo de concentração gravítica⁽¹⁻⁶⁾ são os seguintes (Figura 6.1):

- a) aceleração diferencial;
- b) sedimentação retardada;
- c) velocidade diferencial em escoamento laminar.
- d) consolidação intersticial;
- e) ação de forças cisalhantes.

Aceleração Diferencial

Na maioria dos concentradores gravíticos, uma partícula sofre a interferência das paredes do concentrador ou de outras partículas e, portanto, pode mover-se apenas por tempo e distância curtos antes que pare ou seja desviada por uma superfície ou por outra partícula. Assim, as partículas estão sujeitas a seguidas acelerações (e desacelerações) e, em algumas condições, esses períodos de aceleração podem ocupar uma proporção significativa do período de movimento das partículas.

A equação de movimento de uma partícula sedimentada em um fluido viscoso de densidade ρ é:

$$m a = m \frac{dv}{dt} = m g - m' g - R \quad [6.1]$$

onde:

- m é massa do mineral;
- a é a aceleração;
- R é a resistência do fluido ao movimento da partícula.
- g aceleração gravidade;
- m' é a massa do fluido deslocado;

A aceleração inicial ocorre quando $v = 0$; assim, a resistência R , que também depende de v , pode ser desconsiderada. Desde que a partícula e o fluido deslocado tenham o mesmo volume, tem-se:

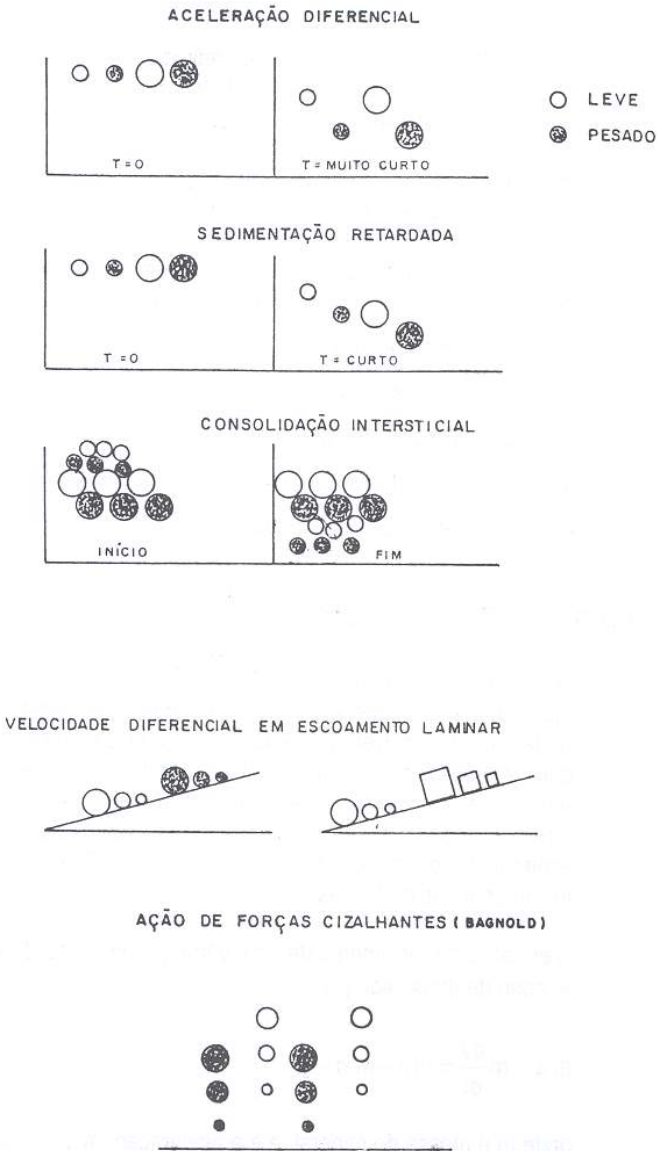


Figura 6.1. - Efeito dos mecanismos de concentração gravítica.

$$\frac{dv}{dt} = \left(1 - \frac{\rho}{\Delta}\right) g \quad [6.2]$$

onde Δ é a densidade da partícula. Portanto, a aceleração inicial dos minerais é independente do tamanho e depende apenas das densidades do sólido e do fluido (ou polpa). Teoricamente, se a duração da queda é bastante curta e freqüente, a distância total percorrida pelas partículas será mais afetada pela aceleração diferencial inicial (e pela densidade) do que pela velocidade terminal (e pelo tamanho).

Sedimentação Retardada

Uma partícula em queda livre em um fluido (água por exemplo) é acelerada por um certo tempo pela ação da força de gravidade, aumentando sua velocidade até alcançar um valor máximo, a velocidade terminal, que então permanece constante.

A **razão de sedimentação livre** em água ($\rho = 1$) de duas partículas esféricas de diâmetros d_1 , d_2 e densidades Δ_1 e Δ_2 , é expressa pela relação:

$$\frac{d_1}{d_2} = \left(\frac{\Delta_2 - 1}{\Delta_1 - 1} \right)^m \quad [6.3]$$

O expoente m varia de 0,5 para partículas pequenas ($< 0,1$ mm) obedecendo à lei de Stokes, a 1, para partículas grossas (> 2 mm) obedecendo à lei de Newton.

A relação [6.3] dá a razão de tamanho requerida para duas partículas apresentarem a mesma velocidade terminal. Verifica-se que, para um dado par de minerais, a relação será maior nas condições de Newton ($m = 1$). Em outras palavras, a diferença de densidade entre partículas minerais tem um efeito mais pronunciado nas faixas grossas, ou ainda, do outro lado, nas faixas granulométricas mais finas, a separação por este mecanismo é menos efetiva. Por exemplo, uma pepita esférica de ouro de 2 mm de diâmetro apresenta a mesma velocidade terminal, em queda livre, que uma partícula de quartzo de 20 mm. Já a velocidade terminal de uma partícula de ouro de 20 μm se iguala à de uma partícula de quartzo apenas três vezes maior, de 60 μm de diâmetro.

Na prática, equivale a dizer que, para um determinado par de minerais, a separação destes, em granulometria grossa (regime de Newton), pode ser alcançada em intervalos de tamanhos relativamente mais largos. Já em granulometria fina (regime de Stokes), é necessário um maior estreitamento do intervalo de tamanho para uma separação mais eficiente por este mecanismo.

Se ao invés de água houver a sedimentação em uma polpa (água e minerais) o sistema se comporta como um líquido pesado, e a densidade da polpa é mais importante que a da água. A condição de **sedimentação retardada**, ou com interferência, agora prevalece.

Considerando as partículas esféricas, a relação de sedimentação retardada é semelhante à relação anterior, substituindo-se a densidade da água pela densidade da polpa. É fácil verificar que esta relação é sempre maior que na situação de sedimentação livre. Se a densidade da polpa fosse 2, por exemplo, os diâmetros do quartzo e ouro seriam 48/2 mm e 100/20 μm , respectivamente, para comparação como o exemplo acima, ou seja, os diâmetros em que as partículas de quartzo e ouro apresentariam a mesma velocidade terminal nos dois regimes.

Consolidação Intersticial

Este mecanismo ocorre devido à formação de interstícios entre partículas grossas de um ou mais minerais, proporcionando liberdade de movimentação das partículas finas nos vazios formados. Por exemplo, no final do impulso em um jig, o leito começa a se compactar e as partículas pequenas podem então descer através dos interstícios sob a influência da gravidade e do fluxo de água descendente, este provocado pela sucção que se inicia.

Velocidade Diferencial em escoamento Laminar

O princípio em que se baseia a concentração em escoamento laminar é o fato que quando uma película de água flui sobre uma superfície inclinada e lisa, em condições de fluxo laminar ($Re < 500$), a distribuição de velocidade é parabólica, nula na superfície e alcança seu máximo na interface do fluido com o ar. Este princípio se aplica à concentração em lâmina de água de pequena espessura, até aproximadamente dez vezes o diâmetro da partícula.

Quando partículas são transportadas em uma lâmina de água, elas se arranjam na seguinte seqüência, de cima para baixo em um plano inclinado: finas pesadas, grossas pesadas e finas leves, e grossas leves. A forma influencia este arranjo, com as partículas achatadas se posicionando acima das esféricas. Note-se que este arranjo é o inverso do que ocorre na sedimentação retardada, sugerindo que uma classificação hidráulica (que se vale do mecanismo de sedimentação) do minério a ser concentrado por velocidade diferencial é mais adequada que um peneiramento.

Ação de Forças de Cisalhamento

Se uma suspensão de partículas é submetida a um cisalhamento contínuo, há uma tendência ao desenvolvimento de pressões através do plano de cisalhamento e perpendicular a este plano, podendo resultar na segregação das partículas. Este fenômeno foi primeiramente determinado por Bagnold⁽⁴⁾ em 1954. O esforço de cisalhamento pode surgir de uma polpa fluindo sobre uma superfície inclinada, ou ser produzido por um movimento da superfície sob a polpa, ou ainda da combinação dos dois. O efeito resultante desses esforços de cisalhamento sobre uma partícula é diretamente proporcional ao quadrado do diâmetro da partícula e decresce com o aumento da densidade. Deste modo, as forças de Bagnold provocam uma estratificação vertical: partículas grossas e leves em cima, seguindo-se finas leves e grossas pesadas, com as finas pesadas próximas à superfície do plano. Note-se que este mecanismo de separação produz uma estratificação oposta à resultante da sedimentação retardada ou classificação hidráulica.

Quando o cisalhamento é promovido apenas pelo fluxo de polpa, a vazão tem que ser substancial para criar esforços de cisalhamento suficientes para uma separação, requerendo-se normalmente maiores inclinações da superfície. Onde o cisalhamento é, principalmente, devido ao movimento da superfície, podem ser usadas baixas vazões e menores ângulos de inclinação da superfície.

CRITÉRIO E EFICIÊNCIA DE CONCENTRAÇÃO GRAVÍTICA

O critério de concentração (CC) é usado em uma primeira aproximação e fornece uma idéia da facilidade de se obter uma separação entre minerais por meio de processos gravíticos, desconsiderando o fator de forma das partículas minerais. O critério de concentração — originalmente sugerido por Taggart⁽³⁾, com base na experiência industrial — aplicado à separação de dois minerais em água é definido como segue:

$$CC = (\rho_p - 1) / (\rho_\ell - 1) \quad [6.4]$$

onde:

ρ_p e ρ_ℓ são as densidades dos minerais pesado e leve, respectivamente, considerando a densidade da água igual a 1,0.

Para o par wolframita/quartzo, por exemplo, a relação acima assume os valores:

$$CC = (7,5 - 1) / (2,65 - 1) = 3,94$$

A Tabela 6.1 mostra a relação entre o critério de concentração e a facilidade de se fazer uma separação gravítica⁽³⁾.

Tabela 6.1 - Significado do critério de concentração (CC)

| CC | Significado |
|-------------|--|
| > 2,5 | Separação eficiente até 74 μm |
| 2,5 — 1,75 | Separação eficiente até 147 μm |
| 1,75 — 1,50 | Separação possível até 1,4 mm, porém difícil |
| 1,70 — 1,20 | Separação possível até 6 mm, porém difícil |

Segundo Burt ⁽²⁾, para incluir o efeito das formas das partículas a serem separadas, o critério de concentração deve ser multiplicado por um fator de razão de forma (FRF). Este fator é o quociente entre os fatores de sedimentação (FS) dos minerais pesados (p) e leves (ℓ). O fator de sedimentação para um mineral é definido como a razão das velocidades terminais (v) de duas partículas do mesmo mineral, de mesmo tamanho, mas de formas diferentes; a primeira partícula sendo aquela para a qual se deseja calcular o fator de sedimentação (FS), e a segunda partícula uma esfera. De acordo com Burt, o critério de concentração (CC) pode ser muito útil se a forma das partículas for considerada; caso contrário, surpresas desagradáveis quanto à eficiência do processo podem se verificar na prática. As equações abaixo redefinem o critério de concentração, segundo a sugestão de Burt ⁽²⁾.

$$CC = \left[(\rho_p - 1) / (\rho_\ell - 1) \right] \cdot FRP \quad [6.5]$$

$$FRP = FS_p / FS_\ell \quad [6.6]$$

$$FS_p = v_p / v_{p(\text{esf.})}, \quad FS_\ell = v_\ell / v_{\ell(\text{esf.})} \quad [6.7]$$

De qualquer modo, os dados da Tabela 6.1 indicam a dificuldade de se alcançar uma separação eficiente quando tratando frações abaixo (74 μm). Aquele critério de concentração, no entanto, foi sugerido com base em equipamentos que operam sob a ação da gravidade; a introdução da força centrífuga amplia a possibilidade de uma separação mais eficiente com materiais finos e superfinos.

EQUIPAMENTOS GRAVÍTICOS

Calha Simples^(3,8)

O uso de calha concentradora (*sluice box*) para o tratamento de cascalhos auríferos já era disseminado desde o século XVI, conforme atestou Agrícola, descrevendo vários modelos de calhas em seu trabalho "De Re Metálica" publicado em 1556. As calhas são aplicadas até hoje, em várias partes do mundo, à concentração de aluviões auríferos. No Sudeste Asiático as calhas presentes nas instalações de concentração de cassiterita aluvionar são referidas como **palongs**, diferenciando-se das calhas comuns, à primeira vista, pelo longo comprimento, variando de 50 a 300 m.

Uma calha (Figura 6.2) consiste essencialmente de uma canaleta inclinada, feita normalmente de madeira e de seção transversal retangular. Inicialmente, no fundo da calha são instalados vários septos ou obstáculos (*riffles*), arranjados de modo a prover alguma turbulência e possibilitar a deposição das partículas pesadas, enquanto as leves e grossas passam para o rejeito. Atualmente, os obstáculos foram substituídos por carpete que são mais eficientes para aprisionar as partículas de ouro. O minério alimenta a calha na forma de polpa diluída. O pré-concentrado é removido manualmente da calha após interrupção ou desvio da alimentação, em alguns casos, requerendo um tratamento adicional de limpeza em outro equipamento de menor capacidade.

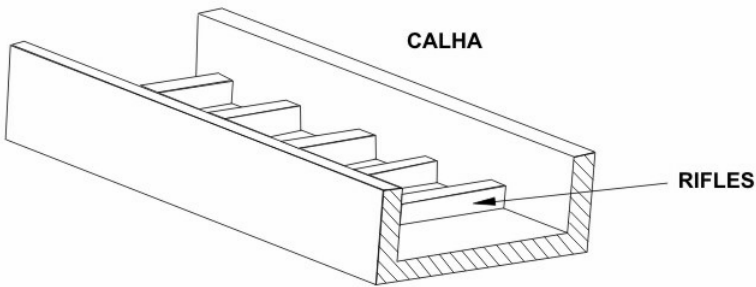


Figura 6.2 - Seção transversal de uma calha simples e esquema de *riffle* húngaro (normalmente empregado).

As calhas simples são usadas para o beneficiamento de minério com faixa granulométrica muito ampla e onde o mineral valioso é de tamanho médio e grosso. A quantidade de água e a inclinação são reguladas para que os seixos passem, por rolamento, sobre os *riffles*. O cascalho grosso é transportado ao longo das calhas por deslizamento e rolamento por sobre os *riffles*, enquanto o cascalho fino move-se em curtos saltos logo acima dos *riffles*. As areias sedimentam nos espaços entre os *riffles*.

O que ocorre acima dos *riffles* é essencialmente uma classificação por tamanho, embora possa ser também encarado como uma concentração, à medida que as partículas valiosas sejam finas. As areias são mantidas em um estado de **sedimentação retardada** e **consolidação intersticial** pelo turbilhonamento da água e, em menor extensão, pela vibração causada pelos seixos rolando por cima dos *riffles*. As partículas pesadas sedimentam através do leito até o fundo da calha, enquanto as leves são gradualmente deslocadas em direção fluxo de polpa. O requisito principal para a recuperação de ouro mais fino, por exemplo, é a manutenção de um leito de areia frouxo, não compactado, entre os *riffles*.

Como se depreende, os *riffles* são de grande importância no processo, e devem atender a três objetivos:

retardar o mineral valioso, mais denso, que sedimenta na parte inferior do fluxo;

formar uma cavidade para retê-lo;

proporcionar certo turbilhonamento da água para que haja separação mais eficiente entre os minerais com diferentes densidades.

No caso de concentração de ouro fino, para recuperação mais eficiente, é recomendável um fluxo menor, implicando em calhas mais largas. Versões em miniatura dos *riffles* húngaros podem ser usadas, embora seja mais comum a utilização de revestimento de carpete, borracha natural ou tecido grosso, coberto por uma tela metálica expandida com a função dos *riffles*.

As principais variáveis da calhas são largura, profundidade, inclinação, comprimento (quanto maior este, maior tende a ser a recuperação) e a quantidade de água (maior quantidade para minérios finos).

No Brasil as calhas não são muito utilizadas nas instalações de empresas de mineração, embora algumas façam uso da calha para o tratamento dos rejeitos gravíticos, possibilitando alguma recuperação adicional de ouro. Nos empreendimentos de garimpeiros, no entanto, sua aplicação (em diversas versões) é mais difundida. Nas barcaças e dragas que operam na Amazônia é comum o emprego de um tipo de calha denominada de "Cobra Fumando". Como seu comprimento é pequeno (< 3 m) é previsível que seja eficiente apenas na recuperação de ouro grosso^(8, 9).

Calha Estrangulada

As calhas estranguladas (*pinched sluice*) diferem da calha com *riffles* em dois aspectos: na calha estrangulada o fundo é regular (desprovido de *riffles*) e a remoção do concentrado é contínua. Sua aplicação esporádica em algumas instalações aconteceu nas primeiras décadas do século XX. Seu maior desenvolvimento foi na Austrália, nos anos 50, associado à concentração de minerais pesados de praias⁽²⁾.

Uma calha estrangulada típica (Figura 6.3a) consiste de um canal inclinado que decresce em largura ("se estrangula") no sentido do fluxo. A polpa, com alta percentagem de sólidos, é alimentada na parte mais larga da calha em um fluxo relativamente laminar, ocorrendo uma variação de velocidade de modo que as partículas finas e pesadas se concentram na parte inferior do fluxo, por meio de uma combinação de **sedimentação retardada** e **consolidação intersticial**. Na calha estrangulada normal, a diminuição da largura resulta em um aumento da espessura do leito da polpa e naturalmente facilita a separação entre os minerais leves e pesados. No final da calha, a camada inferior do fluxo, de movimento mais lento e enriquecida com minerais pesados, é separada das camadas superiores por um cortador ajustado adequadamente.

A calha estrangulada é um equipamento relativamente ineficiente, pois, apesar de boa recuperação, a razão de enriquecimento em uma passagem é pequena, requerendo-se, portanto, múltiplas passagens para a obtenção de um concentrado com teor alto.

Algumas calhas estranguladas foram ou são comercializadas: Cannon Circular Concentrador, Carpco Fanning Concentrador e Lamflo Separador (com redução da largura da calha com auxílio de paredes laterais curvas), nos EUA; York Sluice, Belmont Multiple Sluice, Cudgen Multi-Variable, Diltray, Xatal Multi-Product e Wright Impact Plate Concentrator, na Austrália. Esses equipamentos foram consagrados no beneficiamento de minerais pesados de praias e aluviões. Geralmente não são empregados na concentração de minérios auríferos.

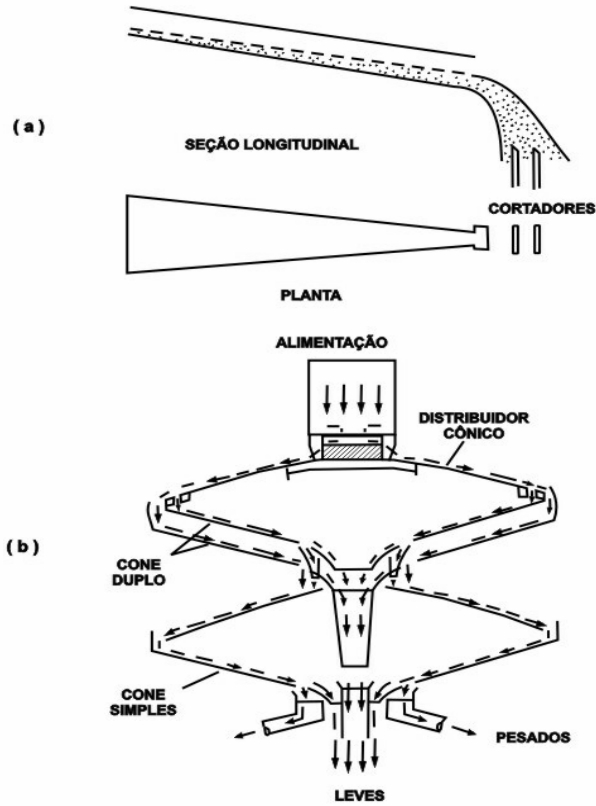


Figura 6.3 - (a) Calha estrangulada; (b) Cone Reichert.

Concentrador Reichert^(2,7)

Ernst Reichert, trabalhando para a Mineral Deposits Ltd., Australia, concluiu que uma grande deficiência nas calhas estranguladas era o efeito da parede lateral, concebendo, então, um equipamento sem paredes, ou um cone invertido. Desenvolvido no início dos anos 60 com um ou dois cones operando em série, já nos anos 70 a unidade padrão de um concentrador Reichert era composta de multi-estágios, com até oito cones duplos e simples; sua aplicação também foi além dos minerais pesados de areias de praia, incluindo minérios de ferro, estanho e ouro, entre outros.

O concentrador Reichert consiste de uma série de cones invertidos sobrepostos por distribuidores cônicos, arranjados verticalmente e empregando várias combinações de cones simples. A Figura 6.3b ilustra um cone duplo seguido de um cone simples. A alimentação é feita homoganeamente sobre a superfície do distribuidor cônico; nenhuma concentração ocorre nesta etapa. Quando a polpa flui no cone concentrador em direção ao centro, a espessura do leito cresce devido à menor seção transversal. No ponto de remoção do concentrado, por uma abertura anular regulável, a espessura do leito é cerca de quatro vezes àquela da periferia do cone. Os minerais mais densos tendem a permanecer próximos à superfície, formando uma camada estratificada. As partículas leves passam por sobre a abertura anular e são conduzidas a uma tubulação central que alimenta outro estágio de cones.

Os cones são fabricados com material leve (poliuretano, fibra de vidro). O concentrador é montado em estrutura metálica, circular, com altura variável, dependendo do número de estágios. O diâmetro típico do cone é de 2 m, estando em desenvolvimento unidades com 3 a 3,5 m, este último apresentando capacidade três vezes maior que o cone de 2 m. Os cones apresentam um ângulo de inclinação fixo de 17°.

Até o tamanho máximo de partícula de 2 mm não há interferência no regime do fluxo, entretanto, o máximo tamanho a ser efetivamente concentrado é 0,5 mm. O limite inferior é cerca de 50 μm , embora em certas condições este limite possa ser menor.

Os mecanismos de separação das calhas e cones fazem com que os pesados finos sejam preferencialmente recuperados em relação aos pesados grossos. Por isso, são mais apropriados aos minérios aluvionares e areias de praia, uma vez que os minerais valiosos são significativamente mais finos que os minerais leves.

Para minérios submetidos à moagem é recomendável uma classificação prévia. A presença de lama coloidal aumenta a viscosidade da polpa e deve ser mantida a menos de 5% para uma operação eficiente.

A percentagem de sólidos da polpa é um fator crítico, devendo ser controlada em $\pm 2\%$ do valor ótimo, que se situa normalmente entre 55% e 65% de sólidos em peso. Os valores baixos são indicados quando a distribuição granulométrica dos pesados é similar à dos leves. Para percentagem de sólidos elevada, a viscosidade da polpa aumenta, dificultando a separação dos pesados mais finos.

A taxa de alimentação também deve ser bem controlada. Para uma determinada abertura anular do cone, a quantidade de concentrado recuperado é praticamente invariável, dentro de certos limites de alimentação. Assim, um aumento na alimentação implicará em menor recuperação dos minerais pesados, enquanto uma diminuição na taxa acarretará um menor teor de concentrado. A capacidade típica de uma unidade concentradora é de 60 a 90 t/h.

A aplicação do concentrador Reichert é verificada atualmente em outras áreas além daquelas de minerais pesados de areia. É utilizado por algumas minerações de ouro aluvionar na Austrália, para recuperar ouro fino. Sua aplicação em aluviões auríferos é recomendada em usinas de grande porte e com bom controle operacional. Devida à grande capacidade, há uma tendência à sua utilização nos circuitos de moagem de sulfetos para recuperação de ouro (ex.: Boliden AB, na Suécia). Similarmente, sua aplicação a minérios de ouro livre e minérios complexos é promissora. Outro emprego promissor do concentrador Reichert seria na recuperação de partículas mistas de ouro de rejeitos de flotação.

Apesar desse equipamento (uma variação da calha estrangulada) apresentar uma recuperação próxima à da mesa oscilatória, além de uma alta capacidade, as razões de concentração e enriquecimento — tipicamente 3 a 5 — são inferiores às obtidas em jigues e mesas. São necessárias normalmente várias etapas de concentração.

Mesa Plana^(2,10)

A mesa plana (*plane table*) também denominada de mesa fixa ou mesa estática, foi concebida e primeiramente empregada em 1949 na empresa Rand Lease Gold Mine, na África do Sul, para recuperar partículas de ouro.

Este equipamento consiste de uma mesa inclinada coberta com tapete de borracha com sulcos longitudinais, em forma de "V", paralelos aos lados da mesa e na direção do fluxo de polpa. No final de cada mesa — normalmente há três seções em seqüência — existe uma abertura regulável e transversal ao fluxo de polpa. Os minerais mais densos e o ouro movimentam-se próximos à superfície, percorrendo os sulcos longitudinais, e são recolhidos continuamente naquela abertura. A parte majoritária da polpa passa para a mesa plana seguinte, havendo oportunidade de se recuperar mais partículas de ouro.

A função dos sulcos no tapete de borracha é proteger as partículas pequenas e pesadas já sedimentadas, que percorrem estes sulcos, dos grãos maiores e leves que se movimentam com maior velocidade na parte mais superior do fluxo de polpa. A Figura 6.4 mostra o esquema de uma mesa plana.

A mesa plana é às vezes classificada como uma calha estrangulada, embora rigorosamente não o seja. No entanto, como o concentrado flui nas camadas inferiores do leito de polpa e é separado continuamente das camadas superiores, justifica-se sua inclusão nesta categoria. Além disso, o mecanismo de ação dos sulcos longitudinais em "V" guarda uma certa semelhança com o estrangulamento de uma calha típica, uma vez que também há uma redução na largura efetiva da camada inferior do leito e, conseqüentemente, aumento da sua profundidade, com a vantagem de manter a mesma largura na superfície do leito, resultando em maior capacidade unitária que uma calha típica.

O comprimento total da mesa, dado pelo número de seções, é função da recuperação desejada. A largura usual é em torno de 1,0 m, sendo freqüente considerar que a mesa plana apresenta uma capacidade de 60 t/h por metro de largura. A distância vertical entre cada seção é de aproximadamente 8 cm, enquanto o afastamento entre as mesmas, regulável, é cerca de 2,5 cm. Valores típicos para as dimensões dos sulcos em "V" são: 3,2 mm de largura máxima, 3,0 mm de profundidade e 3,2 mm de distância entre os sulcos.

Definidas as dimensões da mesa, as variáveis inclinação e percentagem de sólidos da polpa são as mais importantes. A inclinação oscila normalmente entre 8 e 10°. A percentagem de sólidos em peso geralmente está entre 60 e 70% e corresponde à percentagem de sólidos da descarga de um moinho, que é o material que de modo geral é a alimentação da mesa plana.

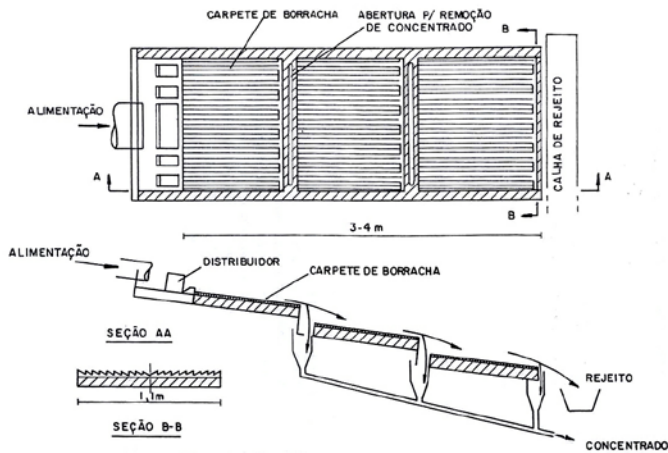


Figura 6.4 - Esquema de uma mesa plana

A utilização da mesa plana em diversas usinas da África do Sul dá-se na descarga do moinho secundário. O concentrado da mesa plana é submetido a etapas de limpeza em mesa oscilatória ou concentrador de correia. Os rejeitos retornam ao circuito de moagem. A cianetação ou a flotação geralmente complementa o circuito, tratando o *overflow* dos ciclones. No Brasil⁽⁸⁾, as únicas aplicações conhecidas ocorreram nas unidades industriais da Mineração Morro Velho em Jacobina, BA e em Nova Lima, MG (Projeto Cuiabá/Raposos) e na São Bento Mineração - MG. Em Jacobina, a mesa plana era alimentada pela descarga do moinho semi-autógeno e o concentrado da mesa plana passava por limpeza em mesa oscilatória, cujo concentrado apresentava cerca de 20% de ouro, com recuperação em torno de 50% do ouro alimentado na usina. O concentrado seguia direto para a etapa de fusão.

As características deste equipamento, como alta razão de concentração, alta capacidade, baixo custo de investimento (normalmente é construído na própria usina), e baixos custos operacionais e de manutenção, faziam com que a mesa plana tivesse grande potencial de aplicação no Brasil para minérios auríferos⁽⁸⁾; no entanto, tal potencial não se concretizou.

Jigue

O processo de jigagem é provavelmente o método gravítico de concentração mais complexo, por causa de suas contínuas variações hidrodinâmicas. Nesse processo, a separação dos minerais de densidades diferentes é realizada em um leito dilatado por uma corrente pulsante de água, produzindo a estratificação dos minerais (Figura 6.5).

Existem duas abordagens para a teoria de jigagem, a clássica, hidrodinâmica — a qual iremos nos ater aqui^(1,2) — e a teoria do centro de gravidade⁽⁴⁾. O conceito clássico considera o movimento das partículas, cuja descrição típica foi feita por Gaudin⁽¹⁾, que sugeriu três mecanismos: **sedimentação retardada**, **aceleração diferencial** e **consolidação intersticial**.

Grande parte da estratificação supostamente ocorre durante o período em que o leito está aberto, dilatado, e resulta da **sedimentação retardada**, acentuada pela **aceleração diferencial**. Estes mecanismos colocam os grãos finos/leves em cima e os grossos/pesados no fundo do leito. A **consolidação intersticial**, durante a sucção, põe as partículas finas/pesadas no fundo e as grossas/leves no topo do leito. Os efeitos de impulsão e sucção, se ajustados adequadamente, devem resultar em uma estratificação quase perfeita, segundo a densidade dos minerais.

Os jigues são classificados de acordo com a maneira pela qual se efetua a dilatação do leito. Nos jigues de tela móvel, já obsoletos, a caixa do jigue move-se em tanque estacionário de água (ex.: jigue Hancock). Os jigues de tela (ou crivo) fixa, nos quais é a água que é submetida ao movimento, são subclassificadas segundo o mecanismo de impulsão da água. Nesses, a tela, na maioria dos casos, é aberta, quer dizer, o concentrado passa através da mesma.

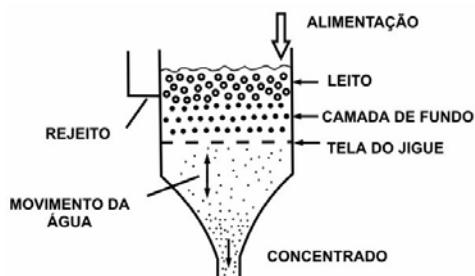


Figura 6.5. - Esquema simplificado de um jigue.

O jigue de diafragma tipo Denver é o representante mais conhecido dessa subclasse. O impulso da água é causado pelo movimento recíproco de um êmbolo com borda selada por uma membrana flexível que permite o movimento vertical sem que haja passagem da água pelos flancos do mesmo. Este movimento se faz em um compartimento adjacente à câmara de trabalho do jigue e resulta da ação de um eixo excêntrico. No jigue Denver original há uma válvula rotativa comandada pelo excêntrico que só dá passagem à entrada de água na câmara durante o movimento de ascensão do diafragma, ou seja, atenua o período de sucção do leito, melhorando as condições para que haja a sedimentação retardada das partículas através de um leito menos compactado. No entanto, em casos de minérios com finos valiosos, a recuperação dependerá de um período de sucção (**consolidação intersticial**) acentuado. As chances de se obter um concentrado mais impuro, no entanto, aumentam, uma vez que as partículas finas e leves passam a ter maior oportunidade de um movimento descendente intersticial.

O jigue tipo Denver é geralmente utilizado no Brasil na jigagem terciária de minérios aluvionares auríferos e de cassiterita ou na etapa de apuração, que seria a etapa final de concentração⁽⁹⁾. Os jigues tipo Denver fabricados no Brasil não possuem válvula rotativa para admissão de água, sendo portanto mais apropriados à recuperação dos finos pesados.

Nos jigues tipo Yuba, o diafragma se movimenta na parede da câmara. No jigue Pan-American, o diafragma se situa diretamente embaixo da câmara, movimentando-se verticalmente. Esses jigues são bastante empregados na concentração primária e secundária de aluviões, no Brasil e na América do Norte, em instalações fixas ou móveis, ou em dragas. Na África do Sul, o jigue Yuba é empregado em algumas instalações no circuito de moagem, para recuperar a pirita já liberada e partículas de ouro; os concentrados dos jigues contêm de 20 a 40% da pirita do minério, com teor de 38% deste mineral e 25 a 35% do ouro livre.

Pode-se citar ainda o jigue que tem a secção de trabalho trapezoidal, ao invés de retangular, como é comum nos jigues mencionados anteriormente. O jigue trapezoidal é utilizado freqüentemente na concentração secundária de aluviões auríferas e de cassiterita. Há alguns anos, foi desenvolvido o jigue circular (IHC) que consiste no arranjo de vários jigues trapezoidais, formando um círculo, com a alimentação distribuída centralmente. Como o fluxo tem a sua componente horizontal de velocidade diminuída, estes jigues são particularmente apropriados para a recuperação de minerais finos pesados, como a cassiterita e o ouro de aluviões; apresentam ainda a vantagem de consumir menos água e ocupar menor espaço que os jigues retangulares, para uma mesma capacidade⁽¹²⁾.

Na, então União Soviética, a participação dos *placers* na produção de ouro era muito significativa, sendo os jigues bastante utilizados nas dragas, comumente tratando o rejeito das calhas.

A abertura da tela do jigue deve ser entre duas e três vezes o tamanho máximo das partículas do minério. Como dimensão média das partículas da camada de fundo (*ragging*), natural ou artificial, deve-se tomar aquela igual ao dobro da abertura da tela, e com variações nessas dimensões, não sendo recomendável uma camada de fundo de um só tamanho. As condições do ciclo de jigagem devem ser ajustadas para cada caso, citando-se apenas como diretriz que ciclos curtos e rápidos são apropriados a materiais finos, o contrário para os grossos.

Uma variável importante é a água de processo, que é introduzida na arca do jigue, sob a tela. Não deve haver alteração no fluxo dessa água, pois perturba as condições de concentração no leito do jigue. É recomendável que as tubulações de água de processo para cada jigue, ou mesmo para cada câmara do jigue, sejam alimentadas separadamente a partir de um reservatório de água, por gravidade. É comum, no entanto, que as instalações gravíticas no Brasil não dispensam a devida atenção a esse aspecto.

Mesa Oscilatória^(2,11)

A mesa oscilatória típica consiste de um deque de madeira revestido com material com alto coeficiente de fricção (borracha ou plástico), parcialmente coberto com ressaltos, inclinado e sujeito a um movimento assimétrico na direção dos ressaltos, por meio de um mecanismo que provoca um aumento da velocidade no sentido da descarga do concentrado e uma reversão súbita no sentido contrário, diminuindo suavemente a velocidade no final do curso.

Os mecanismos de separação atuantes na mesa oscilatória podem ser melhor compreendidos se considerarmos separadamente a região da mesa com *riffles* e a região lisa. Naquela, as partículas minerais, alimentadas transversalmente aos *riffles*, sofrem o efeito do **movimento assimétrico** da mesa, resultando em um deslocamento das partículas para frente; as pequenas e pesadas deslocando-se mais que as grossas e leves. Nos espaços entre os *riffles*, as partículas estratificam-se devido à dilatação causada pelo movimento assimétrico da mesa e pela turbulência da polpa através dos *riffles*, comportando-se este leito entre os *riffles* como se fosse um jigue em miniatura — com **sedimentação retardada** e **consolidação intersticial** (improvável a aceleração diferencial) — fazendo com que os minerais pesados e pequenos fiquem mais próximos à superfície que os grandes e leves (Figura 6.6a e Figura 6.6b).

As camadas superiores são arrastadas por sobre os *riffles* pela nova alimentação e pelo fluxo de água de lavagem transversal. Os *riffles*, ao longo do comprimento, diminuem de altura de modo que, progressivamente, as partículas finas e pesadas são postas em contato com o filme de água de lavagem que passa sobre os *riffles*. A concentração final tem lugar na região lisa da mesa, onde a camada de material apresenta-se mais fina (algumas partículas de espessura). A resultante do **movimento assimétrico** na direção

dos *riffles* e da **velocidade diferencial em escoamento laminar**, perpendicularmente, é o espalhamento dos minerais segundo o esquema mostrado na Figura 6.6c. É provável também que haja a ação das **forças de Bagnold** oriundas do movimento da mesa e do fluxo de polpa sobre esta.

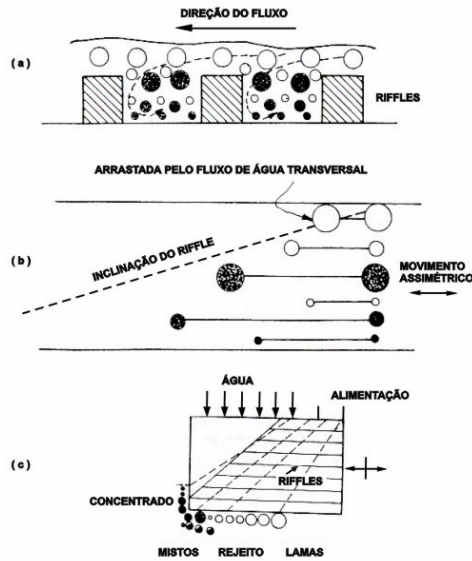


Figura 6.6. - Mesa oscilatória: (a) estratificação vertical entre os *riffles*, (b) arranjo das partículas ao longo dos *riffles*, (c) distribuição na mesa.

A mesa oscilatória é empregada há várias décadas, sendo um equipamento disseminado por todo o mundo para a concentração gravítica de minérios e carvão. É considerada de modo geral o equipamento mais eficiente para o tratamento de materiais com granulometria fina. Sua limitação é a baixa capacidade de processamento (< 2 t/h), fazendo com que seu uso, particularmente com minérios de aluviões, se restrinja às etapas de limpeza. É um equipamento muito usado na limpeza de concentrado primário ou secundário de minérios de ouro livre e minérios aluvionares.

Quando tratando minérios de granulometria muito fina, a mesa oscilatória opera com menor capacidade (< 500 kg/h), sendo comum a colocação, após uma série de 6 a 10 *riffles*, com altura um pouco maior e mais larga para criar melhores condições de sedimentação; é a chamada mesa de lamelas.

Espiral (2,13,14)

O concentrador espiral é construído na forma de um canal helicoidal de seção transversal semicircular (Figura 6.7). Muito embora sejam comercializadas espirais com características diferentes — diâmetro e passo da espiral, perfil do canal e modo de

remoção do concentrado — conforme o fabricante e o fim a que se destina, os mecanismos de separação atuantes são similares.

Quando a espiral é alimentada, a velocidade da polpa varia de zero na superfície do canal até um valor máximo na interface com o ar, devido ao escoamento laminar. Ocorre também uma estratificação no plano vertical, usualmente creditada à combinação de **sedimentação retardada** e **consolidação intersticial**, sendo também provável que haja a ação de **esforços cisalhantes**. O resultado final é que no plano vertical, os minerais pesados estratificam-se na superfície do canal, com baixa velocidade, e os minerais leves tendem a estratificar-se na parte superior do fluxo, nas regiões de maiores velocidades. A trajetória helicoidal causa também um gradiente radial de velocidade no plano horizontal, que tem um efeito menor na trajetória dos minerais pesados e substancial na dos minerais leves. Estes, devido à **força centrífuga**, tendem a uma trajetória mais externa.

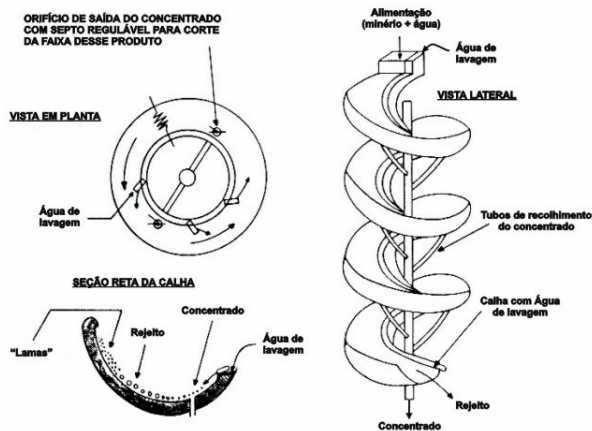


Figura 6.7 - Esquema de uma espiral (Humphreys).

A resultante desses mecanismos é a possibilidade de se remover os minerais pesados por meio de algumas aberturas reguláveis existentes na parte interna do canal — como é o caso da maioria das espirais, inclusive a tradicional espiral de Humphreys — ou por meio de cortadores no final do canal, caso da Mark 7. Uma característica comum a muitas espirais tradicionais é a introdução de água de lavagem após cada abertura de remoção do pesado, com o fim de limpar a película de minerais pesados dos minerais leves finos e também manter a diluição da polpa. Neste contexto, a Mineral Deposits, Austrália, colocou no mercado, recentemente, a espiral com água de lavagem (*Wash-Water Spiral*), cujo sistema de lavagem é mais eficiente do que aquele utilizado na tradicional espiral de Humphrey. A água de lavagem é alimentada, sob pressão, na parte central da espiral, através de uma mangueira, com furos entre as aberturas que coletam os minerais pesados. Essa água, ao sair sob pressão, centrifuga os minerais leves para a parte periférica da espiral, favorecendo o processo de separação. Essa espiral, com água de lavagem, tem sido usada na etapa de purificação de concentrados.

Para aplicação a minérios de ouro, tem havido referências sobre a espiral Mark 7, desenvolvida há quinze anos mais recentemente na Austrália. As diferenças principais quando comparada com a espiral de Humphreys são: separação do concentrado no final da última espira, ausência de água de lavagem, passo variável, além de diferente perfil. Tal como é a tendência atual, a Mark 7 é construída de fibra de vidro e plástico, com revestimento de borracha, e comercializada também com duas ou três espirais superpostas na mesma coluna.

O emprego da Mark 7 na concentração de minérios de ouro livre e de aluviões mostrou um bom desempenho com recuperação variando de 75 a 90 % e razão de enriquecimento de 10 a 80, com recuperação significativa de ouro fino.

Na Suécia, foi introduzido na usina da Boliden um sistema de concentração gravítica (cone Reichert, espiral Mark 7 e mesa oscilatória) para tratar o produto da moagem primária de um minério de sulfetos de Cu, Pb, Zn e ouro; mais de 50% do ouro passou a ser recuperado por gravidade e enviado diretamente para fusão, ao mesmo tempo em que melhorou a recuperação global de ouro na usina, antes limitada à flotação.

A capacidade de uma espiral simples é normalmente de 2 t/h, semelhante à mesa oscilatória, mas ocupando uma área muito menor.

Hidrociclone^(2,15,16)

O hidrociclone usado para concentração gravítica é projetado para minimizar o efeito de classificação e maximizar a influência da densidade das partículas. Quando comparado com o ciclone classificador, apresenta maior diâmetro e comprimento do *vortex finder* e com ângulo do ápex bem superior (Figura 6.8). Quando a polpa é alimentada tangencialmente, sob pressão, um *vortex* é gerado em torno do eixo longitudinal. A **força centrífuga**, inversamente proporcional ao raio, é bastante grande perto do *vortex* e causa a estratificação radial das partículas de diferentes densidades e tamanhos (por **aceleração diferencial**). As partículas pesadas, sendo mais sujeitas a uma ação da força centrífuga, dirigem-se para a parte superior da parede cônica, com a formação de um leito por **sedimentação retardada**, no qual as partículas leves e grossas situam-se mais para o centro do cone e as finas, por **consolidação intersticial**, preenchem os espaços entre os minerais pesados e grossos. As partículas grossas e leves, primeiro, e as mistas ou de densidade intermediária, depois, são arrastadas para o *overflow* pelo fluxo aquoso ascendente, enquanto o leito estratificado se aproxima do ápex. Próximo ao ápex as partículas finas e leves são também carregadas para o *overflow* pela corrente ascendente e as pesadas, finas e grossas, são descarregadas no ápex (ver Figura 6.8a).

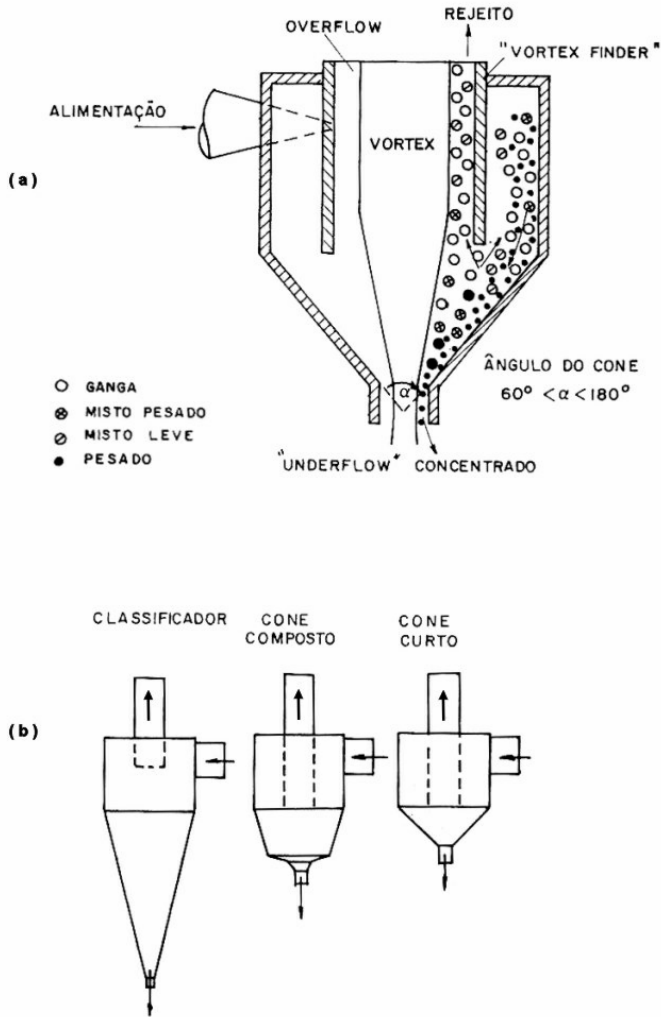


Figura 6.8. -Hidrociclone: (a) esquema de um hidrociclone; (b) tipos.

Os hidrociclones (ou ciclones concentradores) recebem na língua inglesa os nomes de *short-cone*, *wide-angle cyclone*, *water-only cyclone* e *hydrocyclone*. Há também um tipo de ciclone cuja parte cônica é composta de três seções com ângulos diferentes; em inglês são referidos como *compound water cyclone*, *tricone* ou *multicone*. Todos eles se assemelham, quanto aos princípios de separação descritos anteriormente. Na Figura 6.8b estão esquematizados um ciclone classificador e dois tipos de ciclone concentradores.

Os hidrociclones têm no diâmetro da parte cilíndrica sua dimensão característica, relacionada com a sua capacidade. O ângulo do cone, o diâmetro e a altura do *vortex finder*, e a pressão de alimentação, entre outros, são os parâmetros mais estudados no

hidrociclone. Por ser um equipamento compacto, de baixo custo e de fácil instalação, tem sido objeto de muitas experiências e aplicações industriais em muitos países, inclusive no Brasil, na indústria carbonífera.

Os ciclones do tipo *water only cyclone*, também chamado de ciclone autógeno (para marcar a diferença do ciclone de meio denso), e do tipo *tricone* são geralmente indicados para a preconcentração de finos de carvão abaixo de 0,6 mm, onde a fração leve resultante é em seguida tratada por flotação. Este tipo de circuito é muito usado nos casos de dessulfuração de carvões em que o enxofre está associado à pirita.

A aplicação do hidrociclone foi estudada com minérios auríferos da África do Sul, como alternativa aos ciclones classificadores, objetivando enriquecer a alimentação para o circuito gravítico e diminuir a massa de material a ser concentrada, ao mesmo tempo em que reduz o teor de ouro do *overflow* a ser cianetado. Em um único estágio foi alcançada uma razão de concentração de até 5, com recuperação de ouro de 62%.

Concentrador Centrífugo^(2,8,17,18,19,20,21)

Estes equipamentos de concentração apresentam a vantagem de contarem com a ação de **força centrífuga** muito grande. Na Ex-União Soviética e na China foram testados alguns desses equipamentos; pelo menos algumas unidades estiveram em operação. Um equipamento de duas décadas que se disseminou para o tratamento de metais preciosos de granulometria fina é o concentrador centrífugo Knelson. Outros fabricantes também desenvolveram e comercializam concentradores centrífugos com princípios de operação similares ao Knelson. Posteriormente foi desenvolvido o concentrador Falcon, (também no Canadá), com força centrífuga até cinco vezes maior que a presente nos concentradores Knelson.

O jigue centrífugo e o *muti – gravity separator* (MGS) são outros equipamentos que utilizam a força centrífuga para melhorar a eficiência de recuperação de minerais finos, e que também foram desenvolvidos nos últimos 20-30 anos.

Nos concentradores tipo Knelson, a força centrífuga empregada é cerca de cinquenta vezes a força de gravidade, ampliando a diferença entre a densidade dos vários minerais. Esta força centrífuga enclausura as partículas mais pesadas em uma série de anéis localizados na parte interna do equipamento, enquanto o material leve é gradualmente deslocado para fora dos anéis, saindo na parte superior do concentrador (ver Figura 6.9). A colocação do cone numa camisa d'água e a injeção de água sob pressão dentro deste através de perfurações graduadas nos anéis evitam que o material se compacte em seu interior.

A operação desse concentrador centrífugo é contínua por um período, tipicamente, de 8 a 10 h para minérios auríferos, até que os anéis estejam ocupados predominantemente por minerais pesados. Quanto maior a proporção de minerais pesados na alimentação, menor será o período de operação do concentrador. Portanto, esta variável deve ser otimizada de acordo com as características de cada minério a ser tratado. Após a paralisação do equipamento, faz-se a drenagem do material retido em seu interior, operação esta realizada em 10-15 min.

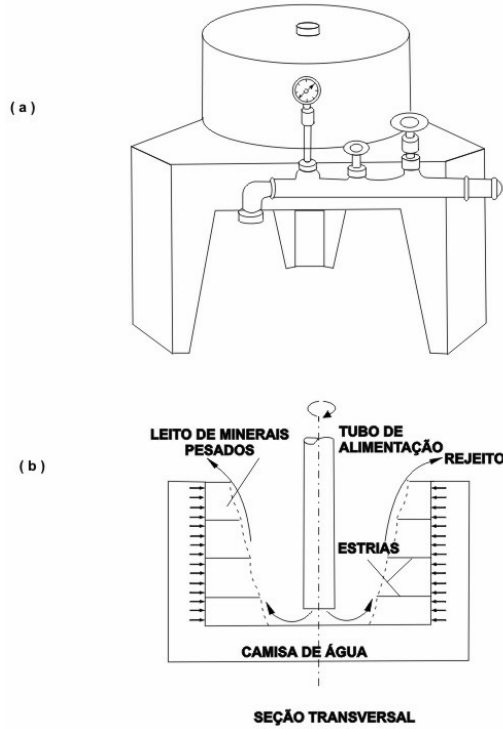


Figura 6.9 - Concentrador centrífugo (a) visão externa, (b) seção transversal.

Do ponto de vista de eficiência de recuperação, uma das variáveis mais importantes é a água de contrapressão. Se a pressão da água for muito alta, haverá uma fluidificação excessiva no interior dos anéis que poderá fazer com que as partículas finas ou superfinas pesadas saiam no rejeito. Ao contrário, no caso de pressão muito baixa, haverá pouca fluidificação, dificultando a penetração das partículas pesadas nos espaços intersticiais do leito semicompactado nos anéis, implicando também em perdas. A regulação da água é feita, com frequência, no caso de minérios auríferos, pelo tratamento do rejeito com bateia; varia-se a pressão até não se detectar partículas do mineral pesado de interesse no concentrado da bateia. Percebe-se que esse método de controle fica limitado à eficiência de recuperação do ouro pela bateia, a qual se sabe não ser satisfatória para as partículas superfinas.

A prática de concentração de minérios aluvionares auríferos tem indicado que pressões entre 8 e 12 psi (55 e 83 kPa) são suficientes para fluidificar o leito e permitir boa recuperação. Há as seguintes sugestões: 5 psi para material fino, 10 psi para areias e 16 psi para material grosso. Contudo, a pressão adequada (assim como o período de operação) é dependente das características de cada minério.

O concentrador Knelson foi concebido para a concentração de minérios aluvionares, podendo ser usado com minérios de ouro livre, após a moagem, e no tratamento de rejeitos de instalações gravíticas. Segundo o fabricante, em uma única passagem, o equipamento pode alcançar um enriquecimento de 1.000 vezes ou mais.

Foram realizadas experiências na Austrália com concentrado de sulfeto de níquel, obtido por flotação. A recuperação do ouro contido neste concentrado variou entre 64 e 71%, indicativo da recuperação de ouro superfino, uma vez que 50 a 80% da alimentação estava abaixo de 75 μm . Estes resultados incentivaram a instalação do concentrador Knelson no circuito de moagem.

Muitas unidades desse equipamento, ou similares, foram comercializadas na América do Norte e na Austrália. No Brasil também já há muitas em uso, em instalações garimpeiras ou de empresas, para recuperação de ouro.

Mais recentemente, cogita-se o emprego do concentrador centrífugo para o retratamento de rejeitos gravíticos de minerais pesados contidos nas frações finas, assim como na limpeza de carvões. Alguns dos fabricantes dedicam-se ao aperfeiçoamento de equipamentos com descarga contínua do concentrado (Falcon) ou descarga semi-contínua (Knelson). Registra-se a aplicação da concentração centrífuga a vários tipos de minérios, para recuperação de finos de cassiterita, scheelita, separação de pirita fina de carvões, etc.

RECUPERAÇÃO DE FINOS

Os equipamentos de concentração gravítica de finos baseiam-se em vários mecanismos.⁽²²⁾ Um deles é a **velocidade diferencial em escoamento laminar**. Sua limitação é que se aplica apenas a películas com algumas partículas de espessura, implicando que quanto menor a granulometria dos minerais, maior deve ser a área do deque. Como consequência, os equipamentos usando apenas este princípio apresentam capacidade muito baixa.

Os equipamentos que se utilizam da **força centrífuga** são talvez mais promissores na separação de finos; com a vantagem de apresentarem capacidades muito superiores àqueles que se baseiam nas forças de cisalhamento⁽¹⁷⁾.

Para ilustrar o desempenho de vários equipamentos gravíticos, serão considerados a cassiterita e o ouro. A recuperação de finos de cassiterita em vários equipamentos é

mais conhecida que a recuperação de ouro. Para efeito de comparação foram montadas na Figura 6.10 as curvas de recuperação *versus* granulometria para a cassiterita e o ouro, para granulometria a baixo de $100\ \mu\text{m}$. As curvas de cassiterita foram extraídas do livro de Burt⁽²⁾ e para o ouro fez-se uso de outras referências. Verifica-se que a cassiterita, apesar de ter densidade bem menor que o ouro, é melhor recuperada por gravidade na faixa fina e superfina. A explicação para isso é que as partículas do ouro apresentam uma certa hidrofobicidade (aversão à água) que em tamanhos muito pequenos, e principalmente quando as partículas são achatadas, faz com que o ouro tenda a ficar na superfície do fluxo aquoso, saindo nos rejeitos.

É interessante também citar a influência do pH da polpa na eficiência de concentração de superfinos em lâminas d'água de algumas partículas de espessura. Foi verificado que os fenômenos eletrocinéticos atuam significativamente na separação de uma fração superfina de minério de cassiterita. Usando-se o concentrador Bartles-Mozley em pH neutro foi obtida a melhor recuperação. A viscosidade da polpa também afetou a eficiência de concentração.⁽²³⁾

A recuperação de finos é menos preocupante quando os rejeitos são tratados por outro processo, como flotação ou cianetação (para o caso do ouro). No entanto, quando são descartados e há ainda substancial quantidade de finos valiosos, configura-se um problema. A questão é geralmente um desafio para o tratamentista de minérios.

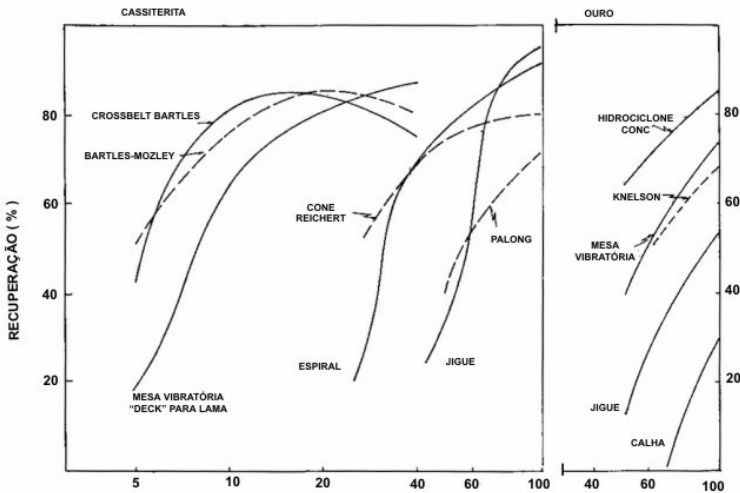


Figura 6.10 - Curvas de recuperação x granulometria (μm) para cassiterita e ouro < $100\mu\text{m}$.

CONSIDERAÇÕES FINAIS

Eficiência dos Equipamentos

Depende de uma variedade de fatores como taxa de alimentação, faixa granulométrica, percentagem de sólidos entre outros. O desempenho de qualquer concentrador gravítico está relacionado com a adequada escolha e controle dos fatores acima, dentro de resultados aceitáveis de recuperação e enriquecimento.

Preparação da Alimentação

Em circuitos de concentração gravítica, em geral, o peneiramento grosso é principalmente usado em circuitos de britagem e na rejeição de grossos estéreis e materiais estranhos nas operações com minérios aluvionares. Usa-se para este fim a peneira vibratória e o *trommel*.

Quando, no caso de minérios aluvionares, há grande quantidade de argilas, difíceis de serem desagregadas, mesmo com a pressão dos monitores — no caso de lavra hidráulica —, pode haver perda de ouro no *oversize* do peneiramento, carreado pelos blocos de argila. Jatos de água sob pressão durante o peneiramento podem ajudar na desagregação. Pode-se também empregar um atricionador cilíndrico acoplado a um *trommel*, com defletores radiais para possibilitar quedas mais vigorosas no interior do escrubador. Os seixos do minério também contribuem para a desagregação. Experiências recentes foram relatadas e dão conta da eficiência do concentrador centrífugo na desagregação de aglomerados de argila.

Uma operação de deslamagem, ou remoção de ultrafinos, é geralmente realizada com o objetivo de manter baixa a viscosidade da polpa a ser concentrada, pois seu aumento é nocivo ao processo. Isto é feito, em pequenas usinas, com auxílio de tanques deslamadores, onde ocorre a sedimentação dos sólidos enquanto a lama sai pelo *overflow*. São também usados para desaguamento. Em usinas com bom controle operacional, o ciclone é usado para estas funções. A deslamagem deve evitar a perda de finos valiosos passíveis de recuperação numa etapa seguinte de concentração. Uma deslamagem também ocorre nas etapas de concentração, de modo que o concentrado secundário ou terciário se apresenta com menos lama e finos do que a alimentação da primeira etapa de concentração.

A classificação do minério em duas ou três faixas granulométricas para concentração gravítica é recomendável para melhorar a eficiência do processo. Os classificadores hidráulicos são usados para este fim, normalmente precedidos de uma etapa de deslamagem e/ou desaguamento.

Nos empreendimentos de pequeno porte, tratando aluviões auríferas, a tendência, pelo menos no Brasil, é alimentar os equipamentos de concentração sem classificação prévia. Para aumentar a recuperação é necessário reconcentrar os rejeitos de alguns equipamentos em outros mais eficientes para finos, após eliminação dos grossos e intermediários estéreis (por peneiramento e/ou ciclonagem).

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) GAUDIN, A.M. Principles of Mineral Dressing. New Delhi: Tata McGraw-Hill, 1971.
- 2) BURT, R.O. Gravity Concentration Technology. Amsterdam: Elsevier, 1984.
- 3) TAGGART, A.F. Handbook of Mineral Dressing. New York: John Wiley, 1945.
- 4) KELLY, E.G. & SPOTTISWOOD. Introduction to Mineral Processing. New York: John Wiley, 1982.
- 5) TRATAMENTO de Minérios e Hidrometalurgia, In Memorian Professor Paulo Abib Andery. Recife: ITEP, 1980.
- 6) BERALDO, J.L.; MASINI, E.A. Beneficiamento de minério aluvionar. Curso organizado pelo IBRAM. Rio de Janeiro: IBAM, set., 1984.
- 7) SIVAMOHAN, R.; FORSSBERG, E. Principles of sluicing. *International Journal of Mineral Processing*, v. 15: p.157-171, 1985.
- 8) LINS, F. A. F. et al. Aspectos diversos da garimpagem de ouro. Rio de Janeiro: CETEM, 1992. cap 4. Série Tecnologia Mineral, 54.
- 9) LINS, F.A.F.; SILVA, L.A. Aspectos do beneficiamento de ouro aluvionar. Rio de Janeiro: CETEM, 1987. Série Tecnologia Mineral, 41.
- 10) ZADKIN, T. The Rand Leases plane table. In: J. Chem. Metall. Min. Soc. of S. Africa, p. 292-297, Feb. 1954.
- 11) SIVAMOHAN, R.; FORSSBERG, E. Principles of tabling. *International Journal of Mineral Processing*, v.15, p.281-295, 1985.
- 12) RICHARDSON, J. The evolution and current applications of the MK II Cleveland circular jig to alluvial gold recovery. In: *Symposium on Precious Metals Recovery*, I. Reno, USA, June 1984.
- 13) SIVAMOHAN, R.; FORSSBERG, E. Principles os spiral concentration. *International Journal of Mineral Processing*, v.15, p.173-181, 1985.
- 14) RUBALOWSKI, E.; RAJAGOPAL, K. Espiral concentradora: uma revisão do estado da arte. In: E.N.T.M.H., XI, Natal (RN), Out. 1985.

- 15) ANON. Hydrociclones improve gold recovery on dredge plants. **World Mining**, p. 49-50, July 1981.
- 16) RAO, P. D. et al. Beneficiation of gold and scheelite using a compound water cyclone. In: **International Mineral Processing Congress**, 15. Cannes, France, 1985, p. 231-243.
- 17) LINS, F.F.; COSTA, L.S.N.; DELGADO, O.C. e GUTIERREZ, J.M. Concentrador centrífugo: revisão e aplicações potenciais. Rio de Janeiro: CETEM, 1992. Série Tecnologia Mineral, 55.
- 18) HARRIS, D. The Knelson concentrator - applications in Australia. In: **Gold, mining, metallurgy and geology**. Proc. Regional Conf. Australas. Inst. Min. Metall., Oct. 1984.
- 19) VEIGA, M.M.; LINS, F.F. Recuperação de ouro fino com um novo concentrador centrífugo (Falcon). In: E.N.T.M.H., XV, São Lourenço (MG).
- 20) LINS, F.F., VEIGA, M.M. et al. Performance of a new centrifuge (Falcon) in concentrating a gold ore from Texada Island, B.C., Canada. **Minerals Engineering**, v.5 p.1113-1121, 1992.
- 21) SAMPAIO, C.H. e TAVARES, L.M.M, Beneficiamento gravimétrico; Cap.10: Concentração centrífuga, 2004 (no prelo).
- 22) SIVAMOCHAN, R. & FORSSBERG, E. Recovery of heavy minerals from slimes. **International Journal of Mineral Processing**, v.15, p. 297-314, 1985.
- 23) BURT, R. O. A study of the effect of deck surface and pulp pH on the performance of a fine gravity concentrator. **International Journal of Mineral Processing**, v. 5, p. 39-44, 1978.

*Separação em Meio Denso***Antônio Rodrigues de Campos**

Eng^o Metalurgista/UFOP, Mestre e Doutor em
Engenharia Mineral/EPUSP,
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

Adão Benvindo da Luz

Eng^o de Minas/UFPE, Mestre e Doutor em
Engenharia Mineral/EPUSP,
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

Eduardo Augusto de Carvalho

Eng^o Metalurgista, Mestre e Doutor em
Engenharia Metalúrgica e de Materiais/COPPE/UFRJ,
Pesquisador do CETEM/MCT

INTRODUÇÃO

A separação em meio denso é um processo de separação gravítica aplicado na separação de minerais, onde o meio denso pode ser constituído de líquidos orgânicos, soluções de sais inorgânicos ou, ainda, de uma suspensão estável de densidade pré-determinada⁽¹⁾. A suspensão, no caso da separação em meio denso, é um sistema heterogêneo constituído de um sólido insolúvel disperso em água, que se comporta com as características de um líquido. As suspensões são mais usadas em processos industriais, onde os sólidos insolúveis mais utilizados são finos de magnetita ou de ferro silício.

O meio denso a ser utilizado na separação de minerais deve apresentar uma densidade intermediária entre as das espécies minerais a serem separadas, de maneira que os minerais com densidade inferior flutuem, e aqueles com densidade superior afundem. O processo de separação em meio denso é mais aplicado para partículas grossas⁽²⁾, acima de 28 malhas (0,6 mm).

A separação em meio denso abrange, principalmente, três campos de aplicação⁽²⁾: estudos de laboratório, obtenção de concentrados finais e de pré-concentrados na indústria.

Para estudos de laboratório são utilizados líquidos densos e/ou soluções de sais inorgânicos e, mais raramente, suspensões para o fracionamento de minerais de densidades diferentes e na caracterização de carvões, com os seguintes objetivos:

estudo do grau de liberação dos minerais a serem separados;

investigar a viabilidade técnica de utilização de métodos de separação gravítica em desenvolvimento de processos;

controle de ensaios de concentração gravítica;

levantamento de curvas de partição, envolvendo os principais parâmetros para projetos de separação em meio denso;

avaliação qualitativa de produtos de separação gravítica (minerais e carvões);

avaliação de desempenho de equipamentos de separação gravítica (curva de Tromp).

Na obtenção de concentrados finais ou de pré-concentrados na indústria, usam-se normalmente meios densos à base de suspensões de finos de ferro-silício e/ou de magnetita, respectivamente para separações de minerais metálicos ou carvões.

HISTÓRICO

As primeiras tentativas de utilização de meio denso datam de 1858, quando Bessemer patenteou a utilização de soluções de cloretos de ferro, bário, manganês ou cálcio, como meios de separação. Nessa época foi implantada uma usina na Alemanha, utilizando o cloreto de cálcio como meio denso, visando à separação de carvões. Devido ao efeito de viscosidade do meio, comprovou-se à impossibilidade de fazer separações para densidade acima de 1,35. Por outro lado, a recuperação do meio mostrou-se, também, proibitiva⁽³⁾.

Nesse mesmo período em que se davam essas tentativas para utilização de cloretos como meio denso, engenheiros americanos descobriram que uma suspensão de água e areia, movida por um fluxo ascendente, podia gerar um meio com densidade de até 1,7. Este processo, denominado de *Chance Sand*, chegou a ser usado em algumas usinas industriais de beneficiamento de carvão. Em 1911, a Du Pont patenteou um processo de separação, utilizando hidrocarbonetos clorados para obter meios densos de maior densidade⁽⁴⁾. Com o prosseguimento das pesquisas, em 1917 veio a primeira aplicação comercial, quando foi patenteado o processo *Chance*. A rigor não se tratava de uma separação em meio denso e sim de um leito de areia hidráulicamente dilatado.

As densidades obtidas, até então, com os meios densos, eram relativamente baixas e só permitiam a separação de materiais de baixa densidade, como o carvão. Como a maioria desses meios densos eram constituídos de cloretos, a sua utilização ficava prejudicada pelos problemas de corrosão e altos custos de sua recuperação. Isto levou os pesquisadores a pensarem em alternativas. Iniciou-se então a substituição desses líquidos por suspensões constituídas de finos de alguns minerais (argilas e barita, gesso e pirita) em água. Em 1932, Vooy's utilizou uma mistura de argila e barita, para lavagem de carvão. A utilização desses minerais resolveu os problemas de corrosão, no entanto permitia a obtenção de suspensões com densidade de no máximo 1,6. Como essas suspensões eram inadequadas para separação de minerais de maior densidade, por exemplo minerais metálicos, foi estudada a possibilidade de utilização da galena como meio denso. A American Zinc Lead and Smelting Company, em Mascot, Tennessee-USA, foi pioneira (1939) ao utilizar a galena como meio denso, na concentração de minerais de chumbo e zinco⁽¹⁾.

Em virtude do excesso de finos gerados na moagem da galena e das dificuldades encontradas para a sua recuperação por flotação, foi desenvolvido o uso de finos de magnetita e de ferro-silício na preparação dos meios densos, com a vantagem de serem facilmente recuperados por separação magnética.

Houve uma tentativa no sentido de reintroduzir a utilização de líquidos densos, porém de maior densidade, do tipo tetrabromoetano ($d = 2,96$). No entanto, a sua toxidez e alto custo inviabilizaram a utilização em escala comercial.

Comprovado que as suspensões à base de ferro-silício ou magnetita moídos eram as mais eficazes na separação em meio denso, as investigações que se seguiram, se ativeram ao desenvolvimento de equipamentos, com apropriação de forças mais elevadas que a gravitacional. Com esse fim, foram desenvolvidos os separadores de meio denso centrífugos, tais como o ciclone de meio denso, Dynawhirpool, Tri-Flo etc.

TIPOS DE MEIO DENSO⁽⁵⁾

As principais características de um meio denso ideal são: formar suspensão ou solução estável, não ser corrosivo, possuir baixa viscosidade, não ser tóxico, ser passível de recuperação, ter fácil ajuste de densidade e ter baixo custo.

Na separação de minerais, podem ser utilizados os seguintes tipos de meio denso:

| | |
|---------------------------------------|-------------------------|
| soluções aquosas de sais inorgânicos; | líquidos orgânicos; |
| suspensões de sólidos em água. | fluidos paramagnéticos; |

Soluções Aquosas de Sais Inorgânicos

Soluções de cloreto de cálcio (CaCl_2) com densidade 1,4 foram as primeiras soluções de sais inorgânicos a serem utilizadas na separação industrial de carvões, por meio dos processos Lessing e Bertrand. Apesar desses processos terem permitido a obtenção de produtos adequados ao mercado, os custos de operação inviabilizaram o seu uso. Soluções de cloreto de zinco (ZnCl_2) com densidade de até 1,8, são usadas até hoje, porém só para estudos de lavabilidade de carvões em laboratório.

Líquidos Orgânicos^(6,7)

Houve uma tentativa de utilização de líquidos orgânicos (hidrocarbonetos halogenados), de maior densidade do que as soluções de sais inorgânicos, na separação de minerais. Os problemas de toxidez e altos custos operacionais terminaram por inviabilizar o processo.

Atualmente, os líquidos orgânicos (Tabela 7.1) são utilizados apenas em laboratório, na caracterização tecnológica de matérias-primas minerais ou carbonosas.

Tabela 7.1 – Características dos líquidos orgânicos utilizados na separação de minerais em laboratório.

| Líquidos | FQ | (C1) ⁽¹⁾ | (C2) | (C3) | (C4) | (C5) | (C6) |
|--|---|---|---------------------|---------------------|--------------------|-------|---------------------|
| Tetrabromoetano | CHBr ₂ CHBr ₂ | 2,964 | 12,0 | 0,065 | <1,0 | 0,1 | 151 ⁽²⁾ |
| Bromofórmio | CHBr ₃ | 2,890 | 1,89 ⁽⁵⁾ | 0,319 | 5,0 | 6-7 | 149,5 |
| Iodeto de Metileno | CH ₂ I ₂ | 3,325 | 2,6 | 1,42 | 1,3 ⁽⁵⁾ | 5,6 | 180 ⁽³⁾ |
| Solução de Clerici | CH ₂ (COOTI) ₂ HCOOTI | 4,280 | 31,0 ⁽⁵⁾ | 1,40 | - | - | - |
| Tricloro-etano | CCl ₃ CH ₃ | 1,330 | - | 2,00 ⁽⁴⁾ | - | 32,5 | 74,1 ⁽⁶⁾ |
| Tricloro-Bromo-Eteno | CCl ₃ Br | 2,001 | - | 0,0 | - | - | - |
| Brometo de metileno | CH ₂ Br ₂ | 2,484 | - | - | - | -52,7 | 97 |
| Tribromo-fluor-metano | CBBr ₃ F | 2,748 | - | 11,7 ⁽⁷⁾ | - | - | - |
| (1) – Em relação à água a 4°C. (2) – Em relação a 54 mm de Hg. (3) – Com decomposição. (4) – Média a 20°C. (5) – Média a 25°C (6) – Média a 760 mm de Hg. (7) – Média a 15°C | | (C1) – Densidade (g/ml a 20°C) (C2) – Viscosidade (cPa 20°C) (C3) – Solubilidade em água (g/100 ml) (C4) – Pressão de vapor (mmHg a 20°C) (C5) – Temperatura (°C) de solidificação (C6) – Temperatura (°C) de ebulição. (FQ) – Fórmula Química | | | | | |

As densidades intermediárias às dos líquidos densos listados na tabela 7.1, poderão ser obtidas mediante a adição de diluentes tais como: álcool etílico ($d = 0,89$), tetracloreto de carbono ($d = 1,59$), NN-dimetil formamida ($d = 0,93$) e xilol ($d = 0,85$). Os líquidos densos mais utilizados nas pesquisas de laboratório são bromofórmio, iodeto de metileno e solução de clerici, e os diluentes mais utilizados são tetracloreto de carbono, xilol e percloroetileno.

Uma propriedade importante que deve ter os líquidos densos e diluentes na preparação de meio denso é a sua pressão de vapor. Quanto menor for a pressão de vapor dos mesmos, bem como a diferença das pressões de vapor entre os líquidos misturados (líquido denso e diluente), mais estável será a mistura.

Em virtude do alto custo dos líquidos densos, é prática comum fazer a sua reutilização ou recuperação. Os métodos utilizados dependem da natureza do líquido denso e do diluente utilizados na mistura. Quando o diluente utilizado é solúvel em água (álcool), a lavagem em contracorrente com água pode ser utilizada.

Em relação às suspensões de sólidos, os líquidos orgânicos apresentam as seguintes vantagens: baixas viscosidade e abrasividade e alta estabilidade.

Fluidos Paramagnéticos⁽⁸⁾

Em 1986 a Intermagnetics General Corporation-IGC patenteou, nos Estados Unidos, um equipamento denominado *Magstream*, destinado à separação de minerais ou partículas sólidas, baseado na diferença de suas densidades. Essa separação pode ser feita em batelada (300 g de amostra) ou escala comercial de 250 kg/h, cobrindo um intervalo de densidade de 1,5 a 21,0.

Os minerais a serem separados são misturados com um fluido magnético e alimentados no *Magstream*, através de um tubo rotativo anular. Uma força magnética externa exerce uma atração sobre o fluido que, combinada com a força centrífuga, promove um gradiente de densidade radial que aumenta do centro para a periferia, permitindo a separação das partículas leves e pesadas.

Fluido paramagnético é uma suspensão coloidal, à base de água, não tóxico, contendo partículas de ferrita micronizada abaixo de 100 Å e dispersas com lignosulfonato. Esse fluido funciona com uma densidade variável na presença de um campo magnético. A densidade do fluido magnético pode ser controlada, variando-se a intensidade do campo, a velocidade de rotação ou a concentração do fluido. Excetuando-se o campo magnético, a operação no aparelho *Magstream* se assemelha à separação em ciclone de meio denso ou em Dynawhirpool (DWP).

Suspensões de Sólidos em Água

Para a obtenção de uma suspensão ideal é necessário que o sólido a ser utilizado apresente as seguintes características:

dureza elevada - para evitar a degradação das partículas, que geram finos durante a operação e conseqüentemente aumentam a viscosidade da polpa;

estabilidade química - apresentar resistência à corrosão e não reagir com os minerais em estudo;

densidade elevada - para atingir a densidade de separação dos minerais, tendo o meio denso viscosidade aceitável do ponto de vista operacional;

recuperação fácil - o material utilizado na suspensão água/sólido deve apresentar propriedades que permitam a recuperação do sólido e sua reutilização;

estabilidade de suspensão - o material sólido deve formar uma polpa estável;

granulometria - o material sólido deve apresentar uma distribuição granulométrica, de maneira a não elevar a viscosidade do meio em níveis impraticáveis, do ponto de

vista operacional. A utilização de material (sólido) muito fino contribui para aumentar a viscosidade, além de dificultar a sua recuperação.

grãos arredondados - é aconselhável a utilização de materiais com grãos arredondados, visto que os grãos angulosos diminuem a fluidez do meio e se degradam com mais facilidade.

Características dos Principais Sólidos Utilizados nas Suspensões

Ferro-silício (15% Si) atomizado: É obtido mediante a atomização com vapor do material fundido, seguido de resfriamento brusco em água, resultando na obtenção de partículas arredondadas. Na Tabela 7.2. estão apresentadas as características granulométricas de quatro tipos de Fe/Si.

Tabela 7.2 - Características granulométricas do ferro-silício atomizado (catálogo Hoechst).

| Granulometria (mm) | Tipo e % Peso Acumulada | | | |
|-----------------------|-------------------------|------|------------|------------|
| | Grosso | Fino | Ciclone 60 | Ciclone 40 |
| +0,210 | 3 | 1 | -- | -- |
| +0,149 | 11 | 8 | 0 | -- |
| +0,105 | 28 | 18 | 2 | 0 |
| +0,074 | 40 | 33 | 7 | 2 |
| +0,044 | 62 | 55 | 27 | 10 |
| -0,044 | 38 | 45 | 73 | 90 |
| -0,037 | -- | -- | 65 | 85 |

Ferro-silício (15% Si) moído: é obtido por meio de britagem e moagem. Na Tabela 7.3. estão apresentadas as características granulométricas de seis diferentes tipos de ferro-silício moído.

Tabela 7.3 – Distribuição granulométrica de seis diferentes tipos de Fe/Si moído (catálogo Hoechst).

| Granulometria (mm) | Tipo e % em peso acumulada | | | | | |
|-----------------------|----------------------------|------|------|------|------|-------|
| | 48D | 65D | 100D | 150D | 270D | N(*) |
| +0,210 | 5 | 0,5 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| +0,149 | 15 | 3,0 | 0,2 | 0 | 0 | 0-0,5 |
| +0,105 | 30 | 8,0 | 1,2 | 0,5 | 0 | 0-5 |
| +0,074 | 50 | 20,0 | 5,0 | 2,0 | 0,2 | 5-10 |
| +0,044 | 75 | 55 | 35 | 25 | 10 | 20-30 |
| -0,044 | 25 | 45 | 65 | 75 | 90 | 70 |

(*) Nacional

São representadas, a seguir (Tabela 7.4), as características químicas e físicas de um ferro-silício, com 15% Si, quer seja moído ou atomizado.

Tabela 7.4. - Características químicas e físicas de um ferro-silício.

| Elementos ^(*) /Propriedades | Peso (%) | Elementos ^(*) /Propriedades | Peso (%) |
|---|----------|--|----------|
| Si | 14-16 | Al | 0,8 |
| C | 1,0 | Mn | 0,5 |
| S | 0,05 | Cu | 0,8 |
| P | 0,1 | Cr | 0,5 |
| material magnético | | | 99% |
| densidade picnométrica | | | 6,7-7,0 |
| Densidade aparente | | | 3,5-4,2 |
| (*) Exceto o Si, os outros valores são o máximo permitido | | | |

DENSIDADE DO MEIO

A densidade de uma suspensão é função da densidade do sólido utilizado e da quantidade de sólido adicionado ao meio. Essa densidade pode ser calculada, segundo a expressão ⁽⁹⁾:

onde:

$$D_p = \frac{100}{\frac{C}{D_s} + (100 - C)}$$

D_p - densidade da suspensão; D_s - densidade do sólido;

C - concentração (% peso) do sólido na suspensão.

À medida que aumenta a concentração de sólidos, aumenta a densidade da suspensão. No entanto existe um limite, do ponto de vista prático, porque se a viscosidade da suspensão atingir determinados limites, a fluidez do meio fica comprometida, inviabilizando a separação dos minerais do ponto de vista prático. O limite da concentração de sólidos das suspensões encontra-se entre 70 e 86% em peso.

Na preparação das suspensões podem ser usados os minerais barita, argilas, quartzo moído, magnetita moída, e ainda ferro-silício (moído ou atomizado) e chumbo atomizado.

Existem quatro classes de suspensão cobrindo intervalos de densidades da suspensão, relacionadas com os minerais de interesse a separar:

densidades de 1,3 a 1,9, restritas praticamente ao beneficiamento de carvão;

densidades de 2,7 a 2,9 muito comum na pré-concentração de minerais metálicos;

densidades de 2,9 a 3,6, utilizadas para minérios especiais e mais particularmente na recuperação de diamantes;

densidades acima de 3,6, raramente usadas.

Por apresentarem propriedades mais adequadas na preparação de suspensões água/sólido, os materiais mais utilizados são o ferro-silício e a magnetita.

O ferro-silício é uma liga composta principalmente de silício (15%) e ferro (85%), com densidade de 6,9. A sua alta densidade permite a obtenção de polpas com densidade máxima de 3,4, cobrindo portanto um intervalo capaz de separar a maioria dos minerais metálicos de suas gangas. Isto é um fator que faz com que o Fe/Si seja o meio denso mais utilizado, industrialmente, para minerais metálicos e outros minerais especiais.

A magnetita, com densidade de 5,0 a 5,2 permite, na prática, a obtenção de uma polpa com densidade máxima de 1,9. Desta forma, só é possível a utilização da magnetita para a separação de minerais de baixa densidade: grafita, gipsita e principalmente carvões minerais.

REOLOGIA DO MEIO DENSO

A reologia estuda as propriedades físicas resultantes do escoamento de materiais, particularmente fluxo plástico de sólidos e de líquidos não Newtonianos⁽¹¹⁾.

Propriedades do Meio Denso

Como regra geral, as propriedades reológicas de uma suspensão são influenciadas pelos seguintes fatores: a viscosidade do meio fluido, a concentração de sólidos, tamanho e forma das partículas e forças de interação entre as partículas⁽¹²⁾.

As características físicas e mineralógicas do meio têm um efeito muito significativo sobre a operação do meio denso. A densidade, forma e distribuição granulométrica dos sólidos utilizados na suspensão têm grande influência na reologia do meio denso. Propriedades físicas e químicas, tais como energia superficial, coercividade, permeabilidade e grau de oxidação, também influenciam na reologia do meio e na sua recuperação⁽⁴⁾.

O desempenho de uma separação em meio denso está relacionado com:

as propriedades hidrodinâmicas do material a ser separado, em condições operacionais;

as propriedades reológicas da suspensão sob condições operacionais;

a granulometria do material a ser separado e a densidade do meio de separação;

a viscosidade e o limite de escoamento da suspensão que, idealmente, devem ser o mais baixo possível;

a estabilidade da suspensão que deve ser a mais alta possível.

Entende-se por estabilidade, como o inverso da taxa de sedimentação da suspensão. Quanto mais estável for a suspensão, menor será a agitação requerida pela mesma durante a operação de separação. Por outro lado, uma menor turbulência do meio denso, resulta em menor formação de finos, decorrente da degradação do material sólido que constitui a suspensão, evitando as perdas deste no circuito de recuperação do meio denso. Entretanto é possível que, para formar essa suspensão mais estável, seja atingido o limite de escoamento desta, aumentando a viscosidade para valores impraticáveis. Em vista disto, deve-se buscar um ponto de equilíbrio entre a estabilidade da suspensão e o aumento da viscosidade.

Qualidade da Suspensão Fe/Si

Klassen et al. ⁽¹⁰⁾ estudaram a melhoria das propriedades físicas e mecânicas de uma suspensão de Fe/Si, com a adição de reagentes orgânicos e inorgânicos. Os seus estudos mostraram que a adição de hexametáfosfato de sódio (0,5 -1,0 g/l) à suspensão reduziu a sua viscosidade de 17,0 para 12,5 cP e tensão de cisalhamento de 30 para 0,8 N/cm².

O pH da suspensão exerce também uma influência muito grande na redução da viscosidade e tensão de cisalhamento da suspensão, estando os melhores valores para pH entre 7,8 e 8,5.

O ferro-silício moído é bastante susceptível à oxidação na fase de moagem, estocagem e principalmente quando da sua utilização na separação em meio denso, prejudicando as propriedades reológicas da suspensão. A decomposição do ferro-silício ainda não está suficientemente entendida, mas alguns fatores são apontados como responsáveis pela corrosão na superfície das partículas de Fe/Si^(10,13), quais sejam:

não uniformidade estrutural da liga de ferro-silício, variando de 15 a 25% Si;

composição não uniforme de camada interfacial nas diferentes seções das superfícies das partículas de ferro-silício, quando em contato com a fase fluida;

formação não homogênea e aparecimento de uma voltagem interna nas partículas de ferro-silício resultante da cominuição.

A utilização de um agente inibidor do tipo nitrato de sódio (NaNO_3) ou fosfato de sódio (Na_3PO_4) resulta na formação de um filme sobre a superfície das partículas de Fe/Si. Esse filme cobre as seções de anodo e catodo, tendo como resultado uma redução na cinética da reação eletroquímica de superfície. Com isso, o processo de corrosão do Fe/Si é bastante reduzido(10; 13).

PRINCÍPIOS DA SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO^(2,5,9)

O processo de separação em meio denso consiste em separar partículas em função de suas densidades, usando como meio de separação, um fluido de densidade intermediária. As partículas de densidade inferior à desse fluido, flutuam; as de densidade superior, afundam; e as de densidade igual à do fluido, permanecem em suspensão (Figura 7.1).

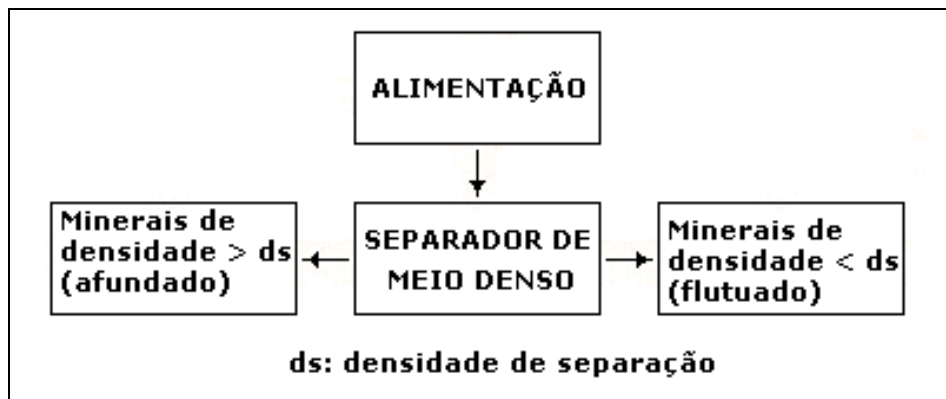


Figura 7.1. – Processo de separação em meio denso.

Os meios densos usados são: líquidos orgânicos, soluções de sais inorgânicos em água e suspensões de sólidos de granulometria fina em água.

Há duas grandes áreas de aplicação industrial de separação em meio denso: obtenção de um produto final para o mercado, como no caso do beneficiamento de carvões; e na obtenção de um pré-concentrado, como nos casos das concentrações de diamantes, sulfetos e óxidos metálicos.

A separação em meio denso é dividida em dois métodos básicos de separação: o "estático" e o dinâmico.

A separação "estática" é feita em suspensões onde atuam somente forças gravitacionais, o que não implica que os equipamentos usados não possuam partes móveis, o necessário para prover a estabilidade do meio denso.

A separação dinâmica é caracterizada pelo uso de separadores que empregam forças centrífugas, cerca de 20 vezes, ou mais, que a força da gravidade atuante na separação estática, que são os chamados separadores centrífugos.

Teoricamente, qualquer tamanho de partícula pode ser tratada por meio denso. Na prática da separação estática industrial, as partículas a serem separadas devem ter tamanhos acima de 3 mm, sendo que o mais comum é 6 mm. O limite superior de tamanho, na prática, é de 150 mm, podendo ser ainda maior no caso de alguns carvões. Este limite máximo é determinado, normalmente, em função dos equipamentos de separação a serem usados no projeto e das facilidades de manuseio de material na usina.

A separação pode ocorrer para uma diferença de densidade entre materiais de 0,1 ou menos. Em meio "estático", a separação dos minerais baseia-se na equação, a seguir:

$$F_g = M_p \cdot g - M_f \cdot g = (M_p - M_f) \cdot g ,$$

onde:

F_g = força gravitacional;

M_f = massa do fluido deslocado;

M_p = massa da partícula;

g = aceleração da gravidade.

A força gravitacional (F_g) poderá ser positiva ou negativa. Ela será positiva quando o peso da partícula ($M_p \cdot g$) for maior que o peso do fluido ($M_f \cdot g$) deslocado pela própria partícula, ou seja, a força do empuxo. Neste caso, a partícula afundará. Quando a força gravitacional for negativa, ou seja, o peso da partícula ($M_p \cdot g$) for menor que o peso do fluido deslocado ($M_f \cdot g$), a partícula flutuará.

Na separação dinâmica, o tamanho máximo da partícula varia de 50 a 12 mm e o mínimo de 1,0 a 0,5 mm. Excepcionalmente, pode ser tratado material abaixo de 0,5 mm. Estes tamanhos são condicionados pelas eficiências de separação dos próprios equipamentos.

Em meio dinâmico (p. ex. ciclone de meio denso), a aceleração da gravidade é substituída pela aceleração centrífuga. Portanto, tem-se a seguinte equação para a separação dinâmica.

$$F_c = (M_p - M_f) \cdot \frac{v^2}{r}$$

onde:

F_c = força centrífuga;

M_f = massa do fluido deslocado;

M_p = massa da partícula;

r = raio do ciclone.

v = velocidade tangencial de entrada da alimentação;

A grande superioridade de $\frac{v^2}{r}$ em relação à "g", ou seja, da força centrífuga em relação à gravitacional, permite maior capacidade de separação aos separadores dinâmicos, quais sejam: ciclones de meio denso, *dynawhirpool* e outros, bem como a separação de partículas a uma granulometria mais fina.

APLICAÇÕES DA SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO⁽²⁾

O uso da separação em meio denso no setor mineral foi desenvolvido há mais de cinco décadas, iniciando com o beneficiamento de carvões minerais, e encontrou aí um amplo campo de aplicação com o desenvolvimento de muitos tipos de equipamentos. Nas últimas décadas, a separação em meio denso tem sido também aplicada no beneficiamento de minerais metálicos, principalmente na fase de pré-concentração onde se descarta uma boa parte da ganga, antes mesmo que seja alcançada a liberação total das partículas valiosas do minério.

Os processos de separação em meio denso oferecem algumas vantagens sobre outros processos gravíticos. Neles há possibilidade de realizar separações precisas em uma determinada densidade, com elevada eficiência de separação, mesmo na presença de uma boa quantidade de minerais de densidades próximas à do meio. A densidade de separação pode ser rigorosamente controlada dentro de uma faixa em torno de 5 kg/l, e a densidade de separação pode ser variada com relativa rapidez, durante a operação, caso seja necessário. O processo é, contudo, um pouco mais dispendioso, principalmente devido aos equipamentos adicionais necessários à limpeza e recuperação do meio denso e sua recirculação no circuito. Porém estes custos são atenuados ou até compensados por outras vantagens econômicas no processo, como, por exemplo, a sua alta capacidade de processamento e a possibilidade de automação do circuito, diminuindo assim os custos operacionais.

O processo de separação em "meio estático" é aplicado quando os minerais a separar se apresentam a granulometrias grossas, pois como se sabe, a eficiência de

separação decresce com a diminuição de tamanho das partículas, devido a uma baixa velocidade de sedimentação destas.

As densidades mais comuns de separação variam de 1,3 a 1,9 para carvões minerais, e de 2,7 a 2,9 para minerais metálicos. Porém, pode-se atingir até a densidade de 3,6, que é a máxima atingível nas suspensões usadas industrialmente. A separação em meio denso é também usada, como já foi mencionado, como etapa de pré-concentração, para retirar, o quanto antes do circuito de concentração, gangas como quartzo, quartzito, xisto etc. Com isso, já se obtém produtos bastante enriquecidos, com massas reduzidas, para as etapas seguintes do processamento, devido ao descarte da ganga já liberada.

Exemplos em que a separação em meio denso pode ser usada na fase de pré-concentração, são os casos em que o mineral pesado, de interesse, está associado a rochas matrizes leves, ou então, quando esse mineral de interesse ocorre com outros minerais de ganga também pesados, porém encaixados em rochas matrizes e encaixantes leves, como acontece, às vezes, em veios de cassiterita, onde ocorrem também gangas constituídas por sulfetos de ferro, óxidos de ferro e outros, associados à gangas silicosas leves. Em ambos os casos, a pré-concentração propicia um descarte razoável de massa de minerais de ganga, possibilitando, assim, redução nos custos globais de beneficiamento do minério.

PRINCIPAIS EQUIPAMENTOS DE SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO USADOS NAS INDÚSTRIAS^(2,4,5)

Os equipamentos de separação "estática" possuem, normalmente, recipientes de diversas formas, dentro dos quais são introduzidos a alimentação e o meio denso. O produto flutuado é removido simplesmente por transbordo ou com a ajuda de pás. A remoção do produto afundado já é um pouco mais difícil e exige criatividade no projeto do separador. Um dos cuidados que se deve ter na remoção do produto afundado é evitar que haja grande carregamento do meio denso, ocasionando assim distúrbios provocados por correntes descendentes dentro do recipiente de separação.

A remoção do produto afundado pode ser feita por meios pneumáticos, bombeamento, elevadores de caçambas de chapas perfuradas, sistemas de arraste, etc. Os separadores estáticos trabalham com maior volume de meio denso que os dinâmicos, propiciando, assim, um tempo de residência na separação, consideravelmente maior nos primeiros. Em muitos separadores, todo o meio denso é alimentado perto do topo do tanque, ou no topo da suspensão; em alguns, parte do meio denso é alimentado no fundo do tanque para permitir correntes ascendentes; há ainda casos em que o meio denso é alimentado em vários níveis, para formar correntes horizontais, ou para manter a homogeneidade deste em todo o tanque.

Considerando a ampla aplicação da separação em meio denso, especialmente no beneficiamento de carvões com granulometria grossa, não é de se surpreender a existência de um grande número de tipos e de fabricantes de equipamentos para esse fim, em uso comercial. Não menos do que 74 tipos desses equipamentos são ou já foram usados, pela indústria mineral ou carbonífera. Os separadores tipo cone foram os primeiros usados com sucesso comercial na separação em meio denso (Cone Chance, em 1917). Estes foram também os primeiros a usar galena e magnetita como meios de separação. Os separadores de cone são os mais indicados para o tratamento de carvões grossos, na faixa de 100 a 3 mm, especialmente nos Estados Unidos, onde os carvões possuem grande proporção de material leve. São menos indicados para alimentações com maior proporção de material pesado. Separadores de tambor e de calhas, por outro lado, são indicados para alimentações com grande quantidade de pesados, fato que os tornam populares no campo de tratamento de minérios, onde a proporção de pesados chega a alcançar 80%, ou no beneficiamento de carvões, onde muitas vezes a proporção de pesados na alimentação chega a ser superior a 50%, como nos carvões europeus e brasileiros.

Os separadores dinâmicos, com um dimensionamento adequado dos orifícios de entrada da alimentação e saída dos produtos, podem tratar alimentações com uma proporção variável de leves para pesados.

Os fatores que influenciam na seleção do tipo de equipamento são: capital disponível, espaço requerido para a instalação, tamanho máximo da partícula a ser tratada, capacidade de alimentação, densidade de separação. A alimentação deve ser molhada antes da entrada no separador, para uma melhor eficiência de separação.

Serão descritos, a seguir, alguns dos principais equipamentos de "separação estática" e dinâmica mais empregados na indústria mineral e carbonífera.

Equipamentos Industriais de Separação Estática

SEPARADOR DE CONE, WEMCO (Figura 7.2)

É um tipo de separador de cone que consiste, essencialmente, de um tanque cônico, de até 6 m de diâmetro, podendo tratar partícula de até 10 cm de diâmetro com capacidade de até 500 t/h⁽²⁾. Neste tipo de separador existe um mecanismo interno de agitação lenta, o bastante para manter o meio em suspensão uniforme e auxiliar o movimento do produto flutuado em direção à periferia do separador, onde é descarregado por transbordo, com uma certa porção do meio, que é recuperado no circuito. O produto afundado é removido do cone por meio de bomba ou de fluxo ascendente externo (Fig. 7.2a) ou interno (Fig. 7.2b) com ar comprimido (*air lift*). Em ambos, parte do meio denso que sai com o afundado é drenado, e volta diretamente para dentro do cone.

Os separadores de cone foram desenvolvidos, originalmente, para beneficiamento de minérios, com alta eficiência metalúrgica, também no tratamento de partículas finas. Foram, também, os primeiros tipos de equipamentos usados nos Estados Unidos para beneficiar carvão, usando a magnetita na preparação do meio denso.

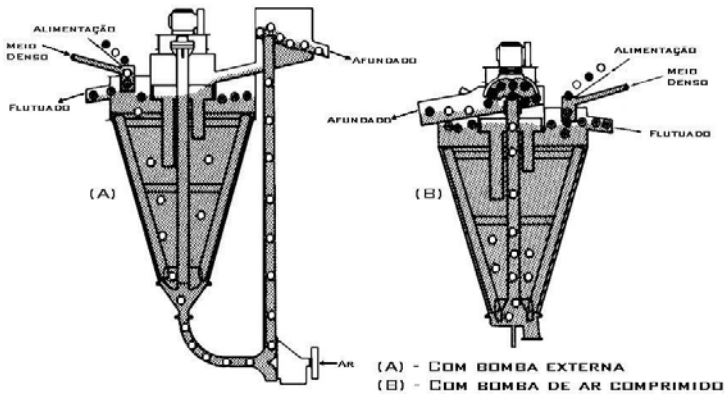


Figura 7.2 - Separador de cone, Wemco (2)

Separadores de Tambor

Os separadores de tambor convencionais são usados amplamente no beneficiamento de minérios metálicos e não metálicos, com granulometria de alimentação variando de 5 a 300 mm. Consistem de um tambor cilíndrico rotativo, provido de elevadores (ressaltos) que são fixados na parede interna do tambor e que se destinam a remover, continuamente do circuito, o produto afundado durante a separação. O produto flutuado sai por transbordo em um vertedouro localizado na extremidade oposta à alimentação.

O separador de tambor pode ser usado para obtenção de dois ou três produtos de separação. Para dois produtos de separação (flutuado e afundado), este é constituído de um só compartimento de separação (Figura 7.3); enquanto que aqueles com três produtos de separação (mais um produto misto), o mesmo é constituído de dois compartimentos de separação (Figura 7.4), operando independentemente um do outro.

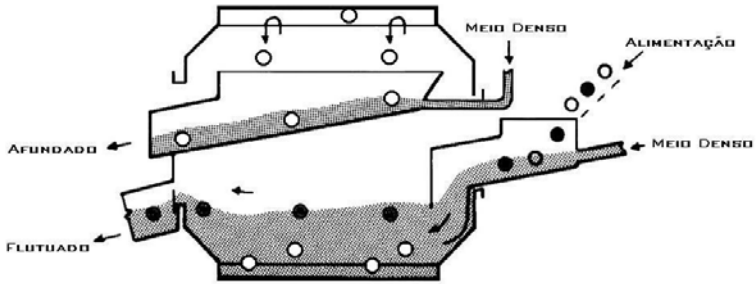


Figura 7.3 - Separador de tambor de um só compartimento ⁽²⁾

Esses separadores são construídos de vários tamanhos, até 4,3 m de diâmetro por 6 m de comprimento, com capacidade máxima de 450 t/h. Longitudinalmente, existem placas divisórias internas, que separam a superfície do flutuado, da descarga do afundado. A pequena profundidade do meio denso nesses equipamentos, em comparação com os separadores de cone, minimiza a sedimentação das partículas do meio denso, dando uma maior uniformidade na densidade em toda a extensão do tambor. A agitação provocada pelos elevadores também contribui para uma melhor homogeneização do meio denso.

No separador de três produtos, ou de dois compartimentos, o produto afundado em uma densidade menor, no primeiro compartimento, alimenta o segundo compartimento onde a densidade de separação é mais alta. Do primeiro compartimento sai o produto leve (flutuado) e do segundo compartimento saem os produtos pesado (afundado) e misto.

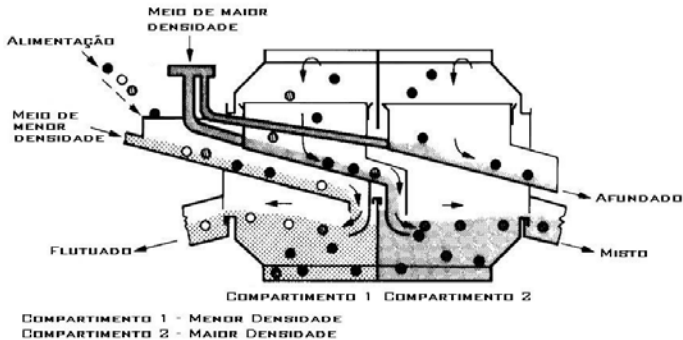


Figura 7.4 - Separador de tambor de dois compartimentos ⁽²⁾

Separador Teska

Foi desenvolvido na Alemanha Ocidental em 1959, e hoje é produzido pela Humboldt Wedag, essencialmente para a indústria carbonífera. Consiste de um tambor com caçambas internas (Figura 7.5) de chapas perfuradas, para transporte do material

afundado e drenagem do meio denso. O tambor gira lentamente dentro de um tanque aberto que contém o meio denso. O produto flutuado é descarregado na extremidade oposta à da alimentação, por transbordo ou por auxílio de pás, em uma calha. Esse produto é descarregado em peneiras primárias para a drenagem do meio denso, que retorna diretamente ao tanque do separador. O produto afundado no tanque do meio denso é elevado pelas caçambas do tambor e descarregado em uma outra calha.

Uma característica do separador Teska é o controle da corrente descendente de meio denso que sai das caçambas de chapas perfuradas e é descarregado no tanque através de orifícios ajustáveis. Isto é importante para evitar alguma tendência de formação de gradiente de densidade dentro do tanque do separador.

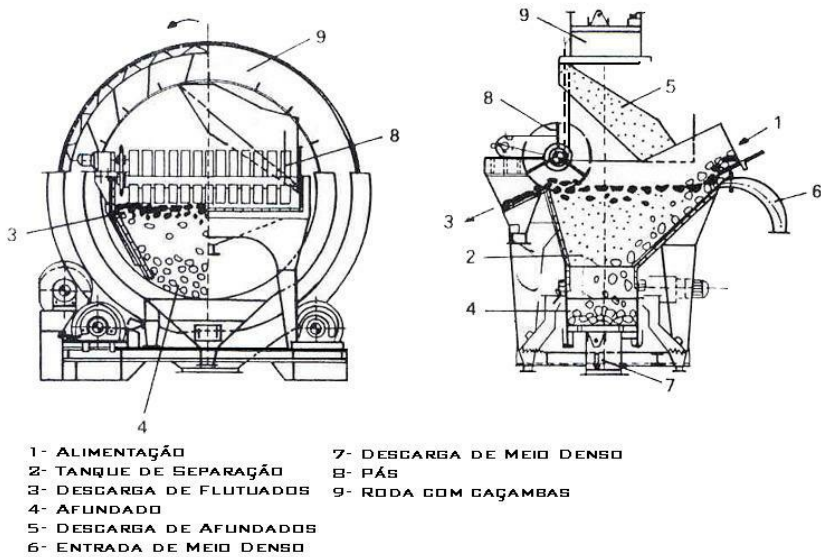
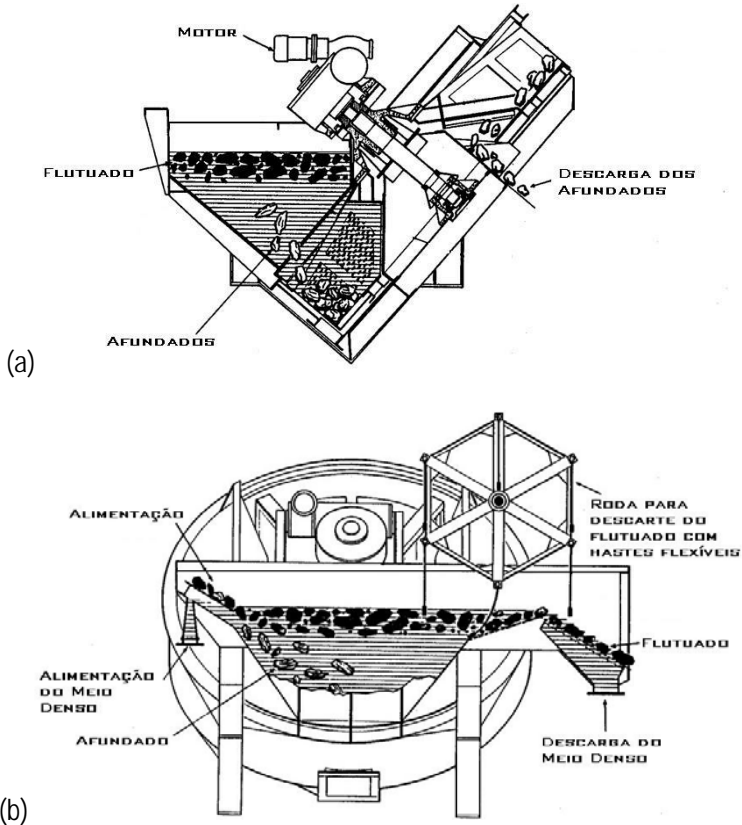


Figura 7.5. - Separador Teska (4)

Separador Drewboy

Este separador (Figura 7.6) pode ser considerado como uma modificação do Separador Teska, onde o tambor, com características diferentes, opera na posição inclinada, e não na vertical. Foi desenvolvido na França, sendo muito usado na Europa e especialmente na Grã Bretanha e Alemanha, no beneficiamento de carvões, porém pouco usado nos Estados Unidos, devido à sua relativa baixa capacidade para flutuados. O Drewboy faz a separação em dois produtos; se um terceiro produto é desejado, será necessária a instalação de dois desses equipamentos, em série. A instalação de dois separadores em série é muito comum, tanto no caso dos separadores Drewboys, como para os separadores Teska, no beneficiamento de carvões. No separador Drewboy, a

alimentação entra em uma das extremidades do tanque e os produtos leves (flutuados) são descarregados na extremidade oposta; enquanto os produtos pesados (afundados) são removidos do fundo do tanque por uma roda, constituída de compartimentos radiais, montada em um eixo inclinado. Este eixo é suportado por mancais localizados fora do compartimento do meio denso, como mostra a Figura 7.6. A alimentação do meio denso pode ser feita pelo fundo do tanque ou por cima, próxima da alimentação do minério ou carvão. A proporção do meio denso que entra por esses dois pontos é controlada por válvulas.



Separador Norwalt

Este equipamento foi desenvolvido na África do Sul, onde existem muitas instalações desse equipamento nas usinas de beneficiamento de carvões. O Norwalt (Figura 7.7) consiste de um tanque anular, com uma parte interna cônica, que protege o mecanismo de acionamento do sistema de remoção do produto afundado. A alimentação é introduzida no separador, mais para o centro do equipamento, dentro de uma cortina anular que imerge um pouco no tanque de meio denso. A cortina força a alimentação a

imersão no meio denso, evitando a saída de produtos pesados com os produtos leves (carvão lavado). Os produtos leves são descarregados, por transbordo, nos vertedouros laterais do separador, enquanto que os produtos pesados são removidos continuamente do fundo do separador por um sistema de arraste, que gira em torno de um eixo central e conduz todo o material à uma descarga única conectada a um elevador de caçambas ou a um sistema similar ao Drewboy (tambor inclinado). O sistema de remoção dos pesados evita, também, a decantação das partículas que compõem o meio denso, matendo-as em suspensão.

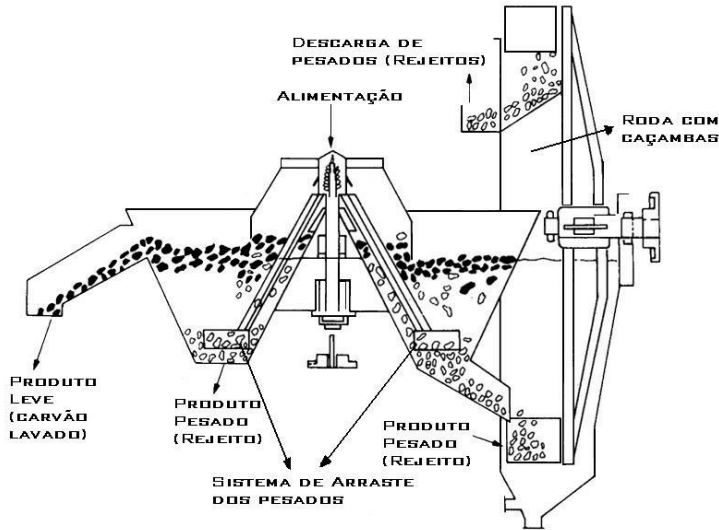


Figura 7.7 - Separador Norwalt.⁽²⁾

Equipamentos Industriais e de laboratório, de Separação Dinâmica^(2,15)

Ciclone de Meio Denso

Os ciclones de meio denso são muito usados no beneficiamento de minérios e, principalmente no processamento de carvões. A alta força centrífuga envolvida, possibilita a separação, com sucesso, de partículas a granulometrias mais finas do que por outros métodos gravíticos. A alimentação dos ciclones de meio denso não deve conter partículas abaixo de 0,5 mm, para evitar a contaminação do meio denso, com esta fração fina, minimizando, assim, as perdas do meio denso no processo. A atuação de forças de cisalhamento dentro dos ciclones permite a utilização de partículas mais finas de ferro-silício ou magnetita na constituição do meio denso, o que é essencial para a estabilidade da suspensão durante o processo de separação. O princípio de operação é bastante

similar ao do ciclone convencional de classificação. A alimentação e o meio denso são introduzidos, tangencialmente e sob pressão no ciclone, o qual idealmente é instalado em posição inclinada, tal como mostra a Figura 7.8, possibilitando que a alimentação seja feita por gravidade, de uma determinada altura manométrica. No caso dos ciclones DSM (Dutch State Mines), esta altura situa-se em torno de nove vezes o diâmetro do ciclone, no caso de beneficiamento de carvões e diamantes⁽²⁾.

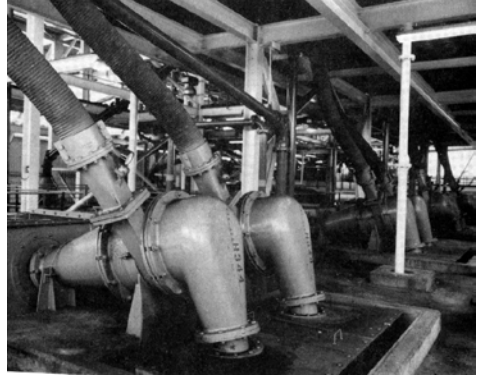
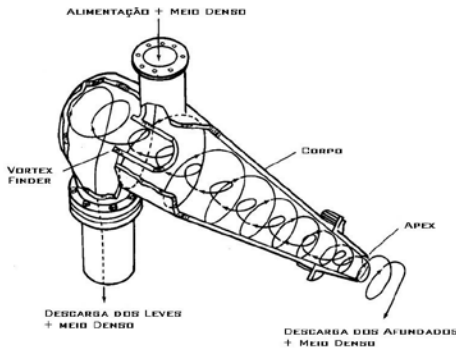


Figura 7.8. - Ciclone de meio denso típico.⁽¹⁹⁾

A alimentação por gravidade é sempre desejada, pois reduz a degradação da alimentação, que normalmente ocorre quando se usa bombeamento.

Os produtos pesados movem-se ao longo da parede do ciclone e são descarregados no ápex, *underflow*, enquanto que os leves, *overflow*, se descarregam no *vortex finder*. O meio denso forma um gradiente de densidade dentro do ciclone, que aumenta no sentido do centro para a parede interna do ciclone.

Separador Dynawhirpool (DWP)

O separador DWP foi originalmente desenvolvido, em 1960, para tratamento de finos de carvão, nos Estados Unidos, mas agora é bastante usado para tratar carvões e minérios, principalmente na faixa de 15 a 0,5 mm. O DWP consiste de um cilindro de comprimento e diâmetro definidos (Figura 7.9), com aberturas nas extremidades sob forma de tubos, por onde são feitas a alimentação do minério e a descarga do fluído. Existem ainda dois tubos laterais localizados nas partes inferior e superior do cilindro, que permitem a entrada tangencial do meio denso e a descarga do afundado, respectivamente. A maior parte do meio denso (aproximadamente 90%) é alimentada, por bombeamento, na parte lateral e inferior do cilindro; o restante entra junto com a alimentação, para auxiliar a

entrada da mesma no equipamento. Esse cilindro opera inclinado, em relação a horizontal, de 25° para minérios e 15° para carvão.

No Brasil, esse equipamento é utilizado no beneficiamento de minérios de diamante, bauxita refratária, fluorita, entre outros. Foi usado intensamente na ICOMI, com finos de minério de manganês, e na Cia. Mineira de Metais, com minério oxidado de zinco.

A forma tangencial de entrada do meio denso na parte inferior e lateral do aparelho propicia a formação de um *vortex* ascendente ao longo de todo o comprimento do aparelho, cuja descarga pela abertura tangencial lateral superior, contem o produto pesado (afundado) da separação.

O tubo de entrada da alimentação é acoplado a um funil alimentador, por onde entra o material a ser tratado, com parte do meio denso. As partículas leves da alimentação não chegam a penetrar no *vortex* ascendente de meio denso, percorrendo, assim, a sua face interna e sendo descarregadas com o meio denso na extremidade inferior do DWP, reduzindo muito a degradação das partículas leves. As partículas pesadas da alimentação penetram no *vortex* ascendente em direção à parede interna do cilindro e são logo descarregadas na abertura lateral superior através de uma mangueira de descarga, com parte do meio denso. Como a descarga das partículas pesadas está localizada próxima à alimentação, os pesados são removidos da unidade quase que de imediato após entrarem, reduzindo, consideravelmente, a degradação das partículas pesadas. Somente as partículas de densidades próximas à do meio denso, é que entram em contato com as paredes internas do cilindro por um tempo mais prolongado. A descarga tangencial dos pesados, é conectada à uma mangueira flexível; a altura desta mangueira pode ser usada para ajustar a pressão de topo e, desta forma, auxiliar no controle da densidade de corte.

A capacidade do DWP é de até 100 t/h. Este equipamento apresenta algumas vantagens sobre outros tipos de separadores centrífugos de meio denso. Além de propiciar uma menor degradação dos produtos da separação, menor desgaste operacional do equipamento, e ter bom desempenho de separação, apresenta custos operacionais mais baixos, em razão de somente o meio denso ser alimentado por bombeamento.

A separação no DWP baseia-se na criação e controle de um *vortex* ascendente, onde sua forma e estabilidade são afetadas pelos seguintes grupos de variáveis:

Geométricas:

comprimento do cilindro;

diâmetro do cilindro;

diâmetro e comprimento, dentro do cilindro, dos tubos de alimentação e de saída do flutuado;

diâmetro de entrada do meio denso e de saída do afundado.

Operacionais:

pressão de alimentação do meio denso;

pressão de descarga do afundado;

inclinação do DWP.

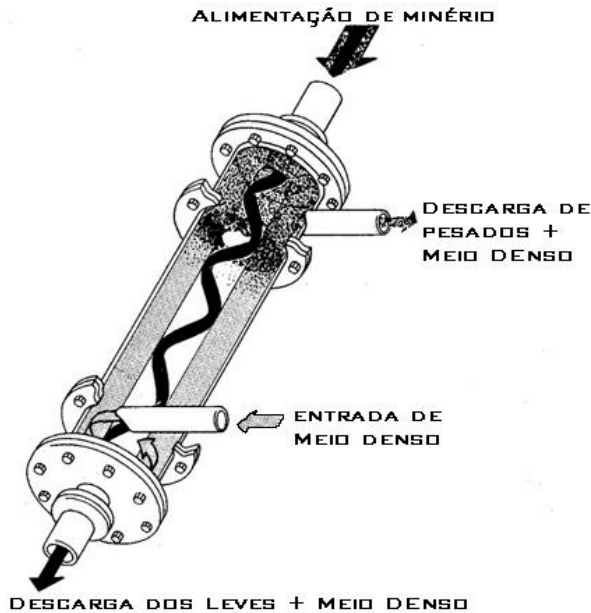


Figura 7.9 - Dynawhirlpool.⁽²⁾

Separador Tri-Flo

Este separador consiste em dois DWP(s) acoplados (Figura 7.10), e é utilizado nas operações de beneficiamento de carvão, minerais metálicos e não metálicos. A entrada de meio denso e a saída da fração pesada são em forma de voluta. Esta forma de entrada de alimentação produz menos turbulência do que a tangencial usada no DWP. Este separador opera em dois estágios. O produto flutuado que sai do primeiro estágio é retratado no segundo, com a mesma densidade do meio ou em densidade diferente.

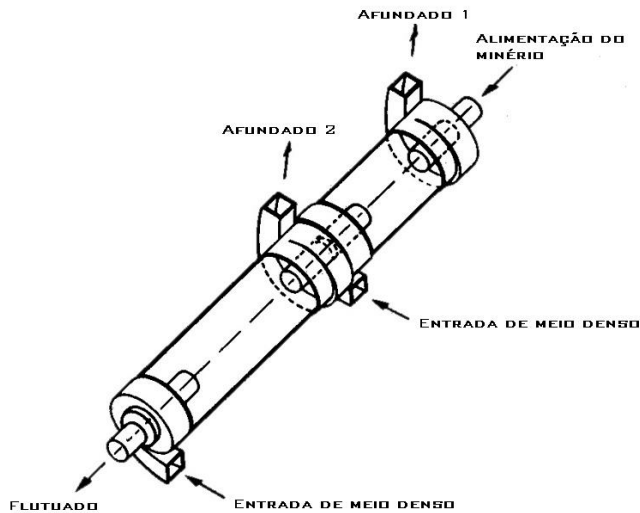


Figura 7.10 - Tri-Flo.⁽²⁾

Por ser um separador de dois estágios, a separação resulta em três produtos, podendo ser usada para obtenção de concentrado (produto valioso), misto e rejeito. O misto obtido, dependendo da situação, pode ser cominuído, deslamado e retornar ao mesmo circuito, ou ser tratado em um circuito separado. No caso de tratamento de minerais metálicos, o segundo estágio de separação funciona como estágio *scavenger*, aumentando assim a recuperação global no circuito. O segundo produto (concentrado *scavenger*) pode ser, ainda, rebitado e, após deslamagem, retornar também ao circuito. Quando o separador é usado no tratamento de carvões, o segundo estágio purifica o flutuado do primeiro estágio, produzindo um carvão de alta pureza *cleaner*. Esses dois estágios de separação aumentam a eficiência da operação. Esses separadores são normalmente fabricados em quatro tamanhos, variando de 250 a 500 mm de diâmetro, com capacidade de 15 a 90 t/h, respectivamente.

Afunda-Flutua (Sink and Float) - Laboratório

Alguns ensaios de separação em meio denso, com a utilização de suspensões, também podem ser realizados em laboratório, com equipamentos do tipo "Afunda-flutua" (Foto 1), da *Denver Laboratory Company*. Os ensaios são realizados com material, normalmente, acima de 0,6 mm.

O equipamento consiste de dois compartimentos cilindro-cônicos que se comunicam por meio de uma calha. Estes dois compartimentos possuem peneiras nos fundos das partes cilíndricas, que permitem a circulação do meio denso. O meio denso circula, por bombeamento, no sentido do compartimento maior para o menor.

Normalmente, realizam-se ensaios nesse tipo de equipamento, quando se deseja verificar a eficiência de corte em uma densidade levantada em ensaios densimétricos, ou para preparar uma certa quantidade de produto para ensaios posteriores de aplicação industrial, utilizando material com granulometria grossa. Neste último caso, a preparação deste material seria mais onerosa e mais complicada se fosse feita com o uso de líquidos densos, tipo bromofórmio e outros.

Os ensaios são realizados em bateladas, com a alimentação previamente preparada. A alimentação é introduzida no compartimento maior. Neste compartimento, o material flutuado passa por transbordo e por meio de uma calha para o compartimento menor, onde fica retido em uma peneira. O material afundado, mais denso, permanece no fundo do primeiro compartimento, procedendo assim, a separação.



Foto 1 – Equipamento para ensaios de Afunda-Flutua.

CIRCUITO TÍPICO DE SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO^(2,16)

A preparação do minério para alimentação de um circuito de meio denso é de fundamental importância para o sucesso da separação. A alimentação, além de estar na granulometria adequada, deve estar livre de finos, evitando-se, assim, um aumento da viscosidade do meio, que afetaria a eficiência de separação, bem como conduziria a um maior consumo do meio utilizado.

O que mais onera as operações de separação em meio denso é o sistema de recuperação do meio denso, para o seu reaproveitamento no circuito. O meio denso sai do separador junto com os produtos da separação, ou seja, os leves e os pesados.

Um circuito típico de separação em meio denso é mostrado na Figura 7.11, no qual o separador usado é um *dynawhirpool* (DWP). O circuito seria similar se, no lugar deste, outro tipo de separador de meio denso fosse utilizado (cyclone de meio denso, separador de tambor etc.).

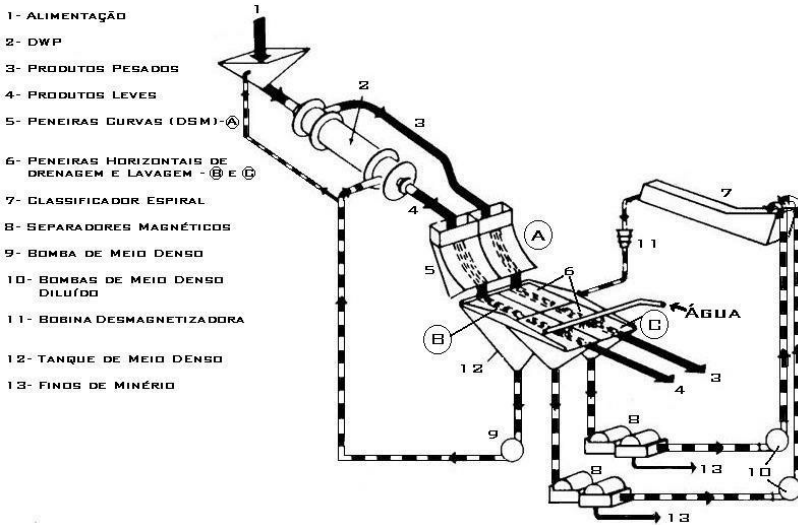


Figura 7.11 - Circuito típico de separação em meio denso.⁽²⁾

Os produtos leves e pesados que deixam o equipamento de separação, passam, separadamente, por peneiras curvas DSM (A) de drenagem do meio denso e peneiras horizontais divididas em duas partes, onde a primeira (B) é ainda para drenagem do meio denso. Cerca de 90% do meio denso é recuperado nessas duas partes (A e B) e bombeado de volta ao circuito. Na segunda parte da peneira horizontal (C) é onde se processa a lavagem dos produtos, que é feita com água sob pressão (*spray*), para a retirada de partículas finas de meio denso e de minério que ficam aderidas nos produtos de separação.

Os finos das peneiras de lavagem dos produtos, constituem uma polpa muito diluída, contendo o meio denso e finos do minério. Esta polpa diluída é tratada em separadores magnéticos, para recuperação do material que constitui o meio denso (magnetita ou ferro-silício). Em seguida, a polpa contendo o meio denso passa por um classificador espiral para desaguamento, visando ajustar à densidade requerida na operação de separação. Na etapa seguinte, este material desaguado (*underflow* do classificador) é desmagnetizado em bobinas desmagnetizadoras, para assegurar a não floculação das partículas, e retorna ao circuito do meio denso no processo.

Em lugar do classificador espiral, outro sistema de adensamento de polpa pode ser usado. Atualmente, o controle da densidade do meio é feito automaticamente por meio de instrumentação.

CONTROLE E AVALIAÇÃO DAS OPERAÇÕES DE SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO^(12,17,18)

Para um bom desempenho das operações de separação em meio denso são necessários, principalmente: uma boa preparação da alimentação; vazão de alimentação adequada ao equipamento; controle da densidade de corte; controle granulométrico do material usado no meio denso (ferrosilício ou magnetita, os mais usados); controle da pressão de entrada da alimentação (caso, por exemplo, dos ciclones de meio denso); controle da pressão de entrada do meio denso e pressão de saída dos pesados (caso da separação em DWP).

Existem diversos métodos para avaliar o desempenho das operações de separação em meio denso na indústria, principalmente no caso do beneficiamento de carvões. Estes métodos estão distribuídos nos chamados critérios dependentes e critérios independentes.

Os critérios dependentes mais usados, são apresentados a seguir.

Eficiência orgânica: existem diversas formas de definir a eficiência de separação de um equipamento ou de uma usina de beneficiamento; uma muito usada na separação de carvões é a eficiência de recuperação ou eficiência orgânica, proposta por Fraser e Yancey:

$$E (\%) = \frac{\text{Recuperação de carvão lavado}}{\text{Recuperação teórica}} \times 100$$

Aqui, a recuperação teórica é a percentagem de carvão contido na alimentação com o mesmo teor de cinzas do carvão lavado. Este dado pode ser tirado da curva de lavabilidade do carvão em questão.

Material deslocado total: define-se como material deslocado total, a quantidade de material de rejeito presente no concentrado, somado à quantidade de material de concentrado presente no rejeito, guardando-se as devidas proporções entre concentrado e rejeito. Essas quantidades são medidas em termos percentuais. Quanto menores as proporções de material deslocado, melhor o desempenho do equipamento. As medidas são feitas com base na densidade de corte do equipamento e em testes densimétricos realizados em laboratório, com os produtos da separação (concentrado e rejeito).

Eficiência de separação metalúrgica: Esta forma de eficiência de separação, muito usada em beneficiamento de minérios, é calculada pela expressão:

$$E(s) = \frac{rv - rg}{rv} \times 100$$

onde:

$E(s)$ = eficiência da separação;

rv = recuperação metalúrgica do mineral útil;

rg = recuperação metalúrgica da ganga.

Os critérios independentes são derivados da curva de partição do equipamento, também conhecida como curva de Tromp. Com a construção dessa curva, pode-se medir a eficiência de separação do equipamento. Para construir a curva de Tromp, é necessário conhecer a recuperação em massa do produto pesado, obtido na operação industrial e as curvas de lavabilidade do concentrado e do rejeito. Com base nestes dados, pode-se calcular a alimentação reconstituída ou calculada e os coeficientes de partição, os quais fornecem a percentagem de cada fração densimétrica, ou densidade média, de material que se dirige para os produtos pesados.

Plotando os coeficientes de partição, de 0 a 100, no eixo das ordenadas e as densidades médias das faixas densimétricas no eixo das abcissas, pode-se traçar a curva de Tromp, como é ilustrado na Figura 7.12.

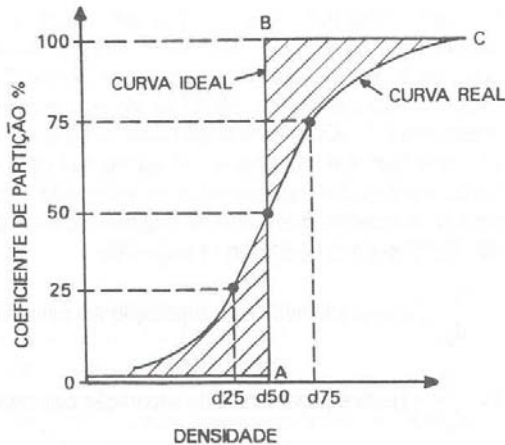


Figura 7.12 - Curva de Tromp.

A curva OABC da Figura 7.12 representa a curva ideal, onde todas as partículas de densidades menores que a densidade de corte iriam para o flutuado, enquanto as partículas de densidades maiores, iriam para o afundado. Entretanto, na prática isto não acontece, pois partículas de densidades próximas à densidade de corte podem dirigir-se à fração flutuada ou à afundada. Para estes casos, tem-se a curva real, também mostrada na Figura 7.12, construída com base em probabilidades associadas às diferentes classes de partículas, que se dirigem ao afundado. A área hachurada entre as curvas ideal e real, corresponde a quantidade de material deslocado, também conhecido como "*mislplaced material*". A densidade d_{50} , referente ao coeficiente de partição de 50%, é chamada de densidade efetiva de separação ou simplesmente de densidade de partição (d_p). O segmento, na curva real, correspondente aos coeficientes de partição de 25% e 75% é, na grande maioria dos casos, um segmento de reta; quando não o é, se aproxima bastante deste, podendo ser considerado na prática, como tal. A inclinação desse segmento em relação à vertical, já dá uma idéia da eficiência de separação, ou seja, quanto mais próximo ele estiver da vertical, mais eficiente será a separação. Esta eficiência de separação pode ser medida pelo chamado "erro provável de separação" ou "*ecart probable*" (E_p), que é definido pela metade da diferença entre as densidades correspondentes aos coeficientes de partição de 75% e 25%, ou seja:

$$E_p = \frac{d_{75} - d_{25}}{2}$$

Para uma separação ideal $E_p = 0$. Portanto, quanto menor E_p , mais a curva se aproxima da vertical, e mais eficiente será o processo de separação. Na prática, E_p usualmente situa-se na faixa de 0,01 - 0,08.

Outro índice que pode ser usado para medir a eficiência de separação de um equipamento, é a chamada imperfeição (I). (E_p) é mais usado para caracterizar os equipamentos de separação em meio denso, enquanto que (I) é mais usado para caracterização dos equipamentos de separação, cujo meio é a água ou o ar (caso dos jigsawes, mesas, espirais, ciclones pneumáticos etc.) As relações entre I e E_p são as seguintes:

$$I = \frac{E_p}{d_p} \text{ (para equipamentos de separação em meio denso)}$$

$$I = \frac{E_p}{d_p - 1} \text{ (para equipamentos de separação cujo meio é a água)}$$

De acordo com alguns autores, os valores de (I) variam de 0,07 para ciclones de meio denso a 0,175 para jigsawes.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) HEAVY-MEDIA Separation process fine ore concentration. Ore Dressing Notes, New York, n. 12, Aug. 1943.
- 2) WILLS, B. A. Heavy medium separation. In: Mineral Processing Technology. New York: Pergamon Press, 4 ed., Cap. 11, p. 420-456, 1988.
- 3) SYMONDS, D. F. Selection and sizing of heavy media equipment. In: Design and Instalation of Concentration and Dewatering Circuits. (s.l.): SME/AIME, Cap. 6, p. 250-267, 1986.
- 4) BURT, R. O. The theory of heavy medium separation. In: Gravity concentration technology. New York: Elsevier, Cap. 5, p. 53-79, 1984.
- 5) AQUINO, J. A. Concentração em meio denso. Rio de Janeiro: CETEM, (CI-11/81), 1981.
- 6) BENJAMIN, R. E. et al. Recovery of heavy liquids from dilute solutions. American Mineralogists. Vol. 56, p. 613-619, Mar./Apr. 1971.
- 7) MULLER, L. D.; BURTON, C. J. The heavy liquid density gradient and its applications in ore dressing mineralogy. In: Common Wealth Mining and Metallurgical Congress, 8, Austrália and Newzeland, 1965.
- 8) I.G.C. MAGSTREAM NEWS, v. 1, n. 1-4, 1988.
- 9) JUNIOR, A. V.; MAGALHÃES, G.; CAMPOS, J. A. F.; ASSUMPÇÃO, L. F. G.; FURTADO, M. A. T.; FIUZA, M. R.; ANDRADE, V. L. L. Métodos físicos de concentração de minérios. In: Tratamento de Minérios e Hidrometalurgia *in memorian* Prof. Paulo Abib Andery. Recife: ITEP, p. 117-131, 1989.
- 10) KLASSEN, V. I. et al. Improvements of phisical and mechanical properties of ferrosilicon suspensions with help of reagents. Moscow: Institute of Mining (s.d.) pt-2- Gravity and dense media separation.
- 11) TRUSH, P. W. (ed.) A dictionary of mining, mineral and related terms. (Washington): Bereau of Mines, 1968.
- 12) VAN OLPHEN, H. An introduction to clay colloid chemistry. 2 ed. New York, John Willey, Cap. 9, p. 136, 1977.

- 13) WILLIAMS, R. A.; KELSALL, G. H. Degradation of ferrosilicon media in dense medium separation circuits. In: *Minerals Engineering*, v. 5, n. 1, p. 57-77, 1992.
- 14) MITCHELL, D. R.; LEONARD, J. W. *Coal Preparation*. 3 ed. New York: AIME, 1968.
- 15) BURT, R. O. Heavy medium separation In: *Gravity Concentration Technology*. Cap. 9, p. 139-185. New York: Elsevier, 1984.
- 16) FIGUEIRA, H. V.; AQUINO, J. A. Dynawhirlpool (DWP) e sua aplicação na indústria mineral. Rio de Janeiro: CETEM/DNPM/CPRM, (Série de Tecnologia Mineral, 20), 1981.
- 17) RUBIO, J. Caracterização do desempenho de equipamentos e processos de beneficiamento de carvão. In: *Carvão Mineral - Caracterização e Beneficiamento*. (s.n.t.), v. 1, cap. 1, p. 53-64
- 18) KAHN, H. Notas de aula da disciplina: Caracterização tecnológica de minérios e matérias primas minerais – USP, 1992.
- 19) D.G. Osborne. *Coal Preparation Technology*. Vol. 1.p.250-267. 1988.

GLOSSÁRIO

| | |
|-------------------|--|
| Coercividade | Intensidade de campo magnético externo que deve ser aplicada à uma substância ferromagnética, para anular a magnetização. |
| Meio | Material usado para formar o meio denso (ferro-silício, magnetita etc). |
| Carvão lavado | Termo usado pelos técnicos da área de carvão, que significa carvão beneficiado. |
| Concentrado | Produto valioso de uma operação de beneficiamento. |
| Pré-concentrado | Concentrado obtido antes mesmo de atingir a liberação total do mineral valioso ou da ganga à ele associada. Quando grande parte da ganga já está liberada à uma determinada granulometria, uma pré-concentração é realizada, visando o descarte desta. |
| Lavagem de Carvão | Separação do carvão das impurezas que o acompanham. |
| Flutuado | Material de densidade menor que a densidade de separação (produto leve). |
| Afundado | Material de densidade maior que a densidade de separação (produto pesado). |
| Fração Pesada | É o mesmo que afundado. |
| “Scavenger” | Concentração secundária. |
| Misto | Mistura de material valioso e material sem valor ou de menos valor. |
| Suspensão | Qualquer sistema heterogêneo, no qual sólidos insolúveis são dispersos em um líquido, mantendo as características deste. |

Separação Magnética e Eletrostática

João Alves Sampaio

Eng^o de Minas/UFPE, Mestre e Doutor em
Engenharia Mineral/COPPE-UFRJ,
Tecnologista Sênior do CETEM/MCT

Adão Benvindo da Luz

Eng^o de Minas/UFPE, Mestre e Doutor em
Engenharia Mineral/EPUSP,
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

SEPARAÇÕES MAGNÉTICAS

Introdução

A separação magnética é um método consagrado na área de processamento de minérios para concentração e/ou purificação de muitas substâncias minerais. Pode ser empregada, dependendo das diferentes respostas ao campo magnético associadas às espécies mineralógicas individualmente, no beneficiamento de minério e na remoção de sucata.

A propriedade de um material que determina sua resposta a um campo magnético é chamada de susceptibilidade magnética. Com base nessa propriedade os materiais ou minerais são classificados em duas categorias: aqueles que são atraídos pelo campo magnético e os que são repelidos por ele. No primeiro caso tem-se os minerais ferromagnéticos, os quais são atraídos fortemente pelo campo, e os paramagnéticos, que são atraídos fracamente. Aqueles que são repelidos pelo campo denominam-se de diamagnéticos.

A separação magnética pode ser feita tanto a seco como a úmido. O método a seco é usado, em geral, para granulometria grossa e o a úmido para aquelas mais finas. Recentemente tem-se verificado grandes avanços em ambos os métodos, sem contar com a utilização da tecnologia dos supercondutores, que abriu um novo horizonte na área de processamento de minérios. São conhecidos separadores magnéticos que operam industrialmente com um campo que varia de 5 a 6 T, sendo 1 T (Tesla) igual 10^4 G (Gauss) e, que, representa $1 \text{ NA}^{-1}\text{m}^{-1(1,2,3)}$.

Fundamentos Teóricos

Relação entre Grandezas Magnéticas Utilizadas em Separação Magnética

Minerais ferromagnéticos compreendem aqueles que são fortemente atraídos pelo ímã comum. O exemplo mais conhecido é a magnetita. Os paramagnéticos são fracamente atraídos e o exemplo clássico é a hematita. Os minerais diamagnéticos possuem susceptibilidade magnética negativa e, portanto, são repelidos quando submetidos a um campo magnético, entre outros destacam-se; quartzo, cerussita, magnesita, calcita, barita, fluorita, esfalerita, etc.

Quando se descreve um campo magnético é comum referir-se a duas grandezas; densidade de fluxo magnético \vec{B} , e intensidade de campo, \vec{H} , ambas são medidas em

Tesla (T) . A primeira, \vec{B} , refere-se ao número de linhas de indução que passam através da partícula do mineral. A segunda, \vec{H} , é a força de magnetização que induz a passagem das linhas de indução através da partícula. Tais grandezas são vetoriais e, portanto, possuem módulo, direção e estão relacionadas pela equação:

$$\vec{B} = \mu \vec{H} \quad [8.1]$$

μ = permeabilidade magnética do meio.

No vácuo, μ pode ser igual a μ_0 para fins práticos. Nas situações onde \vec{B} e \vec{H} diferem somente pelo fator de proporcionalidade, μ , indistintamente podem ser chamados de campo magnético.

A experiência mostra que quando se coloca uma partícula mineral fracamente magnética em determinado campo \vec{H} de uma dada região do espaço, o fluxo magnético \vec{B} é acrescido do valor $\vec{\Psi}$ tal que:

$$\vec{B} = \vec{H} + \vec{\Psi} \quad [8.2]$$

$\vec{\Psi}$ = indução magnética do material.

O seu valor no ar é muito pequeno e dessa forma pode-se tomar o valor de \vec{B} igual \vec{H} . É muito comum referir-se apenas a magnetização \vec{J} de um material, que é a ação de criar linhas de indução magnética ou um campo magnético em uma substância ou em uma região determinada do espaço. A relação entre a indução magnética e a magnetização é dada por:

$$\vec{\Psi} = 4\pi \vec{J} \quad [8.3]$$

Conclui-se que a equação [8.2] pode ser escrita da forma:

$$\vec{B} = \vec{H} + 4\pi \vec{J} \quad [8.4]$$

A razão adimensional entre \vec{J} , magnetização e \vec{H} , intensidade de campo, é chamada de susceptibilidade magnética k , ou seja:

$$\mathbf{k} = \vec{\mathbf{J}} / \vec{\mathbf{H}} \quad [8.5]$$

Para materiais paramagnéticos, k é uma constante positiva e de baixo valor, não ultrapassando normalmente ao valor de 10^{-3} . Para os materiais diamagnéticos, k é uma constante negativa, usualmente menor (em módulo) que 10^{-5} . A susceptibilidade magnética de um material ferromagnético é variável dependendo do campo de magnetização, da natureza e manuseio da amostra.

Os materiais ferromagnéticos são, na sua maioria, referenciados em termos da permeabilidade magnética μ e, de acordo com a equação [8.1], tem-se:

$$\mu = \vec{\mathbf{B}} / \vec{\mathbf{H}} \quad [8.6]$$

Das relações [8.4], [8.5] e [8.6] conclui-se que:

$$\mu = 1 + 4\pi k \quad [8.7]$$

Partículas Mineraias Submetidas à Ação de Campo Magnético

As grandezas magnéticas mais importantes que determinam a força magnética atuando em um sólido podem ser ilustradas revendo uma experiência de magnetismo e analisando o comportamento de algumas partículas de minerais submetidas à ação de campo.

Seja o campo magnético, \mathbf{H}_z , produzido por um solenóide de laboratório conforme apresentado na Figura 8.1. No gráfico da direita está representada a variação do campo ao longo do eixo do solenóide quando esse é alimentado com uma potência de 400 kW. A intensidade de campo é de 3 T no centro da espira e de 0,18 nas extremidades. Se a corrente através do solenóide é reduzida 10 vezes, o campo magnético em todos os pontos será proporcionalmente reduzido de 10 vezes e o consumo de energia será reduzido 100 vezes. Quando se coloca amostras de quartzo, hematita e magnetita em um determinado ponto ao longo do eixo do solenóide, observa-se que ao variar a corrente elétrica o campo magnético também varia e como consequência o peso aparente da partícula. Para facilitar, tomou-se a variação aparente do peso em grama (g) igual à unidade magnética em unidades de grama-força. Verifica-se que a força magnética é mais intensa nas extremidades da espira e não no centro, onde existe maior intensidade de campo magnético. Na verdade, no centro do solenóide a força é praticamente zero. De tal forma, observa-se que a força é maior onde há maior gradiente de campo e, no centro do solenóide são nulos o gradiente e a força magnética.⁽²⁾

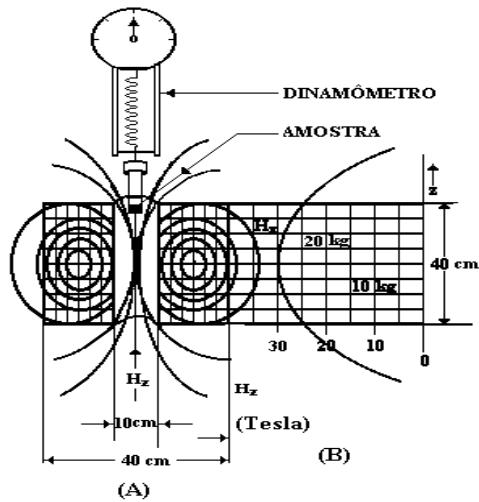


Figura 8.1 - Campo magnético no interior de um solenóide e a representação gráfica do mesmo.⁽²⁾

Quando a amostra está na parte superior do solenóide, os pesos aparentes da hematita e magnetita aumentam com o aumento do campo, o peso aparente de quartzo diminui. Se a amostra estiver situada na parte inferior do solenóide os pesos aparentes da hematita e magnetita diminuem e do quartzo aumenta. Conclui-se que a força magnética atuando na hematita e magnetita é dirigida para o centro do solenóide, onde existe um campo magnético mais elevado. No caso do quartzo a força magnética é dirigida para a extremidade onde o campo é mais fraco.

Na Tabela 1 constam as diversas ações da força magnética equivalente ao peso de 1,0 g da amostra localizada na borda da espira. O sinal positivo indica a orientação no sentido de maior intensidade de campo e em g para facilitar a comparação com o peso da amostra. Nota-se que a força sobre a hematita e o quartzo aumenta com o quadrado do campo ou do gradiente, embora a força sobre a magnetita aumente na mesma proporção do aumento de campo magnético. Para o quartzo, mineral tipicamente diamagnético, a força atuante é muitas vezes menor que o seu peso. Na hematita, mineral paramagnético, a força é desprezível comparada com seu peso, sob ação de campo de 0,18 T. Apenas com o aumento do campo com intensidade de 1,8 T o valor da força magnética situa-se na ordem de grandeza da força gravitacional. A magnetita, mineral ferromagnético, detém força magnética muitas vezes maior do que o seu peso, mesmo sob ação de um campo com baixa intensidade.

Em anexo, encontra-se uma relação dos principais minerais indicando a faixa de campo magnético onde os mesmos podem ser separados pelo processo de separação magnética.

Tabela 8.1 - Medidas da força magnética sobre amostras de 1 g de quartzo, hematita e magnetita suspensas no eixo de um solenóide.

| ENSAIOS 1 | | ENSAIOS 2 |
|-----------------------------|---------------------------|---------------------------|
| H_z | $1,8 \times 10^{-1}$ T | 1,8 T |
| $\partial H_z / \partial z$ | $1,7 \times 10^{-2}$ T/cm | $1,7 \times 10^{-2}$ T/cm |
| Quartzo | $-1,54 \times 10^{-4}$ | $-1,54 \times 10^{-2}$ |
| Hematita | $6,43 \times 10^{-4}$ | $6,43 \times 10^{-1}$ |
| Magnetita | 15,8 | 158 |

O fenômeno que governa a separação magnética está relacionado à duas questões básicas; o comportamento das partículas de minerais diferentes quando expostas a um mesmo campo magnético e às forças magnéticas que atuam sobre elas. (3)

Na situação inicial, tem-se a análise das respostas das diferentes partículas minerais ao campo a elas aplicado. Isso resulta na já conhecida atração ou repulsão das mesmas pelo campo. A Figura 8.2 mostra a indução magnética para diferentes espécies mineralógicas, em função da intensidade de campo aplicado. Observa-se que os minerais ferromagnéticos (curva a) apresentam resposta rápida da indução magnética com o campo. Na curva b isso ocorre, porém menos acentuado, são os minerais paramagnéticos. No caso da curva c a situação é inversa, a indução magnética apresenta valor negativo, isso é observado com os minerais diamagnéticos.

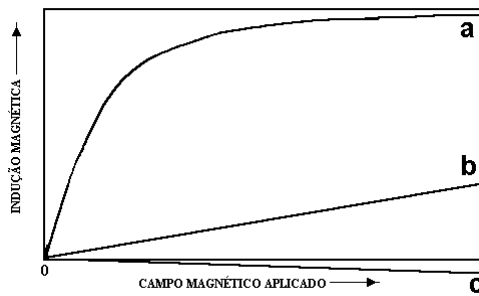


Figura 8.2 - Indução magnética para diferentes espécies mineralógicas (a) ferromagnéticas, (b) paramagnéticas e (c) diamagnéticas.

Em segundo lugar, procura-se analisar como as forças magnéticas que atuam sobre partículas submetidas a um campo. Para efeito didático, é útil imaginar que uma partícula magnetizada comporta-se temporariamente como uma barra magnética, em cujas extremidades estão os pólos norte e sul. Nos materiais ferromagnéticos, o alinhamento dos dipólos é permanente. Nos materiais paramagnéticos tal alinhamento não é permanente, sendo apenas induzido enquanto o campo é aplicado, tornando-se totalmente aleatório na ausência do campo.

Quando um campo magnético uniforme é aplicado a uma partícula, as forças que atuam sobre dois pólos da mesma são iguais e opostas, portanto a resultante dessas forças é nula. Se o campo aplicado nas duas extremidades, difere em intensidade resultará numa força agindo sobre a partícula. Tal fato mostra que o campo aplicado possui variação especial que é função das dimensões do material magnetizado. Essa variação de campo, também chamada de gradiente, resulta numa força atuante sobre o material, provocando a atração ou repulsão do mesmo.

Nos equipamentos modernos tanto o campo quanto o gradiente são os responsáveis de primeira ordem pelo processo de separação. Relembrando que a intensidade de campo refere-se ao número de linhas de fluxo que passa por uma determinada área, enquanto que, o gradiente de campo descreve a convergência ou divergência das linhas de fluxo. A Figura 8.3 ilustra muito bem esse fato, em A tem-se um campo uniforme. A força resultante é nula sobre a partícula. Em B tem-se um campo convergente, o fluxo de linhas mostra um gradiente de campo, há no caso uma força resultante atuando sobre a partícula.

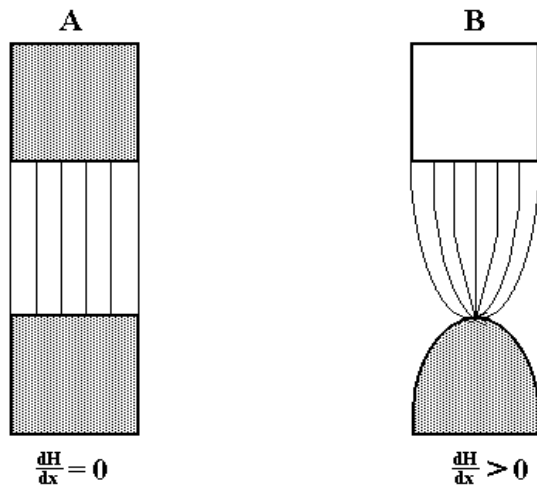


Figura 8.3 - Campo magnético uniforme (A) e (B) convergente, apresentando o gradiente de campo.

Descrição dos Equipamentos

Há uma grande variedade de separadores magnéticos, que podem ser classificados, de acordo com o uso, em dois grandes grupos, separadores a seco e a úmido. Os quais podem ser subdivididos de acordo com as características do campo de indução. Logo, são encontrados os separadores de baixa e alta intensidades, tanto para a operação a seco, quanto a úmido. A forma dos elementos que executam o trabalho de

separação no equipamento exerce influência significativa sobre a classificação dos separadores. Assim são denominados separadores de tambor, de rolos induzidos, de correias cruzadas, de carrossel etc. O Fluxograma 8.1 ilustra-se a classificação, características e aplicações dos separadores englobando os critérios de classificação apresentados anteriormente.

Matrizes Ferromagnéticas

Há duas formas de se produzir um gradiente. A primeira, e, mais simples consiste na construção de um pólo de eletroímã com a área bem menor que a do pólo oposto, Figura 8.3 B. A segunda forma consiste na utilização de matrizes entre os pólos do eletroímã. A finalidade dessas matrizes consiste em de aumentar o gradiente produzindo sítios dentro das mesmas com campo de alta intensidade. Vários modelos foram propostos e/ou utilizados, dentre os quais destacam-se: esferas, hastes, placas sulcadas, grades, lâ de aço, etc. A matriz deve ser escolhida de tal modo que melhor se ajuste as características do minério. No processo de seleção da matriz devem ser feitas, entre outras, as seguintes considerações:

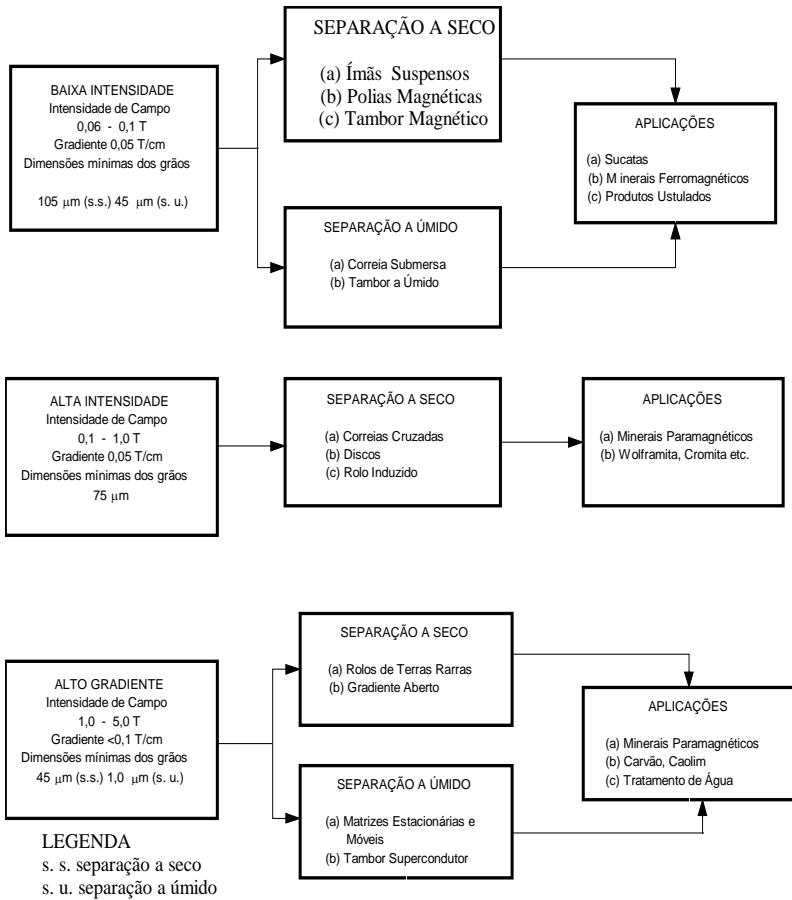
gradiente máximo de campo;

área superficial de captação por unidade de volume da zona da matriz;

capacidade de limpeza da matriz (retiradas das partículas magnéticas) com rapidez para manter o sistema de fluxo contínuo;

porosidade da matriz para permitir a vazão da polpa, caso ela tenha um valor muito baixo, é necessário maior pressão para obter a vazão ideal sem obstrução;

o material usado na fabricação das matrizes deve reter o mínimo de magnetização quando as mesmas são removidas do campo, no caso da matriz reter quantidade significativa de magnetização, torna-se impossível a remoção das partículas magnetizadas (tal discussão ainda é um tema de estudo intenso na área de separação magnética).



Fluxograma 8.1 - Características, classificação e aplicações dos separadores magnéticos.

Separador Magnético a Úmido de Alta Intensidade para Laboratório

O desenvolvimento da separação magnética tomou grandes dimensões com o advento das matrizes ferromagnéticas e, como conseqüência, a fabricação do separador Jones.. Devido ao sistema de matrizes e a grande eficiência da separação nas faixas granulométricas finas, o equipamento proporciona vantagens significativas comparado aos demais. A sua aplicação, devido à operação sempre com alta intensidade restringe-se em geral, aos minerais paramagnéticos. (2, 5, 6)

Quando se trata de minerais ferromagnéticos, o método encontra sérias limitações. A remoção das partículas magnéticas captadas pela matriz, é dificultada em virtude da alta susceptibilidade magnética dos minerais, mesmo utilizando pressões de 40 a 50 psi na água de lavagem.

Na Tabela 8.2 (em anexo), ilustra - se uma lista de 5 grupos minerais classificados como ferromagnéticos, moderadamente magnéticos, fracamente magnéticos, debilmente magnéticos, não magnéticos e diamagnéticos. Também são indicadas as faixas de intensidade de campo magnético para esses minerais. Na Tabela 8.3 (em anexo), consta a atratividade relativa dos minerais.

Na Figura 8.4 ilustra, de forma esquemática, um separador magnético tipo Jones usado em operação de laboratório. Um elevado campo magnético é aplicado nas matrizes situadas na caixa 12. As matrizes são sulcadas a fim de que as forças magnéticas sejam máximas no interior das mesmas. A alimentação é mantida constante por meio da válvula durante um intervalo de 2 s, enquanto que as não magnéticas atravessam tal região e são descarregadas em um recipiente coletor.

Na segunda fase da operação, as partículas captadas na matriz são lavadas por um fluxo de água com baixa pressão, segundo o percurso 9 e 3. Durante a operação os dois pistões hidráulicos 5 são acionados, um após o outro. O procedimento permite regular a pressão da água de lavagem, que é uma variável a ser controlada, a qual está ligada a outros fatores, como a susceptibilidade magnética dos minerais. O tempo de lavagem na operação é estimado em 1,5 s e são coletadas as partículas paramagnéticas.

Na terceira e última fase da operação, o campo magnético é desligado, iniciando a lavagem do concentrado com o fluxo de água segundo 6 e 3. A faixa de pressão utilizada é de 40 a 50 psi, permitindo a coleta do concentrado magnético.

Separador Magnético Tipo Carrossel

A Figura 8.4 b ilustra as características essenciais do separador magnético a úmido de alta intensidade para circuito contínuo. O equipamento consta de um anel rotativo, às vezes chamado de carrossel, que atravessa um campo magnético, onde são instaladas as matrizes. A alimentação é feita, de modo que a polpa atravesse uma região com campo de alta intensidade. O material magnético é captado pela matriz, ou pelo menos é retardado o suficiente para ser carregado pelo movimento do anel rotativo a uma região de campo com baixa intensidade, onde as partículas magnéticas remanescentes na matriz, são descarregadas por meio de um jato d'água, sendo o material magnético recolhido num determinado ponto da calha coletora. A separação é obtida com seletividade, visto que facilmente se controla as variáveis operacionais como: intensidade de campo elemento de conversão de fluxo, taxa de alimentação, percentagem de sólidos na polpa, velocidade do anel rotativo ou rotor e descarga das partículas magnéticas.

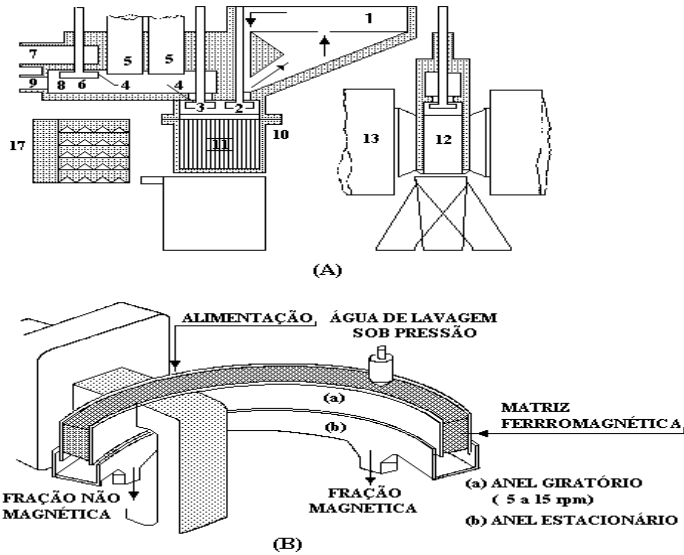


Figura 8.4. - Diagrama representativo dos separadores a úmido de alta intensidade para laboratório (A) e de carrossel (B) para circuito contínuo.

Separador de Correias Cruzadas

O separador, conforme ilustrado na Figura 8.5, consiste essencialmente de um transportador de correia plana (correia principal) que passa entre os pólos paralelos de dois eletroímãs e outro transportador de correia plana perpendicular à principal (correia secundária). A correia secundária passa sobre a superfície do pólo superior com a área menor em relação a do pólo inferior, proporcionando a convergência do campo. Entre as duas superfícies existe um "vão" ou *gap* separando as duas correias por uma distância da ordem de 10 mm na região de maior intensidade de campo e por onde passa o material. O equipamento, que opera a seco com intensidade de campo até 1,0 T, apresenta um índice elevado de seletividade e sua faixa granulométrica de aplicação está compreendida entre 1,65 mm a 104 μm .⁽⁷⁾

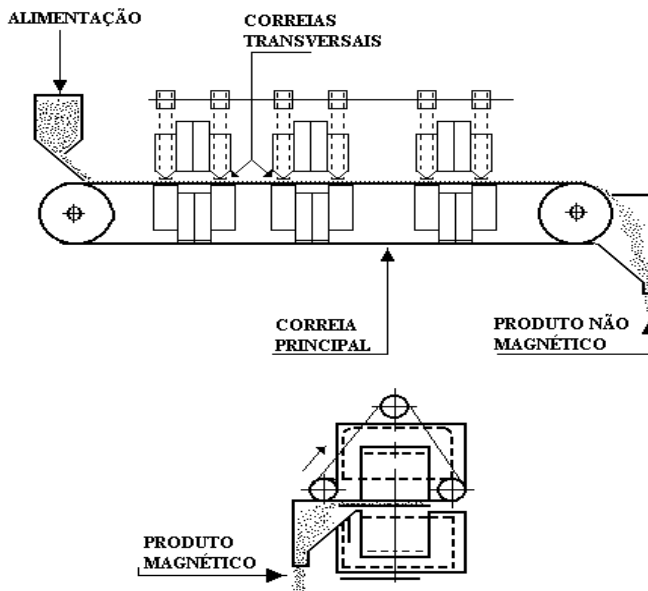


Figura 8.5 - Diagrama esquemático de um separador magnético de correias cruzadas.

Os minerais a serem separados são introduzidos sob a forma de uma camada fina sobre a correia principal, os magnéticos são suspensos e retidos na correia secundária, que se desloca transversalmente à principal, transportando-os para uma região ausente de campo, seguida da deposição nas caixas coletoras. O material não magnético permanece na correia principal, sendo depositado na caixa coletora situada na extremidade da correia, conforme ilustrado na Figura 8.5.

É comum nos modelos industriais a presença de dois ou mais pares de pólos em série, entre os quais passa a correia principal de uma extremidade a outra do separador.⁽⁸⁾ Tais equipamentos permitem a operação com diferentes intensidades de campo ao longo da correia principal, cujo valor de intensidade cresce desde a alimentação até o terminal da correia. Como consequência permite-se a separação seletiva de materiais, com diferentes susceptibilidades, em um mesmo separador. Os principais parâmetros operacionais do separador são:

velocidade das correias, o "vão" entre os pólos e a taxa de alimentação;

o fluxo magnético, que aumenta no sentido da alimentação à extremidade oposta do separador.

Separador de Rolo Induzido

Em tal separador a fração magnética é separada durante a passagem do minério através de campos magnéticos com intensidades de até 1,8 T, produzidos por rotores localizados entre os pólos de eletroímãs. O "vão" entre o pólo e o rotor pode ser ajustado para qualquer posição, sendo usual trabalhar com abertura bem menor, comparada com as de outros separadores. Como o fluxo magnético é uma função inversa do quadrado do "vão", as forças de campo mais intensas são obtidas com o "vão" menor, e, conseqüentemente, uma alimentação com granulometria mais fina. A convergência de campo é reforçada, em alguns modelos, pela utilização de rotores dotados de sulco na superfície.

As partículas são alimentadas sobre o rotor e penetram imediatamente na região de campo entre o pólo e o rotor. As partículas magnéticas permanecem inalteradas. Tal fato confere às partículas magnéticas trajetórias diferentes e não magnéticas, sendo coletadas separadamente conforme se observa na Figura 8.6.

Os separadores de rolo induzido são usados na remoção das impurezas ferruginosas presentes nos concentrados de sílica (areia), feldspato, barita, etc. Como etapas de concentração são usados nos circuitos de beneficiamento de minerais paramagnéticos tais como: monazita, cromita, granada, wolframita, etc.

Os equipamentos são fabricados desde o modelo mais simples com um rolo, até os modelos mais sofisticados com rolos em série. A capacidade de alimentação varia de caso a caso. No entanto, a faixa de operação situa-se entre 17.700 a 35.400 kg/h.m de largura do rolo.⁽⁹⁾

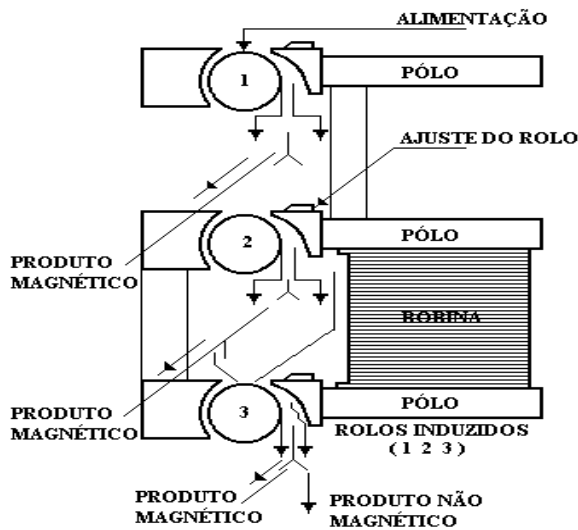


Figura 8.6 - Diagrama esquemático de um separador magnético de rolo induzido.

Considerações Finais

A elaboração detalhada das variáveis operacionais para o processo de separação magnética não é trivial, uma vez que as mesmas estão ligadas ao tipo de separador ou ao próprio método de separação. De um modo geral, não existe um conjunto genérico de variáveis que permita o controle operacional da separação magnética. Por exemplo, as variáveis empregadas no controle da separação magnética a úmido de alta intensidade não são as mesmas que controlam a separação magnética a seco de alta intensidade. Por essas e outras razões, as presentes informações limitam-se a comentar algumas variáveis que afetam a otimização do processo de separação.

Intensidade de Campo Magnético

A natureza do campo magnético tem marcada influência na separação dos diferentes tipos de minerais. A história da separação magnética revela que sua aplicação em escala contínua, só foi possível quando se produziu um campo magnético convergente, para o qual fluem as partículas com maior susceptibilidade magnética. Por outro lado, o controle da intensidade de campo permite a separação seletiva das partículas com diferentes valores na susceptibilidade magnética. Com baixa intensidade de campo separam-se minerais com elevadas susceptibilidade e com alta intensidade separam-se aqueles com valores mais baixos desse parâmetro. Em geral, o controle da intensidade de campo é feito com o emprego de eletroímãs, variando a corrente elétrica. Para alguns separadores pode-se variar o campo mediante ajuste prévio da distância entre os pólos. Os equipamentos com ímãs permanentes não apresentam maiores flexibilidades à variação da intensidade de campo comparados àqueles equipados com eletroímãs.

Alimentação

O controle da velocidade de passagem das partículas minerais através do campo magnético, constitui uma das variáveis operacionais. No caso da separação a seco, é conveniente que o leito das partículas que atravessa o campo não seja espesso, pois em tais condições somente as partículas situadas na superfície do leito serão atraídas pelo campo. De outro modo, partículas magnéticas situadas na camada inferior do leito arrastarão aquelas não magnéticas, situadas na camada superior, contaminando o concentrado. A alimentação ideal, para os separadores de correias cruzadas, seria aquela cujo leito fosse constituído por uma única camada, o que nem sempre se verifica na prática. Tal procedimento diminui substancialmente a produção, contudo aumenta a seletividade.

O excesso de alimentação acarreta a formação de oclusões de minerais não magnéticos, dentro dos flocos magnéticos, prejudicando a separação, a seco, principalmente quando se trabalha com material fino e de elevada susceptibilidade. Tal contaminação deve-se não só a formação de flocos, como também à formação de cadeias

instantâneas de partículas magnetizadas que arrastam as não magnéticas. Nos separadores a úmido não há grande velocidade das partículas na direção da maior intensidade de campo, devido à resistência oferecida pela água. Além de controle da alimentação, em alguns casos, é usado o recurso da reversão na polaridade para minimizar o efeito de adesão.

Aplicações Práticas

Na área de concentração de minérios, a principal aplicação prática da separação magnética a úmido de alta intensidade, é feita pela Companhia Vale do Rio Doce, em Itabira – MG, onde são usados separadores de carrossel, tipo Jones-Humbolt, na concentração de hematita. A utilização desse tipo de separador, no início da década de 70, permitiu à CVRD viabilizar o aproveitamento de itabiritos, até então não considerados como minério de ferro.

Outra grande aplicação da separação magnética a úmido de alta intensidade, é no beneficiamento de caulim, com finalidade de remover, minerais de ferro e titânio, prejudiciais à alvura do produto. Isto ocorre na Caulim da Amazônia S.A – CADAM, onde são utilizados separadores magnéticos criogênicos, tipo Carpcoc, gerando campo magnético da ordem de 5,0 T ⁽¹¹⁾. Outras utilizações, são abaixo enumeradas:

remoção de impurezas magnéticas, dos concentrados de cassiterita, scheelita, areia quartzosa e do feldspato;

remoção da magnetita do amianto e dos minérios fosfatados;

purificação do talco, na recuperação de wolframita e minerais não sulfetados de molibdênio, contidos em rejeitos de flotação;

no beneficiamento de minérios de urânio e de minerais pesados (ilmenita, rutilo).

A remoção da pirita, por separação magnética, contida no carvão é uma possível área de aplicação desse processo. Outra aplicação, em potencial, que pode fazer utilização das técnicas de separação magnética de alta intensidade é a purificação da água. Por meio do uso de separadores com supercondutores pode-se remover as impurezas magnéticas, em alguns casos cancerígenas, como também certos vírus e/ou bactérias que podem associar-se ao material magnético. Tal área de aplicação é sem dúvida o maior potencial que se conhece no presente para o uso da separação magnética. Com o advento dos supercondutores tal expectativa pode tornar-se uma realidade bem próxima.^(1, 12)

Avanços na Separação Magnética

O uso da tecnologia de supercondutores combinada ao princípio da separação magnética em tambor resultou em um dos maiores avanços no processamento de materiais paramagnéticos. Dessa forma, a combinação resultou na obtenção de um campo magnético com intensidade elevada, para promover a polarização do material, como também um gradiente elevado de campo, que proporciona forças magnéticas de alta intensidade sobre o material submetido à separação. Tal tipo de separação, adequado ao tratamento de minerais com baixas susceptibilidades magnéticas mesmo a granulometrias finas, apresenta, entre outras, as seguintes vantagens: ⁽¹³⁾

O emprego de campo magnético acima de 4,0 T, sem que haja a saturação magnética do ferro, que constitui o separador na zona de separação;

elevada taxa de produção tanto para material fino quanto grosso, devido à flexibilidade do sistema em operar com uma camada espessa do material sobre o tambor ;

não há aprisionamento do material grosso ou fortemente magnético dentro da área de maior densidade de fluxo magnético, portanto não há necessidade da pré-concentração para remoção do material ferromagnético;

possui a vantagem de se operar tanto a seco quanto a úmido, para um mesmo sistema, modificando apenas a posição do tambor.

Embora os separadores com supercondutores apresentem razões que justificam sua utilização, ainda são encontradas dificuldades na sua aplicação em alta escala. ⁽²⁾ A economia real de energia não é tão elevada, pois as operações de resfriamento das bobinas apresentam um alto consumo de energia. O uso do hélio líquido, apesar de confiável, é oneroso, pois a temperatura de resfriamento é da ordem de 4K (-269°C). Mesmo com tais dificuldades, o processo de separação é utilizado no beneficiamento de caulim como etapa auxiliar de purificação, no tratamento do carvão, na purificação de produtos químicos, cerâmicos, etc.

A alta nos custos de energia elétrica tornou um dos obstáculos na utilização do processo de separação magnética. Um avanço foi dado na construção de ímãs permanentes usando ligas de samário-cobalto (Sm-Co) e de neodímio-ferro-boro (Nd-Fe-B), possibilitando a obtenção de um ímã permanente capaz de induzir um campo com intensidade de 1,8 T e também gradiente elevado. ^(14,15) As características tanto de campo quanto de gradiente são similares àquelas obtidas com separadores que utilizam eletroímãs. O novo tipo de equipamento proporciona, entre outras, as vantagens: ⁽¹⁶⁾

ausência do *gap* que assegura maior densidade de fluxo magnético, mesmo para o caso de alimentação com granulometria grossa, até 4,0 mm;

baixos custos operacional e de capital para instalação de capacidade média, viabilizando, em particular, sua aplicação às purificações de refratários, materiais cerâmicos e minerais industriais;

possibilidade de operação com materiais contaminados com substâncias ferromagnéticas e ausência de aquecimento, comum aos eletroímãs;

flexibilidade operacional que permite variar o campo magnético mediante o deslocamento do tambor.

Espera-se, no entanto, o desenvolvimento de novos materiais para construção de ímãs permanentes, em decorrência dos elevados custos de obtenção dos elementos de terras raras ⁽¹⁶⁾. Sabe-se que a área de aplicação para esse novo tipo de equipamento está assegurada. Existe, todavia, a expectativa de desenvolver equipamentos com maior desempenho, visando o aumento da capacidade e redução do custo por unidade instalada. Trata-se da falta de aperfeiçoamento adicional dos separadores que utilizam bobinas eletromagnéticas, com exceção para aqueles que utilizam supercondutores.

SEPARAÇÃO ELETROSTÁTICA

Introdução

A separação eletrostática é um processo de concentração de minérios que se baseia nas diferenças de algumas de suas propriedades, tais como: condutibilidade elétrica, susceptibilidade em adquirir cargas elétricas superficiais, forma geométrica, densidade entre outras. Para promover a separação é necessária a existência de dois fatores elétricos:⁽¹⁶⁾

um campo elétrico de intensidade suficiente para desviar uma partícula eletricamente carregada, quando em movimento na região do campo;

carga elétrica superficial das partículas, ou polarização induzida, que lhes permitam sofrer a influência do campo elétrico.

O termo eletrostático é empregado com freqüência porque os primeiros separadores eram de natureza puramente eletrostática, sem o chamado fluxo iônico. Atualmente são usados equipamentos avançados, com maior aplicação comercial, em que a energia elétrica é aplicada em forma de fluxo iônico e denominada de eletrodinâmica.

Os primeiros equipamentos a serem utilizados em escala industrial datam de 1800 e foram empregados na separação de ouro e sulfetos metálicos da ganga silicosa com baixa condutividade.⁽¹⁷⁾ No período de 1920-1940, com o advento da flotação, houve pouca

utilização do processo. Somente a partir de 1940, com o progresso obtido no uso de fontes de alta tensão e os aperfeiçoamentos obtidos nas áreas de eletricidade e eletrônica, tornou-se a separação eletrostática competitiva, se comparada com outros processos na área do processamento de minérios.

A separação eletrostática está condicionada, entre outros fatores, ao mecanismo do sistema que produz as cargas superficiais nos diversos minerais a serem separados, como também à granulometria de liberação, que deve proporcionar uma partícula com massa suficiente para que haja uma atração efetiva por parte do campo elétrico aplicado. Para os equipamentos modernos tal granulometria mínima pode ser estimada na faixa de 20 μm .⁽¹⁶⁾

Neste trabalho há uma descrição da eletrização das partículas dos minerais, dos tipos de separadores utilizados, condicionantes ambientais do processo, granulometria da alimentação e implicações industriais.

Eletrização de Partículas Minerai

O sucesso da separação eletrostática dos minerais está relacionado à eficiência do mecanismo de eletrização dos mesmos. As espécies mineralógicas devem responder de forma diferente tanto ao carregamento superficial de cargas como ao campo elétrico aplicado a elas, e, ainda, à sua natureza, composição química, etc.

Para que ocorra a separação dos minerais os mesmos devem estar individualizados, o que favorece a sua eletrização seletiva. Outro fator a ser considerado é o limite inferior da granulometria de liberação que deve ser da ordem de 20 μm . Em tais condições deve haver uma quantidade mínima de massa, suficiente para que haja uma atração efetiva por parte da força elétrica aplicada.

Dentre os processos de eletrização, três deles apresentam relevância para o método de separação. São usadas eletrizações por contato ou atrito, por indução e por bombardeamento iônico. Cada processo proporciona, certo aumento na carga superficial das partículas; no entanto, as operações práticas são levadas a efeito por dois ou mais mecanismos conjuntamente.

Eletrização por Contato ou Atrito

Quando minerais com naturezas diferentes são postos em contato e separados posteriormente, pode ocorrer, dependendo das condições, o aparecimento de cargas elétricas com sinais opostos nas superfícies dos mesmos. O fenômeno é conhecido desde a antiguidade, pois Thales de Mileto (500 A. C.) observou que o âmbar atritado tinha o poder de atrair pequenas partículas de minerais.⁽¹⁹⁾

Tal processo de eletrização está ligado à natureza e a forma das partículas envolvidas. Bons resultados são obtidos com operações repetidas, que são necessárias por causa da pequena área de contato entre as partículas. Por isso cuidados especiais devem ser tomados com as superfícies das mesmas, que devem estar limpas e secas. Para materiais com baixa condutividade elétrica pode-se chegar a uma densidade elevada de carga superficial, o que favorece à separação.

Dois aspectos devem ser observados no processo de eletrização por contato. Em primeiro lugar, está a transferência de cargas através da interface nos pontos de contato entre os materiais que, sob condições rígidas de controle, permitem prever a polaridade da eletrização. Em segundo lugar, está a carga residual de cada material após interrompido o contato entre eles, fenômeno ainda sem explicação.⁽¹⁸⁾ Na verdade, pouco se sabe como controlar ou quantificar a carga elétrica que pode permanecer após cessar o contato entre os materiais.

As aplicações industriais com esse tipo de eletrização são baseadas em resultados experimentais, consistindo em elevado número de ensaios, os quais levam em consideração as influências devidas ao ambiente operacional: umidade, temperatura, campo elétrico, entre outros.

Eletrização por Indução

Quando as partículas minerais, em contato com uma superfície condutora e aterrada, são submetidas a um campo elétrico, observa-se a indução de uma carga superficial nas mesmas. Tal carga depende da intensidade de campo e da natureza das partículas, lembrando que não existem condutores e dielétricos perfeitos. Por meio da indução, tanto o material condutor quanto o dielétrico adquirem cargas elétricas; no entanto os primeiros apresentam uma superfície equipotencial quando em contato com a superfície aterrada. As partículas dielétricas submetidas à indução tornam-se polarizadas devido à transferência de cargas. As partículas condutoras deixam fluir suas cargas através da superfície aterrada. Ficam então, com carga de mesmo sinal ao da superfície aterrada e são repelidas por ela. Já as não condutoras sofrem apenas polarização, conforme mostrado na Figura 8.7. Elas ficam então aderidas à superfície como consequência da atração eletrostática.

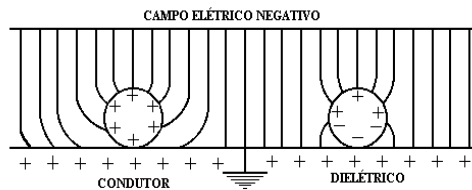


Figura 8.7 - Diagrama representativo de duas partículas após o carregamento por indução.

As diferentes respostas dadas pelas partículas minerais ao processo de indução de cargas são utilizadas na separação das mesmas pelo método eletrostático.

Eletrização por Bombardeamento Iônico

Os gases, nas CNTP, não conduzem a corrente elétrica, comportando-se como dielétricos. Por outro lado, se submetido a um potencial elevado, ocorre uma descarga iônica e, conseqüentemente, a condução da corrente elétrica. A intensidade da descarga depende da forma dos eletrodos, que estabelecem o potencial. Na realidade, o que ocorre é um fluxo iônico entre os eletrodos de pequenas dimensões. Na prática, os melhores resultados são obtidos usando-se eletrodo fabricado com fio de tungstênio e diâmetro da ordem de 0,25 mm.⁽⁵⁾ Denomina-se efeito corona ao fluxo iônico obtido com tais eletrodos, quando submetidos a potenciais elevados. O efeito corona é utilizado na eletrização de partículas de minerais durante a separação eletrostática, sendo um dos mecanismos mais eficientes de carregamento. Todas as partículas de formas e dimensões diferentes, condutoras e não condutoras, adquirem cargas com a mesma polaridade do eletrodo. Tal mecanismo é usado no processamento de minérios, quase que exclusivamente para separar os materiais condutores dos dielétricos. Trata-se de um processo caro, envolvendo equipamento de alta tensão e, na prática, os melhores resultados são obtidos quando o mecanismo está associado a outro, como exemplo, a eletrização por contato e com repetidas etapas de limpeza.^(20,21)

O procedimento prático consiste em fazer passar, através da região do espaço onde está situado o fluxo iônico, as partículas a serem carregadas. Todas aquelas situadas sobre a superfície aterrada recebem um bombardeamento intenso: as condutoras transferem suas cargas à superfície, enquanto que as dielétricas as retêm, permanecendo coladas à mesma. A força que mantém as não condutoras coladas à superfície é chamada de "força de imagem".⁽⁸⁾

Tipos de Separadores

Os equipamentos utilizados na prática têm em comum alguns componentes básicos: sistemas de alimentação e coleta dos produtos, campo elétrico externo, mecanismos de carregamento e dispositivos de adesivos na trajetória das partículas dielétricas.

O potencial e/ou campo elétrico variam com o tipo de separador. Usualmente opera-se com potenciais entre 10 a 100 kV, enquanto que o campo elétrico está compreendido na faixa de 4×10^4 até 3×10^6 V/m.⁽⁵⁾

A forma de um separador está essencialmente relacionada ao tipo de mecanismo utilizado no carregamento das diferentes espécies mineralógicas presentes à separação. Com efeito, existem dois tipos básicos de equipamentos; os eletrodinâmicos e os

eletrostáticos. Nos primeiros empregam-se o fluxo iônico com transferência de cargas, enquanto que nos últimos não há fluxo iônico. Na prática são encontrados os separadores eletrodinâmicos, comumente chamados "de alta tensão" e os separadores eletrostáticos de placas condutoras.

Separadores Eletrodinâmicos

Eles possuem a configuração apresentada esquematicamente na Figura 8.8, onde se observa o tambor rotativo (T) e aterrado, os eletrodos, escova de limpeza e as várias trajetórias das partículas. A mistura, constituída de minerais com diferentes susceptibilidades à eletrização superficial, é alimentada em A sobre a superfície do tambor onde recebe o bombardeamento iônico (trecho BC) por meio do eletrodo de ionização. No eletrodo é utilizada corrente contínua, potencial da ordem de 50 kV e geralmente polarização negativa. Os minerais sob intenso efeito corona carregam-se negativamente, permanecendo aderidas à superfície até entrarem na região de ação do eletrodo estático (trecho CD). O eletrodo estático tem a função de reverter, por indução, as cargas das partículas condutoras, provocando o deslocamento lateral das partículas em relação à superfície do tambor, mudando a sua trajetória e coletadas como material condutor. O material dielétrico permanece com carga negativa e, portanto, colado à superfície do tambor até ser removido com auxílio da escova e do eletrodo de corrente alternada. O dispositivo tem a função adicional de tornar mais eficiente o processo de limpeza com a escova.

Quanto as dimensões os separadores são avaliados em relação ao diâmetro e comprimento do tambor. Assim, são fabricados equipamentos com diâmetros que variam na faixa de 150 a 240 mm e comprimento até 3 m. A capacidade é calculada em termos da alimentação que atravessa o tambor nas unidades de tempo e de comprimento do mesmo (kg/h.m), podendo variar até 2.500 kg/h.m, para o caso de minério de ferro, e 1.000 kg/h.m, no caso de areia monazítica.⁽⁵⁾

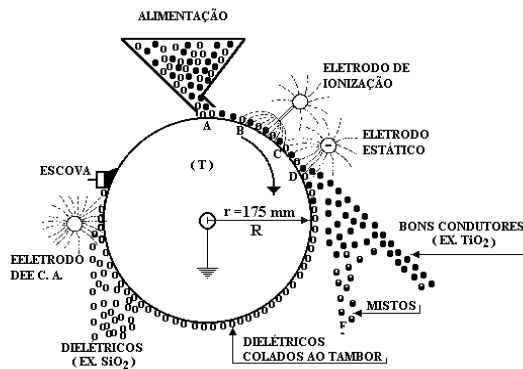


Figura 8.8 - Diagrama esquemático do separador eletrodinâmico ou de alta tensão.

Separadores de Placas Condutoras

Os primeiros separadores eletrostáticos utilizados na prática foram aqueles que consistiam de duas placas, uma carregada negativamente e outra positivamente, com elevado gradiente de campo entre elas. Os equipamentos eram usados na separação de silvita-halita, feldspato-quartzo e fosfato-quartzo, atualmente são obsoletos devido à maior eficiência, capacidade e versatilidade dos separadores eletrodinâmicos, como também, a utilização do processo de flotação.⁽⁸⁾

O equipamento, conforme diagrama ilustrado na Figura 8.9, possui duas placas, uma condutora e outra constituída de um eletrodo gigante. Em alguns modelos, a placa condutora é constituída de uma tela. A operação das duas modalidades apresenta diferença apenas na coleta do material condutor. A alimentação é feita entre as placas e os minerais fluem livremente por gravidade. O carregamento por indução ocorre sobre a placa condutora pela ação do campo elétrico, devido ao eletrodo. Acontece, com isso, uma transferência de elétrons dos minerais condutores através da placa, tornando-os positivos. O procedimento resulta na atração das partículas condutoras pelo eletrodo, mudando a sua trajetória.

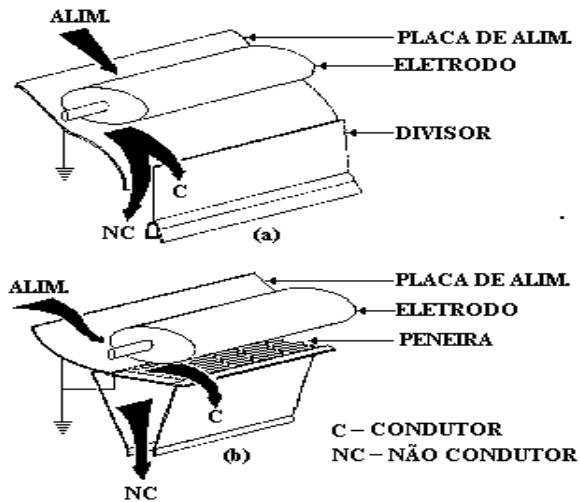


Figura 8.9 - Diagrama ilustrativo dos separadores de placas condutoras.

As forças eletrostáticas que atuam nos separadores de placas condutoras são de baixa intensidade, limitando a aplicação dos mesmos à separação de minerais com granulometria mais grossa. Tal limitação é um fator coadjuvante que justifica o baixo uso dos equipamentos nas operações primárias de separação, e, ainda faz com que sejam raramente usados nas etapas de limpeza, como no caso das areias monazíticas. Espera-se que com o aperfeiçoamento dos separadores eletrodinâmicos, os de placas condutoras tenham apenas valor histórico.

Influência do Ambiente Operacional

Toda e qualquer operação com energia sob a forma eletrostática está relacionada ao estado e natureza das superfícies comprometidas com o processo e as condições do ambiente de operação. Assim, na separação eletrostática as partículas devem possuir superfícies livres de contaminações e/ou sujeiras (matéria orgânica) e a área operacional estar isenta de poeira e umidade. De tal forma é possível obter a eletrização superficial das partículas submetidas à separação. Por tais razões, são introduzidas nas instalações industriais etapas de lavagem, atrição e secagem do material, antes da alimentação.

É comum a remoção da camada fina e superficial de lama da hematita antes da separação, o que proporciona uma variação na sua resistividade de 5×10^{-8} a $2 \times 10^{-2} \Omega\text{m}^{(8)}$. Outro fator indesejável ao processo é a poeira ou fração ultrafina presente no minério, que deve ser eliminada, conduzindo-se a operação em ambiente sob vácuo para minimizar seus efeitos.⁽⁵⁾

A etapa de secagem é usada como alternativa para eliminar a umidade do material. O procedimento não constitui uma dificuldade prática ao processo, porém a manutenção do material em ambiente ausente de umidade tem sido um agravante oneroso. As operações com temperaturas elevadas, da ordem de 60°C na separação eletrostática de rutilo, têm sido usadas para diminuir as dificuldades causadas pela umidade. É conhecido⁽⁸⁾ que tal fator tem maior influência nos separadores eletrostáticos convencionais comparados aos de alta tensão. É importante salientar que cada minério tem suas características próprias e, igualmente, cada ambiente operacional tem sua influência especial. As razões justificam a construção de separadores com sistemas de bobinas, o que permite o aquecimento do material antes da alimentação, como também a utilização de um conjunto de luzes na região do campo elétrico.

Influência da Granulometria

Como na maioria dos processos na área de beneficiamento de minérios, as faixas granulométricas muito amplas não são adequadas à separação eletrostática. A dimensão e forma das partículas têm influência na ação do separador. Aquelas com granulometria grossa possuem carga superficial pequena devido à baixa superfície específica. Como consequência, a força eletrostática sobre as mesmas é menor que o peso individual de cada partícula. Tal fato justifica a presença de material grosso e condutor na fração não condutora, diminuindo a eficiência do processo. Por outro lado, partículas muito finas e condutoras tendem a permanecer com as não condutoras nos leitos inferiores das mesmas sobre a superfície do rolo, diminuindo também o desempenho da operação. Como resultado, é normal a prática operacional que utiliza múltiplos estágios de limpeza com a coleta adicional de uma fração mista, o que proporciona a obtenção de concentrados mais puros. Um bom procedimento consiste na otimização da faixa granulométrica mais

adequada, sem perdas na eficiência do processo. Tal procedimento é feito com repetidos ensaios em escala de laboratório e/ou piloto para cada tipo de minério a ser tratado. É comum usar a faixa de 50 a 100 μm para o tratamento da areia monazítica.

Principais Aplicações

O processo de separação eletrostática tem aplicações limitadas, tanto no processamento de minérios quanto em outras áreas, podendo ser citadas:

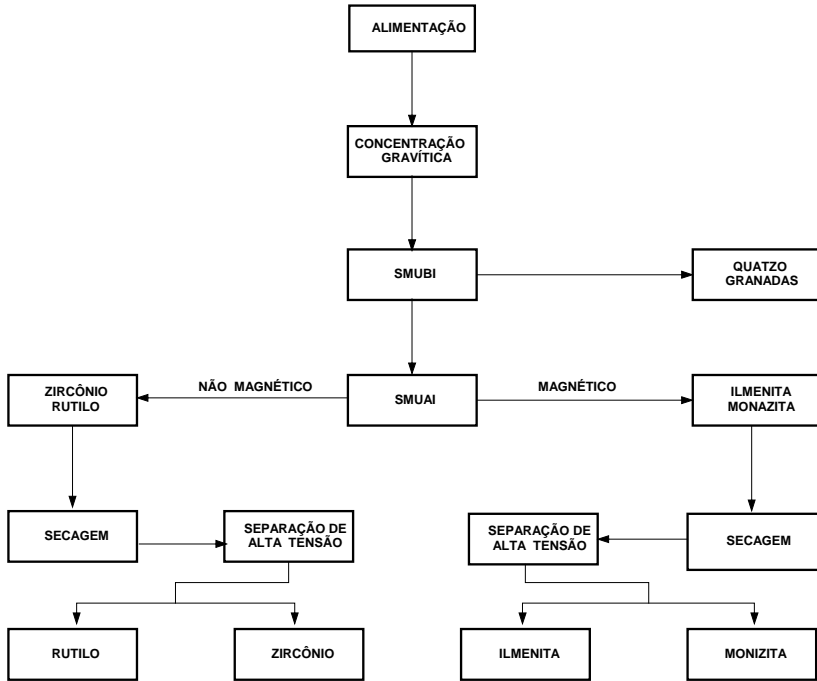
concentração de minérios de ilmenita, rutilo, zircão, apatita, amianto, hematita e outros;

purificação de alimentos, tal como, remoção de certas impurezas presentes nos cereais;

remoção do cobre presente em resíduos industriais reaproveitáveis;

purificação dos gases em chaminés industriais, por meio de precipitação eletrostática.

A maior aplicação prática da separação eletrostática se verifica no processamento de areias monazíticas e depósitos aluvionários contendo minerais de titânio. No primeiro caso poucas são as operações que não utilizam o processo. Na Flórida (E.U.A.) registram-se elevadas produções de concentrado de minerais pesados combinando as operações magnética e eletrostática.⁽⁸⁾ Em alguns casos é empregada a separação gravítica na remoção da sílica, como etapa inicial do processo, seguida da separação magnética e por último, a eletrostática. Tal procedimento pode ser observado em vários circuitos de processamento das areias monazíticas, conforme o Fluxograma 8.2.



Fluxograma 8.2- Fluxograma simplificado, típico para o processamento de areia monazítica⁽⁷⁾.

SMUBI - Separação magnética à úmido de baixa intensidade

SMUAI - Separação magnética à úmido de alta intensidade

AVANÇOS NA SEPARAÇÃO ELETROSTÁTICA

Na área de separação eletrostática observa-se algum esforço de pesquisa no sentido de desenvolver separadores para partículas finas. Na concepção desse separador tem-se uma superfície móvel sobre a qual o fluxo de material fino é distribuído, formando uma camada espessa por meio de um alimentador vibratório. Nesse equipamento, a separação ocorre por um processo de remoção contínua das partículas carregadas com polaridade oposta à do eletrodo. É aplicada uma vibração adequada na superfície carreadora sob a ação de um campo eletrostático, enquanto as partículas condutoras são suspensas e removidas. A concepção desse separador atingiu a etapa protótipo e os seus idealizadores recomendam para a separação de partículas sólidas finas, provenientes de misturas heterogêneas, apropriando-se das diferentes propriedades elétricas induzidas ou naturais⁽²²⁾.

Outro tipo de separador eletrostático está sendo proposto por MESENYASHIN caracterizado por um determinado número de eletrodos de coleta constituídos por tubos ôcos, com eletrodos de alta tensão, ao longo do eixo do tubo. Esse novo separador compreende vários tubos, com diâmetros variando de 80 a 200 mm. Comparando com o separador eletrostático convencional tipo tambor, esse novo equipamento apresenta como vantagem, uma maior superfície de eletrodos de coleta e, como consequência, maior capacidade por unidade de volume.

O tratamento químico dos minerais está sendo utilizado na separação eletrostática. A ativação de substâncias minerais contendo feldspato e quartzo tem permitido a obtenção de concentrados com 82% de feldspato a partir de uma alimentação com 32%⁽²⁴⁾.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) NORRGRAN, D. A. Advances in mineral separation of fine high-purity products. *Ceramic bulletin*, v.69, 1990.
- 2) LAWVER, J. E; HOPSTOCK, D. M. Wet magnetic separation of fine weakly magnetic minerals. *Minerals Science Engineering*. v.6, n.3, p.154-172, Jul. 1974.
- 3) MIHALK, P. Magnetic separation theory equipment and application. *World Mining*, p.105-106, set. 1979.
- 4) MATHIEU, G. I.; SEROIS, L. L. Advances in technology of magnetic separation. In FORSSBERG, (ed.) *International Mineral Processing Congress*, 11 Science Publishers B. V. Amsterdam: Elsevier, 1988. p.937-950.
- 5) LAWVER, E. J.; HOPSTOK, D. M. Eletrostatic and magnetic separation. In: WEISS. N. L. (ed) *SME mineral processing handbook*. Society of Mining Engineers, 1985, p.6.1-6.48.
- 6) JAIN, S. K. *Ore processing*. A. A. Balkema: Indian Edition Series 15. 1987. 518p. p.338-364.
- 7) WILLS, B. A. *Mineral processing technology*. New York: Pergaman Press. 1980. 525p. p.389-421.
- 8) KELLEY, E. G.; SPOTTISWOOD, D. J. *Introduction to mineral processing*. New York: John Wiley and Sons. 1982. 491p. p.274-300.
- 9) BRONCALA, W. J. Magnetic separation. In: MULAR A. L.; BHAPPU, R. B. (ed). *Mineral processing plant desing*. (s.d.): Society of Mining Engineers, 1980. 946p. p.467-478.
- 10) LUZ, A. B. e ALMEIDA, S.L.M. *Manual de Usinas de Beneficiamento*, Rio de Janeiro/CETEM/CNPq/DNPM/FINEP, 1989, 88p.
- 11) SAMPAIO, J.A.; LUZ, A.B. e LINS, F.F. *Usinas de Beneficiamento de Minérios do Brasil*, 16 e 17p, CETEM/MCT, 2001, 398p.
- 12) MURRAY, H. H. Magnetic as a separation technique. In: SOMASUNDARAM, P. (ed). *Advances in mineral processing*.Settleton: Society of Mining Engineers, 1986. 756p. p.335-544.
- 13) WASMUTH. H. D. ;UNKELBAC, K. H. Recent developments in magnetic separation of feebly magnetic minerals. *Minerals Engineering*, Oxford, v.8, n.7-11. p.825-837. Feb. 1991.

- 14) SVOBODA, J. Magnetic methods for the treatment of minerals. In: FUERSTENAU, D, W. (ed.) Developments in mineral processing. Amsterdam:Elsevier, 1978. 692p. p.1-235.
- 15) ARVIDSON, B. R.; BARNEA, E. Recent advances in dry high-intensity permanent-magnet. International Mineral Processing Congress, 14, Toronto 1982, Proceedings.
- 16) MATHIEU, G. I. and SEROIS, L. L. Advances in technology of magnetic separation.XIV Internatinal Mineral Processing. 1988. Amsterdam: Elsevier Science Publishing Company Inc. 2v. v.1. p.937-950.
- 17) DASTMANN, C. H. and UNKELBERG K. H. Optimization of superconducting magnetic system for a comertial scale high field drum separator. XIV Internatinal Mineral Processing Congress. 1988 Amsterdam: Elsevier Science Publishing Company Inc. 2v. v.1. p.905-915.
- 18) BLAZY. P. La valorisation des mineraais. Paris. Presses Universitaires de France. 1970. 416p. p.166-175.
- 19) TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA In Memoriam Professor Paulo Abbi Andery. Fundação Instituto Tecnológico de Pernambuco. 1980. 399p. p.188-204.
- 20) INCULET, I. I. Electrostatic mineral separation. New York: Research Studies Press Ltd. 1984. 153p.
- 21) DYRENFORTH, W. P. Eletrostatic separation. In: MULAR, A, L. and BHAPPU. R. B. (ed). Mineral processin plant desing. Society of Minig engineers. Inc. 1980. 946p. p.479-489, 1980.
- 22) R. CICCUI; M. GHIANI; R. PERETI; A. SERCI; A. ZUCCA. A New eletrostatic separator for fine particles. In: XXI International Mineral Processing Congress, Rome, Italy, July, 23-27, 2000, A7.42p. – A7.50p.
- 23) MESENYASHIN, A.I. Novel tubular eletrostatic Separators. In: XXI International Mineral Processing Congress, Rome, Italy, July 23-27, 2000, A7.89p.-A7.94p.
- 24) DORFNER, S.; TRONDLE, H.; JAKOBS, U. Eletrostatic Feldspar/Quartz Separation without hydrofloric acid reduces pollution. In: XXI International Mineral Processing Congress, Rome, Italy, July 23-27, 2000, C7.30p.-C733p.

GLOSSÁRIO

| | |
|-----------------------------|--|
| Corona | (Do latim, corona, coroa). Efeito corona, conjunto de fenômenos relacionados ao aparecimento de condutividade num gás, na presença de um condutor elétrico mantido sob alta tensão. O condutor adquire uma auréola ou coroa luminosa, daí a origem do nome dado ao fenômeno. |
| Magnetização | Grandeza vetorial igual à densidade de fluxo de um campo magnético; densidade de fluxo magnético. |
| Susceptibilidade magnética. | Quociente entre o módulo da magnetização de um material sujeito a um campo elétrico e o módulo da indução magnética provocada pelo mesmo campo no vácuo. |

ANEXO

Tabela 8.2 - Relação dos principais minerais com propriedades magnéticas, indicando a faixa de campo magnético onde os mesmos podem ser separados por processo de separação magnética

| Grupo 1 - Ferromagnéticos - Faixa de Campo de 0,05 a 0,5 T | | |
|---|--------------|-------------|
| Ferro | Magnetita | |
| Grupo 2 - Magnéticos - Faixa de Campo de 0,5 a 1 T | | |
| Ilmenita | Pirrotita | Franklenita |
| Grupo 3 - Fracamente Magnéticos - Faixa de Campo de 1 a 1,8 T | | |
| Hematita | Mica | Calcopirita |
| Siderita | Molibdenita | Molibdenita |
| Rodonita | Cerargirita | Talco |
| Limonita | Huebnerita | Titanita |
| Braunita | Wolframita | Calcocita |
| Corindon | Bornita | Cinábrio |
| Pirolusita | Apatita | Gesso |
| Manganita | Tetrahedrita | Zincita |
| Calamina | Willemita | Ortoclásio |
| Esfarelita | Cerussita | Epidoto |
| Siderita | Dolomita | Fluorita |
| Rodocrosita | Psilomelana | Augita |
| Granada | Arsenopirita | Hornblenda |
| Serpentinita | | |
| Grupo 4 - Muito Fracamente Magnéticos - Faixa de Campo acima de 1,8 T | | |
| Pirita | Serpentinita | Cobalita |
| Smithsonita | Nicolita | Safira |
| Esfalerita | Diopsídio | Cassiterita |
| Estibinita | Turmalina | Ortoclásio |
| Criolita | Cuprita | Dolomita |
| Enargita | Galena | Spinélio |
| Berílio | Whiterita | Rubi |
| Magnesita | Crisocola | Covelita |
| Azurita | Rutilo | Feldspato |
| Gesso | Mica | Zircão |
| Malaquita | | |
| Grupo 5 - Não Magnéticos e Diamagnéticos | | |
| Barita | Corindon | Apatita |
| Bismuto | Topázio | Aragonita |
| Calcita | Galena | Grafita |
| Fluorita | Antimônio | |

Fonte Catalogada: Catálogo Eriez Magnetics.

Tabela 8.3 – Atratividade Relativa de Minerais

| MINERAL | ORIGEM DA AMOSTRA | RA* | MINERAL | ORIGEM DA AMOSTRA | RA* |
|---|--------------------------|---------|-------------------|-----------------------------|--------|
| Grupo 1 – Ferromagnéticos (aproximadamente requerem 500 – 5000 gauss para separação) | | | | | |
| Ferro | | 100.000 | Magnetita | Port Henry, N.Y. | 14.862 |
| Magnetita | Desconhecido | 48.000 | Franklinita | Franklin Furnace, N.J. | 13.089 |
| Grupo 2 – Moderadamente magnético (aproximadamente 5000 – 10000 gauss para separação) | | | | | |
| Ilmenita | Edge Hill, Pa. | 9.139 | Franklinita | Franklin Furnace, N.J. | 1.480 |
| Pirrotita | Sudbury, Ontario | 2.490 | | | |
| Grupo 3 – Fracamente magnético (aproximadamente 10000 – 18000 gauss por separação) | | | | | |
| Hematita | Lake Superior District | 0.769 | Bornita | New South Wales, Australia | 0.086 |
| Siderita | Roxbury, Conn. | 0.743 | Apatita | Eganville, Ontario | 0.083 |
| Rodonita | Franklin Furnace, N.J. | 0.560 | Tetrahedrita | Peru | 0.080 |
| Limonita | Nova Escocia | 0.314 | Willemita | Franklin Furnace, N.J. | 0.076 |
| Braunita | Itália | 0.300 | Bornita | Union Bridge, Maryland | 0.067 |
| Corindon | Gaston County, N.C. | 0.264 | Esfarelita | Lowa | 0.057 |
| Hematita | Inglaterra | 0.257 | Cerussita | Austrália | 0.057 |
| Pirolusita | Bartow County, Ga. | 0.248 | Dolomita | Sing Sing, N.Y | 0.057 |
| Manganita | Nova Escocia | 0.194 | Psilomelana | North Mt.Mine, Arkansas | 0.056 |
| Calamina | Friedensville, Pa. | 0.187 | Arsenopirita | Action, York Co., Maine | 0.054 |
| Esfarelita | Frieburg, Alemanha | 0.182 | Sphene (Titanite) | Murchison Township, ontario | 0.054 |
| Siderita | Desconhecido | 0.160 | Chalcopyrite | Austrália | 0.051 |
| Rodocrosita | Argentina | 0.152 | Molibdenita | New South Wales, Australia | 0.048 |
| Granada | Desconhecido | 0.149 | Talco | Swain Co., N.C | 0.042 |
| Serpentinita | Desconhecido | 0.140 | Celesite | Strontium Island | 0.038 |
| Molibdenita | Frankford, Pa. | 0.118 | Chalcocite | Butte, Montana | 0.038 |
| Mica | Bengal, India | 0.115 | Cinábrio | New Almaden, California | 0.038 |
| Corindon | Lehigh Co., Pa. | 0.111 | Gypsum | Derbyshire, England | 0.038 |
| Cerargyrita | Novo México-USA | 0.105 | Zinco | Franklin Furnace, N.J. | 0.038 |
| Huebnerita | Henderson, N.C. | 0.105 | Ortoclásio | Elam, Pa. | 0.035 |
| Wolframita | Chochiwon, Kenya | 0.105 | Epidoto | Desconhecido | 0.033 |
| Wolframita | Clima, Colorado | 0.100 | Hornblenda | Desconhecido | 0.025 |
| Grupo 4 – debilmente magnético (acima de 18000 gauss para separação) | | | | | |
| Pirita | Rio Tinto, Espanha | 0.022 | Chrysocolla | Miami, Arizona | 0.0063 |
| Smithsonita | Kelly, N.M. | 0.022 | Rutilo | Desconhecido | 0.0034 |
| Esfalerita | Joplin, Mo. | 0.022 | Mica, rubi | Bengal, India | 0.0032 |
| Estibinita | Alemanha | 0.022 | Ortoclásio | Alexandria, N.Y. | 0.0032 |
| Criolita | Greenland | 0.019 | Calcário | Desconhecido | 0.0024 |
| Enargita | Butte, Montana | 0.019 | Cobalita | Desconhecido | 0.0023 |
| Senarmonita | Desconhecido | 0.019 | Safira | Desconhecido | 0.0023 |
| Magnesita | Lancaster Country, Texas | 0.019 | Pirita | Desconhecido | 0.002 |
| Azurita | Chesny, França | 0.018 | Cassiterita | Cornwall, Inglaterra | 0.0019 |
| Gipsita | Grand Rapids, Michigan | 0.016 | Turmalina | Desconhecido | 0.0012 |
| Malaquita | Katanga, Africa | 0.016 | Dolomita | Desconhecido | 0.0011 |

Tabela 8.3 – Atratividade Relativa de Minerais (Continuação)

| Grupo 4 – debilmente magnético (acima de 18000 gauss para separação) | | | | | |
|--|------------------------|----------|-------------------|-----------------------|----------|
| Nicolita | Bebra Hesse, Alemanha | 0.016 | Spinélio | Desconhecido | 0.0010 |
| Serpentinita, vermelha | Desconhecido | 0.016 | Berilo | Desconhecido | 0.0008 |
| Stibnita | Juab County, Utah | 0.013 | Rubi | Desconhecido | 0.0008 |
| Dioptaso | Desconhecido | 0.012 | Covelita | Butte, Montana | 0.0007 |
| Turmalina | Desconhecido | 0.0012 | Feldspato | Desconhecido | 0.0006 |
| Cuprita | Cornwall, Inglaterra | 0.0096 | Esfalerita | Jefferson City, Tenn. | 0.0005 |
| Galena | Galena, Ill | 0.0096 | Zircão | Desconhecido | 0.0002 |
| Whiterita | Cumberland, Inglaterra | 0.0064 | | | |
| Grupo 5 – Não magnético e Diamagnético | | | | | |
| Barita | Bartow County, Ga. | 0.0 | Corindon | Desconhecido | - 0.0006 |
| Adularia | Desconhecido | - 0.0004 | Topazio | Desconhecido | - 0.0006 |
| Calcita | Desconhecido | - 0.0004 | Galena | Desconhecido | - 0.0011 |
| Fluorita | Desconhecido | - 0.0004 | Antimonio, nativo | Desconhecido | - 0.0023 |
| Sphalerita | Desconhecido | - 0.0004 | Apatita | Desconhecido | - 0.0034 |
| Celestita | Desconhecido | - 0.0005 | Argonita | Desconhecido | - 0.0048 |
| Quartzo | Desconhecido | - 0.0005 | Grafita | Ceylon | - 0.032 |

Nota: A atratividade relativa variará segundo a origem da amostra

As atratividades foram calculadas usando o volume de susceptibilidade de 250.000×10^{-8} como igual a 100

Fonte Eriez Magnetic

Catálogada:

9

Capítulo

Química de Superfície na Flotação

Marisa Bezerra de Mello Monte

Eng^a Química/UFRJ, Mestre e Doutora
pela COPPE-UFRJ,
Tecnologista Sênior do CETEM/MCT

Antônio Eduardo Clark Peres

Eng^o Metalurgista/UFMG, Ph.D
University of British Columbia,
Professor Titular da UFMG

INTRODUÇÃO

A química de interfaces e de sistemas coloidais desempenha um papel importante na tecnologia mineral. A flotação em espuma é um exemplo de química de superfície aplicada, pelo qual minerais podem ser separados de outros minerais, dispersos em uma solução aquosa, contendo, entre outros, agentes tensoativos que controlam suas propriedades de superfície para uma separação efetiva. Na prática, isto é levado a efeito por meio da adição de surfatantes a uma polpa de minério cominuído. Na etapa seguinte, por dispersão de uma fase gasosa na célula de flotação, as partículas de certo(s) mineral(ais) prendem-se às bolhas de ar e são conduzidas por elas à camada de espuma, onde são recolhidas sob a forma de uma espuma rica em determinado(s) mineral(ais).

O principal objetivo da adição de surfatantes é o recobrimento da superfície mineral, tornando-a hidrofóbica. Os minerais hidrofobizados apresentam uma fraca afinidade pela água e conseqüentemente podem ser ligados às bolhas de ar e separados dos demais.

A separação por flotação é caracterizada pelo envolvimento das fases sólida, líquida e gasosa. Desse modo, para a compreensão desse processo, é necessário estudar as propriedades físico-químicas de superfície, estabelecendo a natureza e a ligação entre as interfaces sólido-líquido, sólido-gás e gás-líquido. Neste particular, a aplicação dos princípios da termodinâmica de interfaces tem contribuído para o entendimento dos mecanismos envolvidos no processo.

O conceito de energia livre superficial fornece uma base satisfatória para explicar a maioria dos fenômenos que são pertinentes ao processo de flotação. Evidências experimentais dentro dos princípios da fragmentação indicam que sólidos duros geralmente apresentam energia superficial mais elevada do que os friáveis, requerendo uma maior quantidade de energia para romper as forças de ligação existentes antes da formação das superfícies. A energia livre superficial dos sólidos deve ser considerada, pois o cálculo da mesma permite ainda avaliar a hidrofobicidade bem como outros parâmetros de molhabilidade.

As partículas finas produzidas durante o processo de fragmentação aderem umas às outras, por meio de forças eletrostáticas e de van der Waals. Dessa forma, são poucas as etapas do processo de beneficiamento realizadas a seco, a água é o meio de dispersão mais econômico. Conseqüentemente é importante avaliar a reatividade da superfície dessas partículas, gerada pela quebra da periodicidade regular da rede cristalina dos sólidos, com as moléculas de água, ou seja, a natureza da interface mineral-água.

Em comparação com o interior do cristal, aqueles da camada mais externa apresentam forte tendência de interação com outras espécies químicas normalmente presentes na polpa. Esta interação é a causa principal dos fenômenos de adsorção que

ocorrem na interface mineral-água. Estes fenômenos podem ser de natureza química, ocasionando a formação de novos compostos na superfície do mineral. Em outras situações, forças de origem física, eletrostáticas, por exemplo, são predominantes. As propriedades elétricas das interfaces são estudadas com auxílio do modelo da dupla camada elétrica-DCE.

As diversas ferramentas disponíveis nessa área de estudo podem explicar a ação de surfatantes em alguns sistemas minerais bem como projetar reagentes capazes de fornecer maior efetividade ao aproveitamento de minerais valiosos. A estreita colaboração entre os estudiosos dos fundamentos e os que se dedicam a resolver os problemas na indústria mineral mais imediatos, gerados pela prioridade econômica, pode ajudar a vencer com maior rapidez os desafios tecnológicos impostos aos pesquisadores.

TIPO DE LIGAÇÃO QUÍMICA E ESTRUTURA CRISTALINA

As propriedades dos minerais influenciam e determinam as características das interfaces sólido-líquido e sólido-gás. As ligações químicas entre as interfaces são uma consequência direta das ligações existentes dentro de cada fase e da estrutura eletrônica dos átomos que participam dessas interações. Nesta seção são apresentados somente alguns aspectos relevantes sobre a estrutura cristalina dos sólidos e do tipo de ligação química que os mantêm unidos para a interpretação dos fenômenos de superfície que serão mencionados neste capítulo.

A estrutura cristalina e a reatividade dos sólidos dependem da geometria do arranjo dos átomos constituintes, que por sua vez depende do tamanho dos mesmos e da natureza de ligação que os mantêm unidos. Há três tipos principais de ligação interatômica:

covalente - entre átomos onde os elétrons são compartilhados entre os núcleos (ligação forte e orientada);

iônica - entre átomos os quais um aceita elétron e outro doa elétron (ligação forte e não-orientada);

metálica - entre átomos doadores de elétrons (ligação forte, não- orientada).

Além disso, existe uma ligação fraca, que mantém as moléculas unidas, mesmo quando as suas ligações primárias entre os átomos (mencionadas acima) estão completamente saturadas, denominada ligação residual (forças de van der Waals). Ela manifesta-se na coesão das moléculas presentes nos líquidos ou em cristais. As características das ligações mencionadas foram descritas por Gaudin et al., (1957).

Entre todas as forças que desempenham algum papel no estado molecular, as de van der Waals são, sem dúvida, as mais fracas, embora provavelmente sejam as mais universais. Diferentemente da ligação covalente, que está associada a uma troca de elétrons e, conseqüentemente, envolve altas energias (da ordem de 100 kcal/mol), a ligação de van der Waals pode operar a distâncias onde existe pequeno ou mesmo nenhum recobrimento ou troca de elétrons e, em geral, é associada a energias menores (da ordem de 1 a 10 kcal/mol). Existem, pelo menos, quatro tipos de forças que contribuem para a ligação de van der Waals (Companion, 1932).

A primeira força do tipo atrativa, leva ao que se chama energia de orientação e está presente em arranjos moleculares cujas partículas constituintes possuem um momento de dipolo elétrico permanente como, por exemplo, as moléculas de HCl, NH₃, H₂O, sendo a contribuição para a energia total de van der Waals relativamente pequena (Keeson).

O segundo tipo de força atrativa é aquela entre um dipolo permanente e um dipolo induzido conhecida por energia de indução, também uma contribuição relativamente pequena (Debye).

O terceiro tipo de força atrativa, que leva à energia de dispersão, explica o comportamento dos gases nobres e, ao mesmo tempo, vem a ser a maior contribuição à atração de van der Waals (dipolo instantâneo que pode induzir um outro dipolo instantâneo que flutua em fase com o primeiro, à medida que os elétrons se movem ao redor do núcleo) (London).

A quarta força, necessariamente grande e repulsiva, torna-se efetiva quando duas nuvens eletrônicas de cada átomo ou molécula, que estão interagindo, começam a se interpenetrar, sendo a mesma força que, nos cristais iônicos, contrabalança a atração eletrostática na distância interiônica de equilíbrio (Born).

A Tabela 9.1 apresenta as ordens de grandeza relativas das contribuições de orientação, indução e dispersão de London à atração total de van der Waals. Verifica-se que as energias de orientação, como era de se esperar, aumentam à proporção que o momento de dipolo elétrico da molécula aumenta. Em todos os casos, as energias de dispersão de London predominam e para moléculas semelhantes (e somente para elas) aumentam com o número de elétrons (Companion, 1932).

A ligação química em muitas substâncias cristalinas representa uma combinação de dois ou mais tipos mencionados acima, ou um tipo de ligação predominante em certos planos do cristal. Não se pode deixar de mencionar, também, a ligação de hidrogênio orientada em determinados cristais. A ligação fraca peculiar que mantém um átomo ávido por elétrons de uma segunda molécula, i.e., a ponte de hidrogênio, não se encaixa facilmente nas categorias de iônica, covalente, ou de van der Waals. Embora as pontes de hidrogênio caiam na mesma faixa de energia que as interações de van der Waals (menos

que 10 kcal/mol) elas parecem se formar em direções preferenciais, contrastando com o caráter não-orientado das ligações de van der Waals.

Tabela 9.1 - Contribuições para a energia de atração de van der Waals no vácuo para vários pares de moléculas a 293K (Israelachvili, 1991).

| Molécula | μ dipolo permanente (D [*]) | Coeficiente de energia (10^{-79}J.m^6) | | |
|-----------------------------------|---|--|--------------------|--------------------------------|
| | | Energia de orientação | Energia de indução | Energia de dispersão de London |
| Ne-Ne | 0 | 0 | 0 | 4 |
| CH ₄ -CH ₄ | 0 | 0 | 0 | 102 |
| HCl-HCl | 1,08 | 11 | 6 | 106 |
| HBr-HBr | 0,78 | 3 | 4 | 182 |
| HI-HI | 0,38 | 0,2 | 2 | 370 |
| NH ₃ -NH ₃ | 1,47 | 38 | 10 | 63 |
| H ₂ O-H ₂ O | 1,84 | 96 | 10 | 33 |

* 1D = $3,336 \times 10^{-39}$ C.m

Para encontrar uma relação entre a hidrofobicidade e o tipo de ligação, Gaudin et al., (1957) classificaram os sólidos cristalinos de acordo com a sua ligação dominante. Eles propuseram que a ausência de flotabilidade natural de um sólido é decorrente da formação de fraturas ou superfícies de clivagem formadas com base no rompimento das ligações primárias interatômicas. Quando, em um sólido, as ligações residuais são dominantes, a quebra desta partícula gera uma superfície não-iônica, praticamente indiferente ao contato com água. Isto é, os átomos nos planos com ligações residuais dominantes (ex: cristais moleculares de parafina) não reagem com a água e são completamente apolares.

A estrutura cúbica da pirita assemelha-se à do NaCl, considerando-se que íon Cl⁻ é substituído pelo grupo S-S. Neste caso, as ligações químicas são predominantemente covalentes. É atribuído a estas ligações, o caráter hidrofóbico da superfície da pirita em comparação com os minerais unidos por ligações não covalentes, tais como a halita (NaCl) e silvita (KCl) (Liu e Somasundaram, 1994). Além disso, um sólido unido por este tipo de ligação (dominante), mesmo após sua quebra, poderia ser menos polarizável que um sólido iônico. No entanto, como as ligações covalentes na pirita não são simétricas - como é caso de moléculas de hidrocarbonetos - a mesma poderia ser mais hidrofílica que, por exemplo, o carvão.

As substâncias salinas interagem fortemente com a água, mediante as forças polares além das forças de dispersão, o que lhes confere um caráter hidrofílico. Segundo Gaudin et al. (1957) somente os compostos iônicos são definitivamente hidrofílicos. Por isto, existe um grupo de compostos onde não se vê uma relação direta entre o tipo de ligação e o caráter hidrofílico/hidrofóbico, o que pode ser estendido aos metais e sulfetos. Isto também poderia ser dito para a estrutura cristalina. Por exemplo, AgI é hidrofóbico e

forma um cristal parecido com a esfalerita que, por si mesma, é hidrofílica. Outro exemplo, NaCl é hidrofílico e AgCl é hidrofóbico, embora ambos apresentem a mesma estrutura cristalina. Pode-se depreender, com base no mencionado acima, que a polaridade e a capacidade de ionização, não a estrutura cristalina, são os parâmetros principais para a previsão da hidrofobicidade de sólidos. A polaridade, por exemplo, pode ser inerente ao sólido, como também, talvez, o resultado da reação das espécies presentes na superfície do sólido com a água e outros constituintes do ar. Dessa forma, reatividades diferentes são previstas para óxidos, sulfetos e metais. Discussões mais detalhadas sobre as características hidrofílicas/hidrofóbicas devido às modificações nas estruturas de minerais são apresentadas por Leja, (1982) e Forslind e Jacobsson, (1975).

A reação química entre as moléculas de água e a superfície do sólido leva à formação dos grupamentos hidroxila (OH^-) e óxido (O^{2-}), dependendo da natureza da superfície. A adsorção química da água na superfície do sólido é função do tempo e, para alguns sistemas especialmente óxidos, a cinética é bem conhecida. Por conseguinte, a hidrofobicidade de sólidos, quando influenciada pela adsorção da água, é também função do tempo. A reação entre as superfícies dos sólidos e o oxigênio é uma razão de ausência de hidrofobicidade da mesma, pois o radical O^{2-} pode reagir com as moléculas da água formando o grupamento monovalente OH^- .

TERMODINÂMICA DE INTERFACES, DEFINIÇÕES E CONCEITOS

Os potenciais termodinâmicos (que são funções de estado) mais frequentemente desenvolvidos para sistemas *bulk* (no interior de uma única fase) são deduzidos a partir da energia interna, U , (Smith e van Ness, 1995) e das variáveis seguintes:

$$U = F + TS \quad [9.1]$$

$$dU = TdS - pdV \quad [9.2]$$

Como a equação [9.1] é uma equação de estado, é possível definir outras funções de estado para a fase *bulk*, combinando-se a variável de estado U com outras variáveis de estado. Usualmente essas funções incluem a entalpia H :

$$H = U + PV \quad [9.3]$$

$$dH = TdS + Vdp \quad [9.4]$$

a energia livre de Helmholtz:

$$F = U - TS \quad [9.5]$$

$$dF = -SdT - pdV \quad [9.6]$$

e a energia livre de Gibbs (entalpia livre) :

$$G = F + PV = U - TS = PV \quad [9.7]$$

$$dG = -SdT + Vdp \quad [9.8]$$

onde T é a temperatura absoluta, P é a pressão, S é a entropia e V é o volume. Os parâmetros T e P são variáveis intensivas (independem das quantidades do sistema) enquanto S, V e U são variáveis extensivas que dependem da quantidade de material envolvida, isto é, do tamanho do sistema considerado.

As funções termodinâmicas, que são normalmente desenvolvidas para sistemas *bulk*, omitem variáveis, as quais estão especificamente associadas aos campos gravitacionais, magnéticos, elétricos e às interfaces. Todo o sistema de mais de uma fase requer parâmetros adicionais para definição das condições da região de separação das mesmas.

Os parâmetros de superfície e os efeitos associados às cargas elétricas e ao potencial químico das espécies não podem ser desprezados. Assim, quando o sistema exigir outras variáveis que definam seu estado, além das coordenadas P, V, T, S, as expressões anteriores modificam-se (Macedo e Luiz, 1975) e a forma diferencial de U será, conforme a seguir:

$$dU = TdS - PdV + \sum_i k_i dK_i \quad [9.9]$$

onde k_i e K_i constituem pares de coordenadas intensivas e extensivas. Por exemplo, se K_i for uma carga elétrica, k_i será um potencial elétrico. Caso importante é aquele em K_i é o número de moles da espécie i e k_i o potencial químico da espécie i . Neste caso, fazendo $K_i = n_i$,

$$a_i = \left[\frac{\partial U}{\partial n_i} \right]_{S,V,n_j} = \mu_i \quad [9.10]$$

onde μ_i é chamado potencial químico da espécie química i .

Então, com a substituição direta da equação [9.10] na expressão [9.9], tem-se que:

$$dU = TdS - PdV + \sum_i \mu_i dn_i \quad [9.11]$$

Evidentemente, as propriedades das moléculas no interior de cada fase (fase *bulk*) são diferentes das propriedades das moléculas nas interfaces. Por exemplo, uma molécula no interior do líquido está rodeada de outras moléculas com as quais exerce forças atrativas. O transporte de moléculas do interior do líquido até a fase gasosa (vaporização) necessita de energia para vencer as forças coesivas no interior do líquido. Dessa forma, parte destas ligações devem ser rompidas para levar uma molécula à superfície. Esta situação determina a existência de uma força atrativa direcionada ao interior da fase líquida e perpendicular à superfície. Esta força é chamada de tensão superficial. Conforme mencionado, é necessário fornecer energia ao sistema para aumentar a área interfacial.

A tensão superficial ou interfacial γ é definida termodinamicamente como o trabalho reversível necessário para criar uma unidade de área da superfície entre duas fases. A tensão γ , é medida em unidades de força por comprimento ($N \times m^{-1}$, dinas $\times cm^{-1}$).

Para um aumento infinitesimal na área interfacial, dA^s , área da nova superfície, o trabalho W associado é igual a:

$$dW^s_{rev} = \gamma dA^s \tag{9.12}$$

onde o sobrescrito denota a interface

Para sistemas envolvendo interfaces, os dois parâmetros adicionais devem ser considerados ao formular as equações termodinâmicas e para definir o estado do sistema: a área superficial A^s , uma variável extensiva e a tensão superficial γ , uma variável intensiva. Por esta razão, na equação [9.11] pode ser incluído o trabalho correspondente à variação da área interfacial da equação [9.12]. Assim tem-se:

$$dU = TdS - PdV + \gamma dA^s + \sum_i \mu_i dn_i \tag{9.13}$$

A combinação da equação [9.13] com as funções de energia representadas nas equações [9.4], [9.6] e [9.8] permite redefinir γ , de acordo com as expressões abaixo:

$$\gamma = \left(\frac{\partial U}{\partial A^s} \right)_{S,V,n_j} = \left(\frac{\partial H}{\partial A^s} \right)_{S,p,n_j} = \left(\frac{\partial F}{\partial A^s} \right)_{T,V,n_j} = \left(\frac{\partial G}{\partial A^s} \right)_{T,p,n_j} \tag{9.14}$$

Devido à faixa finita de ação das forças intermoleculares, uma interface poderia ser considerada como uma região de espessura finita por meio da qual a energia, densidade e outras propriedades termodinâmicas modificam-se gradualmente (Figura 9.1.a) (Koopal, 1992). Assim, a composição do sistema físico real seria apresentada por um determinado perfil, conforme exemplificado na Figura 9.1.b. No entanto, este perfil é simplificado no

modelo, introduzindo um plano de superfície imaginário entre as duas fases *bulk*, sendo que, para reconhecer a presença da região interfacial, definiu-se uma quantidade denominada "excesso superficial".

Para a superfície divisória, também chamada de plano de Gibbs, assume-se que há uma descontinuidade na densidade, massa, energia, entropia, força e composição molecular.

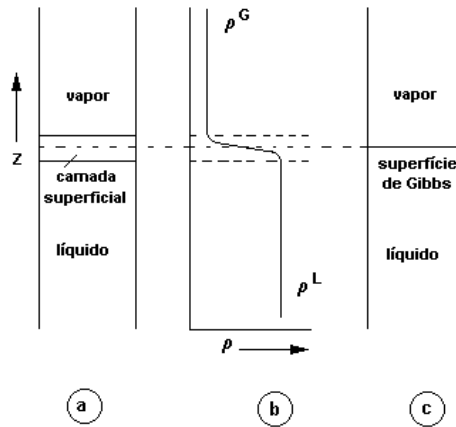


Figura 9.1-a. Representação esquemática da superfície de um líquido puro; b variação da densidade de adsorção na região interfacial; c. modelo de Gibbs da interface (Koopal, 1992).

Neste plano de Gibbs, definem-se dois volumes, V^α da fase α e V^β da fase β , de modo que:

$$V = V^\alpha + V^\beta \quad [9.15]$$

V^α e V^β estendem-se até o plano de Gibbs, assumindo que a região interfacial não tem volume, isto é, $V^s=0$, numa região onde terminam as propriedades que caracterizam cada fase α e β . As outras propriedades extensivas, no entanto, são apresentadas pela soma de seus respectivos valores em cada parte do sistema. As variáveis intensivas, T , P , μ_i , são uniformes em cada uma das fases e na interface. Usando-se esses conceitos, qualquer variação da energia interna do sistema pode ser subdividida em uma variação da fase α :

$$dU^\alpha = TdS^\alpha - PdV^\alpha + \gamma dA^s + \sum_i \mu_i dn_i^\alpha \quad [9.16]$$

da fase β :

$$dU^\beta = TdS^\beta - PdV^\beta + \gamma dA^s + \sum_i \mu_i dn_i^\beta \quad [9.17]$$

da energia de superfície ("excesso superficial")

$$dU^s = TdS^s - PdV^s + \gamma dA^s + \sum_i \mu_i dn_i^s \quad [9.18]$$

A equação [9.18] é obtida subtraindo as equações [9.16] e [9.17] da equação [9.13]. A condição de equilíbrio interno $dU=0$ assegura que $T^\alpha = T^\beta = T^s = T$; $\mu_i^\alpha = \mu_i^\beta = \mu$ e $p^\alpha = p^\beta = p$. Esta última relação implica em uma interface plana. A partir da integração da equação [9.18], considerando-se as variáveis intensivas constantes, obtém-se a função característica para a energia de superfície:

$$U^s = TS^s + \gamma A + \sum_i \mu_i n_i^s \quad [9.19]$$

Da mesma forma que para a *fase bulk*, outras funções de estado podem ser obtidas para a superfície. A entalpia de superfície é obtida substituindo o termo pV por γA^s :

$$H^s = U^s - \gamma A = TS^s + \sum_i \mu_i n_i^s \quad [9.20]$$

A energia de superfície de Helmholtz é definida pelo modo convencional:

$$F^s = U^s - TS^s = \gamma A + \sum_i \mu_i n_i^s \quad [9.21]$$

A energia de superfície de Gibbs pode se definida como:

$$G^s = U^s - TS^s - \gamma A = F^s - \gamma A = \sum_i \mu_i n_i^s \quad [9.22]$$

Pela equação [9.21], γ pode ser identificada como:

$$\gamma = \frac{F^s - \sum_i \mu_{in_i^s}}{A} = f^s - \sum_i \mu_i \Gamma_i \quad [9.23]$$

onde $\Gamma_i = \frac{n_i^s}{A^s}$ e representa a densidade de adsorção das espécies i na interface.

Para líquidos puros:

$$\gamma = f^s = \frac{F^s}{A^s} \quad [9.24]$$

mas sempre que houver outro componente presente no sistema, isto é, soluto em solução, dois gases na fase gasosa, etc., $\gamma \neq f^s$.

Termodinâmica de Adsorção

A equação de adsorção de Gibbs representa quantitativamente a variação da tensão superficial devido à adsorção de um ou de vários componentes, isto é, relaciona a tensão superficial entre duas fases à temperatura T do sistema, ao potencial eletroquímico das várias espécies em solução, $\mu_1, \mu_2, \mu_3, \dots, \mu_i$, e à adsorção das várias espécies na interface $\Gamma_1, \Gamma_2, \Gamma_3, \dots, \Gamma_i$, a pressão constante (Fuerstenau, 1982a).

$$d\gamma = -S_s dT - \sum_i \Gamma_i d\mu_i \quad [9.25]$$

A equação [9.25] é equivalente a equação de Gibbs-Duhem (Koopal, 1992). Por definição, considera-se a adsorção do solvente (componente 1) igual a zero (Fuerstenau, 1982a). Na equação a seguir, Γ_i^1 refere-se à adsorção relativa à espécie i na interface, de modo que $\Gamma_1=0$. Dessa forma a equação [9.25] pode ser modificada para:

$$d\gamma = -S_s dT - \sum_{i=2} \Gamma_i^{(1)} d\mu_i \quad [9.26]$$

A temperatura constante, a equação [9.26] passa a ser:

$$d\gamma = - \sum_{i=2} \Gamma_i^{(1)} d\mu_i \quad [9.27]$$

ou

$$\left(\frac{\partial \gamma}{\partial \mu_i} \right)_{T, \mu_j} = -\Gamma_i^{(1)} \quad [9.28]$$

A densidade de adsorção é independente da escolha do plano de Gibbs. Isto foi demonstrado reescrevendo a equação [9.26] para T e μ_i^0 constantes (equação 9.28). Se a

razão $\left(\frac{\partial\gamma}{\partial\mu_i}\right)_{T,\mu_j}$ é independente da escolha do plano divisório, logo $\Gamma_i^{(1)}$ deve ser

também independente. Uma prática comum (que já foi aplicada na equação 9.25) é fixar a posição do plano para $\Gamma_1 = 0$. No entanto, quando outra escolha de localização para o plano de Gibbs for mais conveniente, isto poderá ser feito. A equação de adsorção de Gibbs pode ser aplicada para todos os tipos de interfaces.

Termodinâmica de adsorção na interface ar-líquido

A equação de Gibbs é importante para o processo de flotação pela sua aplicação no entendimento dos fenômenos que envolvem, por exemplo, surfatantes, coletores e espumantes em solução, pois a mesma expressa quantitativamente a variação da tensão superficial ou energia livre superficial devido à adsorção dos vários componentes na interface gás-líquido.

Para um surfatante representado pela espécie i , o potencial químico, μ_i , na solução é dado por (Leja, 1982):

$$\mu_i = \mu_i^\circ + RT \ln a_i \tag{9.29}$$

onde:

μ_i° = potencial químico padrão;

a_i = atividade da espécie i na solução;

Tem-se que $d\mu_i = RT d \ln a_i$, e portanto a equação [9.27] transforma-se em :

$$\Gamma_i^{(1)} = -\frac{1}{RT} \left(\frac{\partial\gamma}{\partial \ln a_i}\right)_{T,\mu_j, i \neq j} \tag{9.30}$$

A densidade de adsorção $\Gamma_i^{(1)}$ será positiva se:

$$\left(\frac{\partial\gamma}{\partial \ln a_i}\right)_{T,\mu_j, i \neq j} < 0 \tag{9.31}$$

Evidentemente, medidas experimentais de tensão superficial para diferentes concentrações de soluto permitirão calcular a adsorção deste soluto na interface ar-solução. A densidade de adsorção pode ser determinada por meio da derivada em cada ponto da curva que representa a variação da tensão superficial com o logaritmo da atividade ou concentração.

A tensão superficial de uma solução é, geralmente, afetada pela concentração do soluto. Os eletrólitos (KCl, NaCl, $MgSO_4$), em geral, provocam um aumento da tensão superficial da água com o aumento de sua concentração. A maioria dos surfatantes (álcoois, carboxilatos, aminas, sulfatos, sulfonatos, sais quaternários de amônio, etc.), ao contrário, acarretam uma diminuição da tensão superficial, de acordo com a Figura 9. 2.

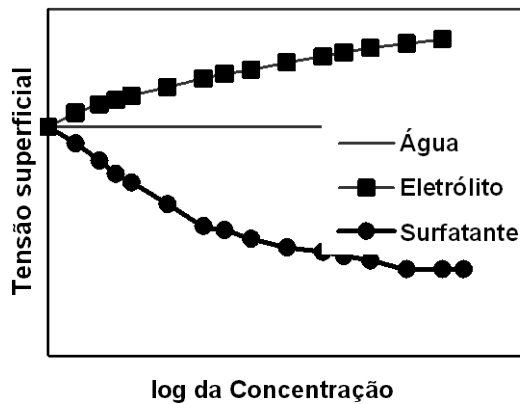


Figura 9.2 - Efeito do tipo e concentração do soluto na variação da tensão superficial.

HIDROFOBICIDADE E SUA RELAÇÃO COM A FLOTAÇÃO

A Figura 9.3 ilustra a linha de contato entre as três fases: sólido, líquido e vapor. A hidrofobicidade de um sólido pode ser avaliada diretamente pelo ângulo de contato θ entre as fases sólida, líquida e gasosa. Quando este ângulo, medido por convenção na fase líquida, é estabelecido, admite-se que o equilíbrio foi atingido entre as interfaces sólido-líquido, sólido-gás e gás-líquido, estando as mesmas mutuamente saturadas. Se o ângulo θ apresentar valores elevados, as bolhas espalham-se sobre a superfície e, portanto, o sólido que não foi molhado pelo líquido (meio aquoso) é considerado hidrofóbico.

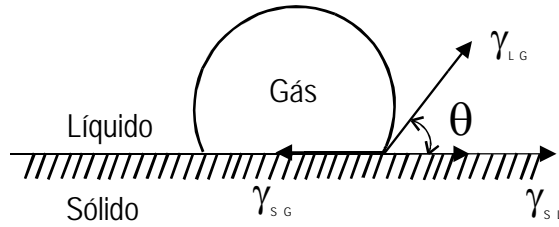


Figura 9.3 - Representação esquemática do ângulo de contato entre as fases líquida, sólida e gasosa em equilíbrio.

A equação de Young estabelece a condição termodinâmica de equilíbrio entre as interfaces envolvidas, onde o ângulo de contato θ depende da tensão superficial ou energia livre superficial, γ , das três interfaces (Finch e Smith, 1979):

$$\gamma_{SG} - \gamma_{SL} = \gamma_{LG} \cos\theta \quad [9.32]$$

onde:

γ_{SG} tensão superficial na interface sólido-gás;

γ_{SL} tensão superficial na interface sólido-líquido;

γ_{LG} tensão superficial na interface líquido-gás.

A equação de Young é válida para um sistema ideal, onde todos os efeitos gravitacionais estão ausentes e as três fases em equilíbrio. A designação γ_{SG} é para lembrar que a superfície do sólido, de energia livre superficial γ_S deve estar em equilíbrio com a pressão de vapor (p) do líquido puro adsorvido nessa interface; por conseguinte, a partir da adsorção das moléculas do líquido forma-se um filme de pressão superficial Π (Ralston e Newcombe, 1992; Adamson, 1990; Drzymala, 1994). Levando-se em consideração a presença das moléculas do líquido (água) na superfície do sólido, a equação de Young assume a seguinte forma:

$$\gamma_S - \Pi - \gamma_{SL} = \gamma_{LG} \cos\theta \quad [9.33]$$

A água pode adsorver-se química ou fisicamente na superfície do sólido. Se a adsorção é física, as moléculas de água são ligadas à superfície por meio de forças dispersivas (London-van der Waals) e permanecem como moléculas. A adsorção física das moléculas de água reduz a tensão superficial do sólido e a variação da energia livre superficial é dada pela equação de Bangham-Rozouk (Adamson, 1990):

$$\Pi = \gamma_S - \gamma_{SG} = \frac{RT}{\Sigma} \int_0^p n d(\ln p) \quad [9.34]$$

onde:

n é o número de moles adsorvidos por massa;

Σ é a superfície específica do mineral (área por massa);

p é a pressão de equilíbrio do vapor de água;

R é a constante universal dos gases;

T é a temperatura absoluta;

Quando a pressão de vapor atinge a pressão de saturação p_o , a pressão do filme de água formado na superfície do sólido é dada por:

$$\Pi_e = \gamma_S - \gamma_{SG} = \frac{RT}{\Sigma} \int_0^{p_o} n d(\ln p) \quad [9.35]$$

Experimentos de adsorção do vapor de água mais com equações [9.34] e [9.35] fornecem os valores de pressão superficial do filme de água, Π_e , adsorvido fisicamente na superfície dos sólidos (Adamson, 1990). Para líquidos que não formam ângulos de contato com o sólidos, foi demonstrado por Harkins (Adamson, 1990) que:

$$\Pi_e = \gamma_S - (\gamma_L - \gamma_{SL}) \quad [9.36]$$

onde o subscrito L representa o líquido e SL a interface sólido-líquido.

Quando a adsorção da água é química, tanto a composição da superfície como a energia livre superficial do sólido γ_S variam. No entanto, as equações [9.33]-[9.35] ainda são válidas, pois a adsorção física da água ocorre na superfície do sólido modificada inicialmente pela adsorção química (Drzymala, 1994).

A variação da energia livre de adesão entre partículas hidrofóbicas e bolhas de ar é obtida pela equação de Dupré (Fuerstenau e Chander, 1986):

$$\Delta G = \gamma_{SG} - (\gamma_{SL} + \gamma_{LG}) \quad [9.37]$$

A equação de Dupré expressa o decréscimo máximo possível da energia livre do sistema, que resulta no contato partícula-bolha, sem levar em consideração, no entanto, o trabalho requerido para deformar a bolha antes da ligação com o sólido bem como a geometria do sistema.

Combinando a equação de Young com a forma apropriada da equação de Dupré [9.37], obtém-se a equação de Young-Dupré, a qual fornece o critério termodinâmico para a flotação:

$$\Delta G = \gamma_{LG}(\cos \theta - 1) \quad [9.38]$$

que significa que a ligação partícula-bolha e a subsequente flotação é possível se a variação da energia livre da ligação é negativa, isto é, quanto mais negativo o valor de ΔG maior é a probabilidade da flotação da partícula.

Dessa forma ΔG é negativo quando o ângulo de contato está entre 0 e 180°, isto é, quando a superfície é hidrofóbica. A melhor prova do critério termodinâmico de flotabilidade, segundo Laskowski (1986), foi apresentada por Yarar e Kaoma (1984), quando demonstraram que a flotabilidade das partículas de enxofre, teflon e molibdenita, em soluções de metanol, somente era possível para $\theta > 0^\circ$.

Além da condição termodinâmica, as equações de Young [9.32] e de Young-Dupré [9.38] introduzem o conceito que a flotabilidade de um sólido é controlada pela energia superficial. Dessa forma, o processo de flotação pode ser visto como a arte e a ciência de converter os sólidos de energia superficial alta em sólidos hidrofóbicos (isto é, de baixa energia). Assim, as moléculas do surfatante interagem com o sólido, além das interações com as outras interfaces disponíveis, causando uma diminuição da energia superficial do sólido, γ_S , sendo que esses valores devem ser bem menores que os obtidos na interface líquido-gás, γ_{LG} .

É provável que, em alguns casos, a flotação das partículas não ocorra, mesmo quando os critérios termodinâmicos são favoráveis. Este fato está ligado a outros critérios que, por sua vez, correlacionam-se à cinética e à hidrodinâmica do sistema de flotação, que também devem ser satisfeitos [Laskowski, 1986]:

as partículas devem colidir com as bolhas;

filme de separação na interface partícula-bolha (camada de hidratação residual que decresce com a hidrofobicidade da partícula) deve ser o mais fino possível e romper durante o tempo de colisão;

agregado partícula-bolha deve ser resistente o suficiente para permanecer intacto na célula de flotação, até a retirada da espuma.

Esses critérios podem ser expressos em termos de um produto de três probabilidades [Hornsby e Leja, 1983], conforme apresentado na equação [9.39]:

$$P = P_a P_c P_s \quad [9.39]$$

onde:

P = probabilidade da flotação;

P_a = probabilidade de adesão entre partículas hidrofóbicas e bolhas de ar;

P_c = probabilidade de colisão partícula-bolha;

P_s = probabilidade de formação de um agregado partícula-bolha estável.

A probabilidade de adesão, P_a está diretamente relacionada ao ambiente químico predominante em um dado sistema de flotação. Isto é, poderá ser influenciada pela mineralogia, reagentes e condições da polpa, sendo controlada predominantemente pelas forças superficiais. O ângulo de contato poderia caracterizar diretamente os critérios para a flotação de uma partícula, se não houvesse resistência à adesão partícula-bolha por fatores da cinética ou se estes fatores dependessem dos mesmos parâmetros do ângulo de contato (Araújo e Peres, 1995).

A probabilidade de colisão, P_c é especialmente influenciada pelo tamanho da partícula, da bolha e, em geral, pelas condições hidrodinâmicas, sendo independente da hidrofobicidade da partícula.

Já a probabilidade P_s apresenta uma relação direta entre a força de adesão do agregado partícula-bolha e o ângulo de contato. Quanto maior o valor do ângulo maior é esta força e, neste caso, maior é o valor de P_s na equação [9.39].

Cálculo do Ângulo de Contato

O ângulo de contato, que dá uma medida da hidrofobicidade da partícula, pode ser calculado com auxílio da equação de Young. No entanto, a lista de valores de tensões superficiais na interface sólido-líquido disponíveis na literatura é extremamente pequena. Somente para o gelo e o mercúrio líquido existem dados suficientes para o cálculo de seus ângulos de contato, usando as equações [9.32] e [9.33]. De acordo com os valores de γ_{SL} , γ_S , e fazendo $\Pi_e = 0$, o gelo é hidrofílico porque apresenta um ângulo de contato calculado igual a zero. Tais valores podem ser confirmados com o uso da equação [9.36], que também é adequada para o sistema gelo-água-ar.

A energia livre superficial, γ_S , pode ser dividida em partes devido às contribuições das forças de dispersão (d), polares (p), metálicas (m), ponte de hidrogênio (h) e outras forças (o) (Fowkes, 1964):

$$\gamma_S = \gamma^d + \gamma^p + \gamma^m + \gamma^h + \gamma^o \quad [9.40]$$

Quando a equação de Fowkes é combinada com a equação de Young [9.33], admitindo-se que $\gamma_{LG} = \gamma_L$, obtém-se a equação de Girifalco-Good-Fowkes-Young (Adamson, 1990):

$$\cos \theta = \frac{2\sqrt{\gamma_S^d \gamma_L^d} - N - \Pi_e}{\gamma_L} - 1 \quad [9.41]$$

onde :

$2\sqrt{\gamma_S^d \gamma_L^d}$ é a magnitude da interação entre duas fases em contato, obtida por meio da média geométrica dos componentes das forças dispersivas (d) para as duas fases individuais, sólido (s) e líquido (L);

N corresponde às interações remanescentes causadas pelas forças não dispersivas.

Os valores de γ^d estão disponíveis somente para um número limitado de substâncias, suscitando a necessidade de estimar novos métodos para avaliar a contribuição das forças dispersivas para a energia superficial. Foi demonstrado por Fowkes (1964) que a constante de Hamaker, um parâmetro característico para cada material, resultante da teoria macroscópica de Lifshitz, pode ser utilizada para este fim. A relação geral entre γ^d e a constante de Hamaker de um sólido é (Ralston e Newcombe, 1992):

$$\gamma^d = \frac{A_{11}}{24\Pi d^2} \quad [9.42]$$

onde:

d é a distância de separação do contato interfacial;

A_{11} é a constante de Hamaker para o sólido, ou mais precisamente para dois pedaços de um mesmo material interagindo no vácuo.

Uma análise do arranjo de átomos próximos à superfície do sólido levou Israelachvili (1991) a concluir que, para sólidos e líquidos, o parâmetro d é aproximadamente constante e igual a 0,165 nm. Por conseguinte:

$$\gamma^d = \gamma_s^d = \frac{A_{11} \times 10^{13}}{0,20527} \quad [9.43]$$

onde A_{11} está em J e γ^d em mJ.m^{-2} .

Dessa forma, os valores dos ângulos de contato dos sólidos podem ser calculados pela equação [9.41], isto é, com base na constante de Hamaker inserida na equação [9.43], em que o N e Π_e assumem valor igual a zero.

Os ângulos de contato de um grupo de sólidos, calculados com auxílio da constante de Hamaker, estão de acordo com os obtidos experimentalmente pelo método da gota (Tabela 9.2) (Drzymala, 1994). Esse grupo é constituído por sólidos de baixa energia (teflon e parafina), materiais contendo planos apolares (grafita e molibdenita) e metais nobres (prata e mercúrio). Para outros materiais, tais como ouro, óxidos e sulfetos, os ângulos de contato calculados são maiores do que os determinados experimentalmente. Isto é devido à presença de sítios iônicos e polares na superfície do sólido, confirmando a afirmação de Laskowski (1986): "todos os sólidos deveriam ser hidrofóbicos se não apresentassem grupos polares ou iônicos".

Tabela 9.2- Comparação entre os valores de ângulo de contato medidos experimentalmente e os calculados por meio da constante de Hamaker equação [9.43] e da equação [9.41] (Drzymala, 1994).

| Material | $A_{11}(10^{20}\text{J})$ | $\gamma_s^d (\text{mJ.m}^{-2})$ | $\theta_{\text{calc.}}$ | $\theta_{\text{exp.}}^*$ |
|-------------|---------------------------|---------------------------------|-------------------------|--------------------------|
| Teflon | 3,8 | 18,5 | 116 | 112 |
| Parafina | 6,3- 7,4 | 33,1 | 105 | 110 |
| Molibdenita | 13,3 | 64,8 | 88 | 75 |
| Prata | 40,0 | 194,9 | 38 | 57-62 |
| Ouro | 45,5-50 | 211,7 | 24,5 | 0 |

*Os ângulos foram medidos com auxílio do método da gota sésil, em muitos casos, o ângulo medido experimentalmente é o de avanço.

Conforme pode ser observado na Figura 9.4, a pirita apresenta hidrofobicidade decrescente na faixa de pH entre 2 e 12 (Monte et al., 1997). O comportamento da mesma difere dos sólidos considerados naturalmente hidrofóbicos, como parafina, molibdenita e grafita (Arbiter et al., 1975), dada à influência pronunciada do aumento do valor de pH na diminuição do seu ângulo de contato. A diminuição da hidrofobicidade, com o aumento do valor de pH, pode ser atribuída à adsorção específica dos íons OH^- . Por outro lado, os

maiores ângulos de contato encontrados na faixa de pH entre 2 e 6 podem ser devidos à formação de uma camada de enxofre elementar na nova superfície devido a uma menor concentração do íon metálico na superfície do mineral por solubilização preferencial (Chander e Kumar, 1994). A predominância dessa espécie seria responsável pelas propriedades hidrofóbicas da pirita, na ausência de coletor.

Com base no valor da constante de Hamaker da pirita, $A_{11} = 12 \times 10^{-20}$ J, determinado por Lins (1995), pode-se prever o valor do ângulo de contato da pirita, $\theta_{\text{pirita/água/ar}} = 91^\circ$, utilizando-se as equações [9.43] e [9.41], e admitindo-se $N = 0$ e $\Pi_e = 0$, isto é, a pirita interagindo com a água apenas por forças dispersivas. A molibdenita é conhecida por sua grande hidrofobicidade exibindo um valor da constante de Hamaker, $A_{11} = 9 \times 10^{-20}$ J, próximo do valor encontrado para a pirita.

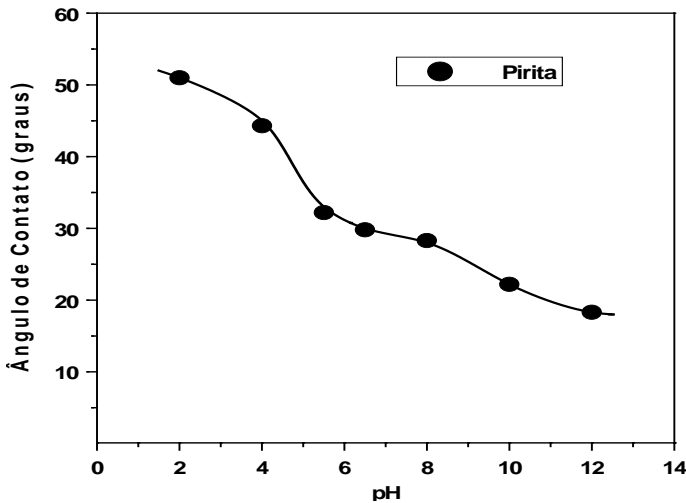


Figura 9.4 - Ângulo de contato da superfície da pirita em função do valor de pH, após 10 min de imersão em água, (Monte et al., 1998).

Uma comparação entre o valor de θ calculado para o sistema pirita/água/ar e a flotabilidade da pirita (entre 92 e 82%), na ausência de coletor e de oxigênio, obtidos por Fuerstenau e Sabacki (1981), sugere que a hidrofobicidade da superfície depende dos valores originais de A_{11} e γ_S^d , e o caráter hidrofílico da superfície de sua reatividade em relação às moléculas de água e o oxigênio. Portanto, o valor da constante de Hamaker poderia ser um indicativo da hidrofobicidade se a reatividade com a água e o oxigênio não tornasse as superfícies progressivamente mais hidrofílicas.

SURFATANTES EM SOLUÇÃO

Uma variedade de reagentes orgânicos e inorgânicos são utilizados na flotação com o objetivo de interagir com a superfície mineral, podendo se adsorver nas interfaces sólido-líquido (atuando como coletores) e/ou ar-líquido (como espumantes), influenciando as propriedades de superfície, tais como, ângulo de contato e tensão superficial. A adsorção de surfatantes na interface sólido/líquido também afeta as propriedades elétricas nas interfaces e, por conseguinte, as interações entre as partículas (Bremmell et al., 1999).

Surfatante é um termo genérico para um grupo de substâncias, cujas moléculas contêm um grupo hidrofílico (polar) em uma extremidade e um lipofílico (apolar) na outra, ligados entre si. Milhares de variações nesse arranjo são possíveis, dependendo do tipo, número, tamanho e combinações dos grupos polares e apolares, incluindo grupos de conexão. Os surfatantes podem ser classificados de acordo com a sua natureza iônica, como aniônicos, catiônicos, não-iônicos e anfóteros.

Os surfatantes de interesse ao processo de flotação podem ser convenientemente agrupados em: grupo A, monopolar e grupo B, multipolar (quando mais de um grupo polar é ligado ao composto, separando átomos de carbono de uma mesma cadeia hidrocarbônica). Cada grupo pode ainda ser subdividido em três classes: I - tio-compostos; II - compostos não-tio, ionizáveis e III - compostos não-iônicos (Leja, 1982). Estas divisões são apenas para facilitar as discussões sobre suas características em solução e suas propriedades de adsorção nas interfaces.

Tio-compostos

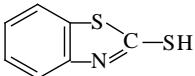
Os coletores empregados na flotação de sulfetos pertencem à família dos tio-compostos ou compostos sulfidrílicos. Os grupos polares dos tio-compostos contêm pelo menos um átomo de enxofre ligado ao carbono ou ao átomo de fósforo, mas não ligado ao oxigênio. São usualmente derivados de um "composto de origem oxigenado", pela substituição de um ou mais átomos de oxigênio por enxofre. A grande maioria dos tio-coletores são derivados do ácido carbônico, ácido carbâmico, ácido fosfórico, uréia e álcoois (Tabela 9.3). Partindo-se de compostos de origem da química inorgânica a transição para tio-composto requer a substituição de um ou mais hidrogênios por radicais de hidrocarboneto. Os tio-compostos são normalmente comercializados sob a forma de sais de sódio ou potássio. As principais propriedades dos tio-compostos são:

baixa ou nenhuma atividade na interface líquido/ar (caracterizando ação exclusivamente coletora);

reatividade química alta em relação a ácidos, agentes oxidantes e de alguns íons metálicos;

diminuição da solubilidade com o aumento da cadeia hidrocarbônica.

Tabela 9.3. Alguns surfatantes da classe dos tio-compostos

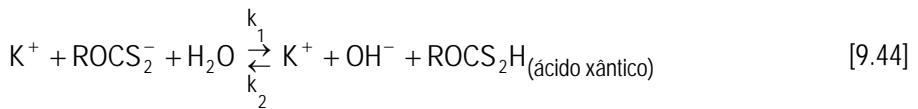
| Designação | Fórmula Estrutural |
|----------------------------|--|
| Ditiocarbonatos (Xantatos) | $\text{R}-\text{O}-\text{C} \begin{array}{l} \text{=} \text{S} \\ \text{S}^- (\text{M}^+) \end{array}$ |
| Mono alquil ditiolfosfatos | $\begin{array}{l} \text{R}-\text{O} \\ \text{H}-\text{O} \end{array} \text{P} \begin{array}{l} \text{=} \text{S} \\ \text{S}^- (\text{M}^+) \end{array}$ |
| Dialquil ditiocarbamato | $\begin{array}{l} \text{R} \\ \text{R} \end{array} \text{N}-\text{C} \begin{array}{l} \text{=} \text{S} \\ \text{S}^- (\text{M}^+) \end{array}$ |
| Mercaptanas | RSH |
| Mercaptobenzotiazol |  |

onde, M^+ é usualmente um sal metálico, tais como Na^+ e K^+ e R é o grupo apolar do surfatante (alquil, aril ou cíclico).

A principal família de tio-compostos empregados como coletores de flotação é a dos xantatos, derivados do composto inorgânico ácido carbônico, H_2CO_3 . Os xantatos, em geral, apresentam cadeia hidrocarbônica curta (etil a hexil) o que lhes confere uma característica importante de alta solubilidade. O etil xantato, por exemplo, tem uma solubilidade de 8 mol.L^{-1} . Já o hexil xantato tem uma solubilidade de $0,1 \text{ mol.L}^{-1}$, a temperatura ambiente (Fuerstenau, 1982a). A estabilidade dos xantatos é dependente do valor de pH, sendo decompostos facilmente em meio ácido.

O íon xantato é hidrolizado formando a espécie molecular que, em seguida, decompõe-se em dissulfeto de carbono e álcool de acordo com as reações:

Reação I



Reação II



O caráter hidrofílico-hidrofóbico dos tio-compostos pode ser modificado significativamente quando íons metálicos reagem com a parte polar da molécula dessa classe de compostos. Por exemplo, a maioria dos xantatos metálicos insolúveis (e ditiofosfatos) são hidrofóbicos, embora apresentem valores altos de momento de dipolo e cadeias hidrocarbônicas curtas em sua estrutura.

Compostos Ionizáveis, não-tio

Os principais representantes dessa classe de surfatantes são os alquil carboxilatos, alquil sulfonatos e sulfatos, aminas primárias e os sulfossuccinatos e sulfossuccinatos (Tabela 9.4). Esses surfatantes, quando empregados na flotação de oxi-minerais, apresentam, em geral, de seis a dezoito átomos de carbono em sua cadeia hidrocarbônica. A solubilidade do surfatante diminui com o comprimento da cadeia hidrocarbônica. Esse fenômeno é mais pronunciado em aminas primárias contendo acima de doze átomos de carbono na cadeia. Uma característica importante dessa classe de surfatantes, de cadeia hidrocarbônica longa, é a formação de agregados denominados micelas, quando a concentração da espécie em solução atinge um determinado valor crítico.

A distribuição das espécies em solução dessa classe de surfatante são muito influenciadas pelo valor de pH, dando origem às reações de hidrólise ou dissociação. Dessa forma, as características de solubilidade desses compostos são decorrentes, também, da predominância da espécie iônica em relação à espécie molecular. Além disso, a diminuição da tensão superficial é mais pronunciada com o aumento da concentração da espécie molecular em solução.

A espécie RCOO^- , com carga negativa, tenderia a adsorver-se preferencialmente nos minerais de carga positiva e a espécie RNH_3^+ nos minerais de carga negativa. No caso dos ácidos carboxílicos, é possível que ocorra adsorção independente da carga elétrica envolvida. Isto é, a adsorção seria provocada por uma típica reação química (este fenômeno será discutido nas próximas seções desse capítulo).

Os ácidos carboxílicos, em solução aquosa, dissociam-se, segundo a reação:



Os valores de pK_a dos ácidos carboxílicos, empregados no processo de flotação, estão na faixa de $4,7 \pm 0,5$; do ácido sulfônico em aproximadamente 1,5; do ácido hidroxâmico em cerca de 9,0; e do alquil fosfato em $7,01 \pm 2,5$. Os carboxilatos estão completamente ionizados em água para valores de pH acima de 10, enquanto que os sulfonatos apresentam-se completamente dissociados em solução aquosa, para uma extensa faixa de pH (entre 3 e 13) (Mishra, 1987).

A combinação dos valores de pK_a de um surfatante catiônico e de solubilidade das espécies não-iônicas é muito importante, pois juntos determinam quantitativamente as várias espécies presentes em solução, para um determinado valor de pH.

O surfatante catiônico ioniza-se em solução aquosa, por protonação. Para o caso particular da n-dodecilamina, as condições de equilíbrio para as espécies predominantes em solução, a 25°C, são dadas por:

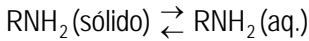


$$K_b = \frac{[RNH_3^+][OH^-]}{[RNH_2(aq.)]} = 4,3 \times 10^{-4}$$



$$K_{s0} = [RNH_3^+][OH^-] = 8,6 \times 10^{-9}$$

Em soluções saturadas:



$$K_{s1} = [RNH_3^+][OH^-] = 8,6 \times 10^{-9} \quad [9.49]$$

Com base nos dados de equilíbrio, diagramas do logaritmo da concentração (atividade) das espécies individuais em função do pH para uma concentração total da amina, C_t , podem ser construídos (Fuerstenau, 1982a):

$$C_t = [RNH_3^+] + [RNH_2(aq.)] + [RNH_2(sólido)] \quad [9.50]$$

Tabela 9.4. Alguns surfatantes da classe de não-tio, ionizáveis.

| Designação | Fórmula Estrutural |
|---|--|
| Ácidos carboxílicos / Alquil carboxilatos | $\text{R}-\text{C} \begin{array}{l} \diagup \text{O} \\ \diagdown \text{O} \end{array} \text{H}^+ / \text{Na}^+ \text{ ou } \text{K}^+$ |
| Alquil sulfato | $\text{R}-\text{O}-\text{S} \begin{array}{l} \text{O} \\ \parallel \\ \text{O} \end{array} -\text{O}^- \text{Na}^+ \text{ ou } \text{K}^+$ |
| Alquil sulfonato | $\text{R}-\text{S} \begin{array}{l} \text{O} \\ \parallel \\ \text{O} \end{array} -\text{O}^- \text{Na}^+ \text{ ou } \text{K}^+$ |
| Dialquil fosfatos | $\begin{array}{l} \text{R} \\ \diagdown \\ \text{P} \\ \diagup \\ \text{R}_1 \end{array} \begin{array}{l} \text{O} \\ \parallel \\ \text{O} \end{array} \text{H}^+ / \text{Na}^+ \text{ ou } \text{K}^+$ |
| Alquil hidroxamatos | $\text{R}-\text{C} \begin{array}{l} \parallel \\ \text{O} \end{array} -\text{N} \begin{array}{l} \text{H} \\ \\ \text{O}^- \end{array} \text{Na}^+ \text{ ou } \text{K}^+$ |
| Sais de alquil amônio quaternário | $[\text{R}(\text{CH}_3)_3\text{N}]^+ \text{Cl}^-$ |
| Aminas | $\text{R}-\text{N} \begin{array}{l} \diagup \text{H} \\ \diagdown \text{H} \end{array}$ |
| Onde, R e R ₁ são os grupos apolares do surfatante (alquil, aril, ou alquil-aril). | |

Compostos não iônicos

Os álcoois e os éteres são os principais representantes da classe de compostos não-iônicos empregados no processo de flotação. Esses compostos adsorvem preferencialmente na interface ar-líquido, proporcionando a estabilidade necessária às bolhas de ar e, ao mesmo tempo, assegurando que estas se rompam deixando desprender as partículas a elas atracadas. É importante salientar a influência que os mesmos exercem na cinética de ligação partícula-bolha.

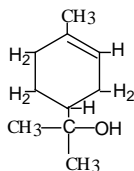
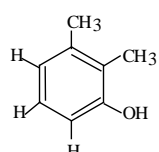
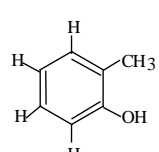
A habilidade desses compostos em demonstrar propriedades espumantes pode estar associada aos grupos funcionais, tais como, hidroxila (^-OH), carboxila ($^-\text{COOH}$), íon carboxilato ($^-\text{COOR}$) e carbonila (^-CO). As aminas, os sais quaternários de amônio, sulfatos, sulfonatos e os ácidos graxos (geralmente são incluídos em sua composição ácidos oléico, linoléico e linolênico) apresentam uma dupla função (coletor e espumante), pois formam espumas estáveis e muitas vezes persistentes, se usados em concentrações muito altas. A Tabela 9.5 apresenta as fórmulas químicas associadas aos surfatantes usados comercialmente, como espumantes.

Agentes Modificadores Orgânicos

Além dos surfatantes que atuam como coletores e/ou espumantes, existe uma variedade de agentes moduladores ou reguladores que são empregados para ativar ou deprimir a ação do coletor na superfície do mineral, proporcionando uma separação mais seletiva. Um grande número de reagentes inorgânicos (CaO , NaOH , ácido sulfúrico, entre outros) servem como agentes reguladores, controlando o valor do pH e outros que modificam seletivamente a superfície do mineral (NaSH , Na_2S , CuSO_4 , CaCN , entre outros), favorecendo a ação do coletor.

Os depressores orgânicos são, geralmente, produtos naturais ou modificados de alto peso molecular (acima de 10.000) contendo um grande número de grupos polares hidratados, os quais são a base para sua ação depressora. Os compostos não iônicos orgânicos são divididos em três grupos: poliglicol éter, polissacarídeos e polifenóis.

Tabela 9.5. Alguns surfatantes da classe dos não iônicos.

| Designação | Fórmula Estrutural |
|--|---|
| Metil - isobutil - carbinol | $\begin{array}{c} \text{CH}_3 - \text{CH} - \text{CH}_2 - \text{CH} - \text{CH}_3 \\ \qquad \qquad \\ \text{CH}_3 \qquad \qquad \text{OH} \end{array}$ |
| 2-etil - hexanol | $\begin{array}{c} \text{CH}_3 - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{OH} \\ \\ \text{CH}_3 - \text{CH}_2 \end{array}$ |
| α - terpineol |  |
| 1,1,3 - tri-etóxido - butano | $\begin{array}{c} \text{OC}_2\text{H}_5 \qquad \qquad \text{OC}_2\text{H}_5 \\ \qquad \qquad \qquad \\ \text{CH}_3 - \text{CH} - \text{CH}_2 - \text{CH} \\ \\ \text{OC}_2\text{H}_5 \end{array}$ |
| 2,3 - xilenol |  |
| O-cresol |  |
| Óxido de polietileno | $\text{O} (\text{CH}_2\text{CH}_2)_n =$ |
| Poliglicol éter Onde, R=H ou CH ₃ n = 3 a 7 | $\text{R} - (\text{O} - \text{C}_3\text{H}_6)_n - \text{OH}$ |

Com relação ao óxido de polietileno, a combinação dos mecanismos ponte de hidrogênio e associações hidrofóbicas pode ser responsável pela adsorção dos mesmos na superfície de minerais hidrofílicos e hidrofóbicos. O grupo funcional éter é responsável pela solubilidade do composto e presumivelmente operam como aceptores de ligação de hidrogênio para as moléculas de água. No entanto, esse grupo pode também atuar como ligante para os adsorventes hidrofílicos em meio aquoso (composto aglutinante). Além disso, as ligações $\text{CH}_2\text{-CH}_2$ do composto são suficientemente hidrofóbicas para interagir com substratos hidrofóbicos. Rúbio e Kitchener (1976), ao estudarem o mecanismo de adsorção do óxido polietileno na sílica, concluíram que os grupos silanol -SiOH são provavelmente os sítios de adsorção principais para formação de pontes de hidrogênio

com os grupos funcionais (éter) do óxido polietileno, embora a adsorção seja mais favorecida quando as regiões entre os sítios são hidrofóbicas (siloxanos ou metilados). Por outro lado, superfícies ionizadas desfavorecem a adsorção desse composto.

Agregação de Surfatante em Solução Aquosa

A concentração micelar crítica (CMC) é aquela na qual os surfatantes formam micelas, isto é, as moléculas orientam-se, agregam-se e formam estruturas em solução. Este fenômeno é inteiramente diferente do que ocorre em um estado de mistura aleatório. Normalmente, quanto maior o comprimento da cadeia hidrocarbônica menor será o valor da CMC. Por outro lado, os grupos polares, ligações duplas e ramificações, presentes em sua estrutura, tendem a aumentar o valor da CMC. O tipo de íon associado ao surfatante catiônico, por exemplo, tem efeitos insignificantes. Já as adições de alguns eletrólitos e álcoois de cadeia longa reduzem consideravelmente a CMC dos surfatantes aniônicos e catiônicos.

Um modelo de micela é apresentado na Figura 9.5. A parte hidrofóbica do agregado forma o núcleo da micela, enquanto a parte polar encontra-se em contato com a fase aquosa. As micelas são capazes de incorporar, isto é, solubilizar compostos de mesma natureza. As moléculas lipofílicas são incorporadas às micelas formadas em sistemas aquosos, enquanto que as moléculas polares, especialmente a água, são solubilizadas por micelas formadas em soluções orgânicas.

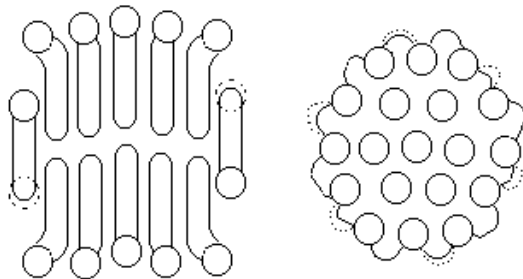


Figura 9.5 - Representação esquemática de estruturas micelares esférica e laminar (Shinoda, 1978).

Na Figura 9.6 apresenta-se a variação da tensão superficial em função da concentração dos surfatantes cloreto de dodecilamônio, DDAHCL e brometo de cetil-trimetil amônio, CTAB, (Monte et al., 1994). As curvas a e b da Figura 9.6 representam fenômenos semelhantes de variação da tensão superficial em faixas de concentração diferentes para os dois sistemas envolvidos. Inicialmente, a tensão superficial diminui quase linearmente com o logaritmo da concentração do surfatante. No entanto, a partir de

uma determinada concentração, tem-se uma região cuja tensão superficial permanece praticamente constante, isto é, o aumento da concentração não acarreta variação sensível da tensão superficial da solução.

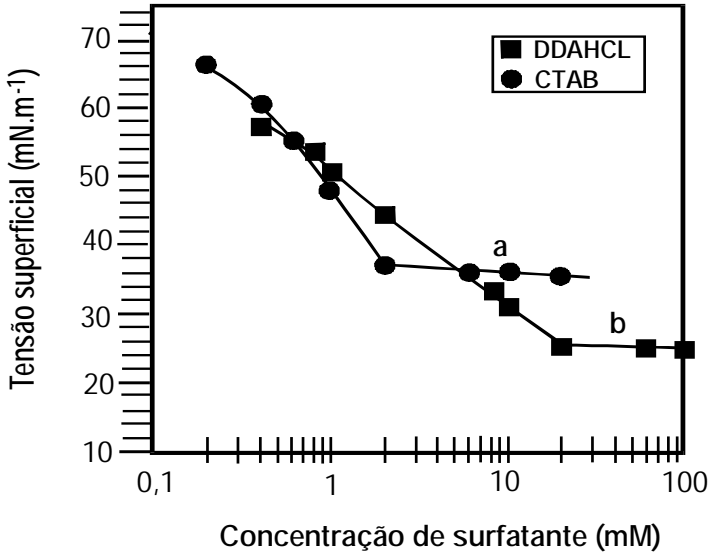


Figura 9.6 - Variação da tensão superficial em função da concentração de CTAB (curva a) e DDAHCL (curva b) (Monte et al.,1994).

O excesso superficial (Γ) ou densidade de adsorção na interface ar-líquido pode ser calculado pela equação de adsorção de Gibbs (equação 9.30). Considerando-se que:

Γ é praticamente constante abaixo da CMC, ii) $\left(\frac{\delta\gamma}{\delta \log C} \right)_T$ aproximadamente nula acima deste valor;

a atividade é proporcional à concentração do soluto, para soluções diluídas.

Desse modo a equação [9.25] pode ser modificada :

$$\Gamma = \frac{1}{2,303RT} \left(\frac{\delta\gamma}{\delta \log C} \right)_T \tag{9.51}$$

sendo a área (A) ocupada por molécula do surfatante dada por:

$$A = \frac{10^{14}}{N \Gamma}, \text{ para } \Gamma \text{ em mol/cm}^2 \tag{9.52}$$

onde:

$$\left(\frac{\delta\gamma}{\delta \log C} \right)_T = \text{coeficiente angular da reta no trecho anterior à CMC};$$

R, constante universal dos gases (8,31 J/mol.K);

T, temperatura absoluta, K;

Γ , mol/cm²;

N, número de Avogadro (6,02.10²³ mol⁻¹);

A Tabela 9.6 apresenta os parâmetros mencionados acima, que permitem comparar as propriedades superficiais de soluções aquosas de surfatantes.

Shinoda (1978) demonstrou que, acima da CMC, a atividade do surfatante permanece praticamente constante, quando se aumenta a sua concentração, sendo o excesso convertido em micelas. Pois, se Γ é finito e $\frac{\delta\gamma}{\delta C} \approx 0$, logo $\frac{\delta \ln a}{\delta \ln C} \approx 0$. De fato, o que ocorre é uma mudança de caráter da solução que passa de uma solução regular concentrada para uma solução micelar. As discontinuidades apresentadas em ambas as curvas correspondem à CMC desses surfatantes.

A importante distinção entre a formação de micela e a separação de fase verdadeira é que as micelas constituídas na fase líquida alcançam o equilíbrio ao atingir um certo número de associação. Portanto, não se agregam indefinidamente. O tamanho de uma micela é significativamente menor que o comprimento de onda da luz visível (geralmente, as micelas possuem um raio médio de 12 a 30 \AA) e, portanto, a solução apresenta-se transparente como em um sistema monofásico, embora suas propriedades termodinâmicas assemelhem-se àquelas de um sistema binário (Shinoda, 1978). A entalpia molar parcial, a entropia e a energia livre permanecem praticamente constantes, acima da CMC. Desse modo, o fenômeno pode ser tratado aplicando os conceitos da teoria de soluções regulares.

Tabela 9.6 - Dados comparativos das propriedades superficiais dos surfatantes CTAB e DDAHCL (Monte et al., 1994).

| Surfatante | DDAHCL | CTAB |
|----------------------------------|-----------------------|-----------------------|
| Γ (mol.cm ⁻²) | 3,09x10 ⁻¹ | 5,83x10 ⁻¹ |
| A (nm ²) | 0,54 | 0,28 |
| CMC (mol.L ⁻¹) | 1,1x10 ⁻² | 2x10 ⁻³ |
| γ_{CMC} | 25,0 | 38,8 |

Os surfatantes que formam micelas em solução apresentam ainda uma propriedade peculiar. Acima de uma determinada temperatura, denominada de ponto Krafft, sua solubilidade aumenta bruscamente. Explica-se este comportamento pela menor solubilidade das moléculas dos surfatantes não associadas, comparada com a solubilidade elevada das micelas. Abaixo da temperatura de Krafft, a solubilidade dessas substâncias é insuficiente para dar início à formação de micelas. À medida que a temperatura aumenta, a solubilidade cresce lentamente até atingir-se, na temperatura de Krafft, a CMC (Figura 9.7). Uma grande porção das moléculas de surfatantes pode, então, ser dispersa sob a forma de micelas, observando-se em consequência, um grande aumento da solubilidade. É interessante salientar que a temperatura de Krafft de muitos surfatantes de cadeia longa, empregados no processo de flotação, está muito próxima da temperatura ambiente, embora as concentrações usadas sejam menores do que os valores das suas respectivas concentrações micelares críticas.

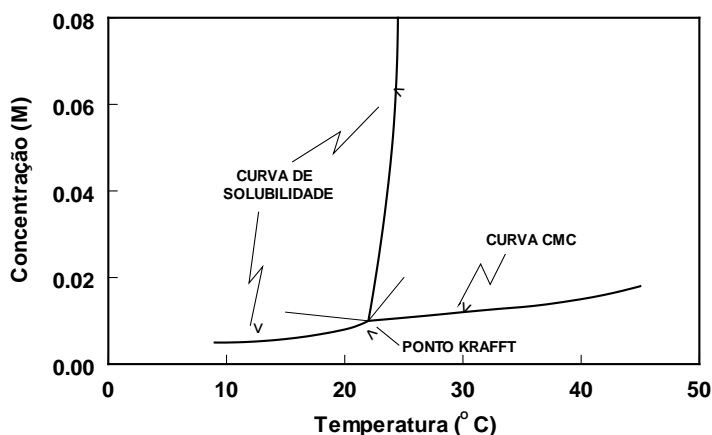


Figura 9.7 – Relação entre a curva de solubilidade, curva da CMC e ponto Krafft para um surfatante catiónico (Smith, 1988).

Interação Sinérgica entre Surfatantes

A interação de surfatantes na interface líquido-gás foi estudada por Rosen e colaboradores (1982a, 1982b, 1983), que desenvolveram um modelo baseado na teoria de formação de micelas desenvolvido por Rubingh, (1979). O modelo utiliza os princípios termodinâmicos que formam a base da teoria de soluções regulares.

A teoria de Rosen e Hua (1982a) sobre sinergismo em misturas binárias de surfatantes utiliza os conceitos da teoria de solução regular que permite o cálculo do parâmetro de interação molecular e da fração molar de cada componente na interface ar-líquido, bem como define as condições de sinergismo tendo como referência a tensão superficial dessas soluções. O modelo de Rosen utiliza duas equações principais para quantificar a interação entre dois surfatantes e seu efeito sinérgico na interface líquido-gás:

$$\beta = \frac{\ln\left(\frac{C_1}{C_1^0 \cdot X_{1,s}}\right)}{(1 - X_{1,s})^2} \tag{9.53}$$

e

$$\frac{(X_{1,s})^2 \cdot \ln\left[\frac{C_1}{C_1^0 \cdot X_{1,s}}\right]}{(1 - X_{1,s})^2 \cdot \ln\left[\frac{C_2}{C_2^0 (1 - X_{1,s})}\right]} = 1 \tag{9.54}$$

Nas expressões acima, β é o parâmetro que mede a interação molecular entre os surfatantes 1 e 2 na interface líquido-gás. C_1 e C_2 são as concentrações molares dos surfatantes 1 e 2 na solução binária, C_1^0 e C_2^0 são as concentrações molares dos surfatantes 1 e 2 das soluções puras, para uma mesma pressão superficial π da solução binária e $x_{1,s}$ a fração molar do componente 1 na interface ar - solução binária.

As medidas experimentais de tensão superficial em função da concentração total dos surfatantes puros e suas misturas fornecem os parâmetros C_1 , C_2 , C_1^0 e C_2^0 para uma mesma pressão superficial, que é a diferença entre a tensão superficial da água pura e aquelas obtidas para as soluções puras e binárias ($\pi = \gamma - \gamma_0$).

Nessa parte do estudo, o modelo de Rosen é utilizado para definir as condições de sinergismo em misturas binárias de surfatantes na interface ar-líquido tendo como referência a tensão superficial da solução (Rosen e Hua, 1982a). Dessa forma, o sinergismo está presente em uma mistura binária quando a concentração total da mistura binária C_{12} for menor que a concentração individual de cada componente, C_1^0 e C_2^0 , necessária para se atingir uma mesma redução da tensão superficial. Logo:

$$C_1 = C_{12} \alpha \text{ e } C_2 = C_{12} (1 - \alpha) \tag{9.55}$$

onde α é a fração molar do surfatante 1 na solução binária.

As condições de sinergismo em misturas binárias de surfatantes são (Rosen e Hua, 1982a):

$$\beta < 0 \tag{9.56}$$

$$\left| \ln \left(\frac{C_1^0}{C_2^0} \right) \right| < |\beta| \quad [9.57]$$

$$C_{12} < C_1^0 e < C_2^0 \quad [9.58]$$

A equação 9.54 pode ser solucionada iterativamente por $X_{1,s}$ quando C_1 , C_2 , C_1^0 e C_2^0 são conhecidos. Esses termos podem ser usados para calcular β (equação 9.53). O subscrito 1 refere-se ao íon do surfatante 1 na interface ar-solução binária. O programa Sinergia foi desenvolvido por Valdiviezo et al. (1997) para obter $X_{1,s}$ e β das equações mencionadas acima.

A mistura de tetradecilamina (TDA) e tetra-oxi-polipropileno glicol (DF-250) na proporção $\alpha = 0,70$ apresenta uma interação molecular muito forte como indicado pelo valor calculado para o parâmetro β (Tabela 9.7). Observe que a interação sinérgica entre esses surfatantes é atrativa, pois as três condições mencionadas acima são simultaneamente satisfeitas.

Tabela 9.7 - Valores de C_{12} , C_1^0 e C_2^0 , $X_{1,s}$, $\ln \frac{C_1^0}{C_2^0}$ e β para vários valores de pressão superficial (π) para a mistura de TDA com DF-250, na proporção $\alpha=0,70$, em pH=10,2 e 28°C (Valdiviezo et al., 1997)

| π | C_{12} | C_1^0 | C_2^0 | $X_{1,s}$ | $\ln \frac{C_1^0}{C_2^0}$ | β |
|-------|-----------------------|-----------------------|----------------------|-----------|---------------------------|---------|
| 23 | $9,00 \times 10^{-6}$ | $1,25 \times 10^{-5}$ | $1,2 \times 10^{-4}$ | 0,72 | -2,3 | -4,7 |
| 24 | $1,05 \times 10^{-5}$ | $1,60 \times 10^{-5}$ | $1,5 \times 10^{-4}$ | 0,71 | -2,2 | -5,2 |
| 25 | $1,15 \times 10^{-5}$ | $1,75 \times 10^{-5}$ | $1,8 \times 10^{-4}$ | 0,71 | -2,2 | -5,3 |
| 26 | $1,40 \times 10^{-5}$ | $2,20 \times 10^{-5}$ | $2,0 \times 10^{-4}$ | 0,71 | -2,3 | -5,0 |
| Média | | | | 0,71 | -2,25 | -5,0 |

Quanto maior o valor negativo de β , mais forte é a interação e a co-adsorção das espécies iônicas não-iônicas dos dois surfatantes investigados. Este efeito pode ser atribuído à interação atrativa das moléculas adsorvidas nessa interface, devido às forças de van der Waals entre os grupos hidrofóbicos desses surfatantes, representando, neste caso, a principal contribuição.

A resposta à flotação do quartzo e da hematita em função da mistura dos surfatantes, TDA e de estearil-éter-polioxiétileno, Brij 76, é apresentada na Figura 9.9. Os resultados mostram que a flotabilidade da hematita diminui significativamente quando a fração molar do Brij 76 aumenta, favorecendo a separação do quartzo em relação à hematita, para uma fração molar na faixa entre $0,3 < \alpha < 0,8$.

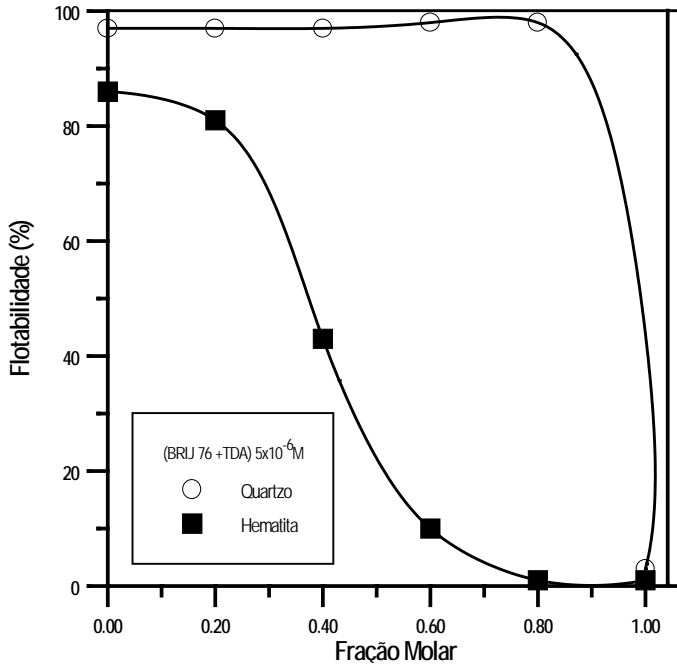


Figura 9.8 - Flotabilidade do quartzo e da hematita em função da fração molar de TDA e Brij 76, em pH=10 (Valdiviezo et al., 1997).

A DUPLA CAMADA ELÉTRICA

A maior parte das partículas adquire uma carga elétrica na superfície quando postas em contato com um meio aquoso. Os mecanismos mais importantes seriam:

- ionização da superfície;
- dissolução de íons;
- adsorção de íons provenientes da solução e
- defeitos na rede cristalina dos minerais.

Além disso, existe um grande número de partículas cujos grupamentos da superfície ionizam-se e a carga elétrica total das mesmas depende, em grau acentuado, do valor de pH da solução, como indicado pela equação apresentada a seguir.



Observa-se pelas equações [9.59] e [9.60] que há pouca distinção entre o primeiro e terceiro mecanismos já citados, pois a superfície da partícula pode interagir com os íons H^+ e OH^- . Isto é verdadeiro para os óxidos e a maioria dos polímeros (Hunter, 1981). Para que ocorra a migração do surfatante e de outras espécies presentes na solução para a superfície da partícula é necessária a existência de algum tipo de atração da mesma pela superfície em questão. Pode-se ter ações elétricas ou eletrostáticas e, ainda, de forças moleculares de van der Waals, de hidratação ou ligação química (Bruyn e Agar, 1962). De forma geral, os íons presentes na solução podem ser atraídos para as vizinhanças das partículas apenas por forças eletrostáticas. Quando o íon apresenta uma afinidade especial pela superfície, com exceção da contribuição de natureza eletrostática, considera-se que a adsorção é do tipo específica (Fuerstenau, 1982b). Os fenômenos que ocorrem na interface sólido-líquido podem ser avaliados por meio dos efeitos eletrocinéticos das partículas em suspensão.

A camada difusa de Gouy -Chapman

No começo do século XX Gouy e Chapman propuseram a idéia da camada difusa para interpretar o comportamento da interface entre um eletrodo (semelhante a um capacitor) e os íons de uma solução de eletrólito, ao invés do modelo de camada de cargas elétricas fixas, desenvolvido anteriormente por Helmholtz (Bockris e Reddy, 1973). No modelo da dupla camada difusa, os íons na solução são atraídos eletrostaticamente para a superfície do sólido, sendo essa atração contrabalçada pelo movimento dos contra-íons, necessários à equalização da concentração de cargas ao longo da interface (van Hal et al., 1996).

Dessa forma, a distribuição dos íons tipo i no campo elétrico da superfície pode ser descrita pela equação de distribuição de Boltzmann, para todos os tipos de íons. Assumindo que os íons são cargas pontuais, que interagem por meio de forças eletrostáticas, a equação de distribuição pode ser expressa da seguinte forma:

$$n_i(x) = n_i(\infty) \exp \left[\frac{-z F \phi(x)}{RT} \right] \quad [9.61]$$

onde:

$n_i(x)$ é o número de íons i por unidade de volume a uma distância x da superfície;

z é o número de carga dos íons (incluindo o sinal da carga);

F constante de Faraday;

$\phi(x)$ o potencial na DCE.

O ponto de referência para o potencial é o seio da solução onde $\phi(\infty) = 0$ e $n_i(\infty)$ a concentração de cada espécie iônica no seio da solução. A equação [9.61] está em concordância com os seguintes princípios:

os contra-íons são atraídos para a superfície;

os co-íons são repelidos.

A densidade de carga a uma distância x da superfície $\rho(x)$ do sólido é obtida por:

$$\rho(x) = \sum_i n_i(x) z e \quad [9.62]$$

onde e é a carga do elétron. A relação adicional entre $\psi(x)$ e $\rho(x)$ é fornecida pela equação de Poisson (para um sistema cujo potencial varia em uma só direção):

$$\Delta^2 \phi(x) = - \frac{\rho(x)}{\epsilon_0 \epsilon_r(x)} \quad [9.63]$$

onde:

ϵ_0 é a permissividade no vácuo;

ϵ_r é a constante dielétrica relativa a uma distância x da superfície.

Neste modelo supõe-se que a superfície é sólida, plana e impenetrável, com uma densidade de carga de superfície σ_s e o potencial de superfície $\phi_s = \phi(x = 0)$, sendo ϵ_r independente da força do campo elétrico. De acordo com a teoria de Gouy-Chapman (GC), para um eletrólito simétrico indiferente, a densidade de carga da camada difusa, σ_d , é:

$$-\sigma_d = (8RT \epsilon_0 \epsilon_r n_s)^{0.5} \sinh\left(\frac{zF\phi_s}{2RT}\right) \quad [9.64]$$

onde $z = z_+ = -z_-$ e $n_s = n_+(\infty) = n_-(\infty)$ e devido à eletroneutralidade da DCE como um todo $\sigma_d = -\sigma_s$.

A teoria de Gouy-Chapman permite calcular os componentes iônicos da carga de uma camada difusa, isto é, a densidade de adsorção dos cátions e dos ânions na DCE, para compensar a carga da superfície (Koopal, 1992):

$$\Gamma_{+,d} = \left(\frac{2RT\varepsilon_0\varepsilon_r n_s}{z^2 F^2} \right)^{0,5} \left[\exp\left(\frac{-zF\psi_s}{2RT} \right) - 1 \right] \quad [9.65]$$

e:

$$\Gamma_{-,d} = - \left(\frac{2RT\varepsilon_0\varepsilon_r n_s}{z^2 F^2} \right)^{0,5} \left[\exp\left(\frac{zF\psi_s}{2RT} \right) - 1 \right] \quad [9.66]$$

A diferenciação de σ_s com relação à ψ_s fornece a relação para a capacitância da camada difusa:

$$C_d = \varepsilon_0\varepsilon_r \kappa \cosh\left(\frac{zF\psi_s}{2RT} \right) \quad [9.67]$$

onde κ é definido por:

$$\kappa^2 = \left(\frac{F^2}{\varepsilon_0\varepsilon_r RT} \right) \sum_i n_i z_i^2 \quad [9.68]$$

κ é o parâmetro introduzido por Debye Hückel, tendo a dimensão de comprimento e κ^{-1} é denominado termo recíproco de Debye-Hückel, ou ainda a espessura da DCE.

Para soluções aquosas de eletrólitos simétricos, a temperatura ambiente, a equação 9.69 torna-se:

$$\kappa = \left(10cz^2 \right)^{0,5} \text{ nm}^{-1} \quad [9.69]$$

onde c é a concentração do eletrólito em mol x dm⁻³.

Para a relação entre o potencial e a distância x da superfície do sólido, a teoria de Gouy-Chapman resulta em [Koopal, 1992]:

$$\tanh\left(\frac{z F \phi(x)}{4RT}\right) = \tanh\left(\frac{z F \phi_s}{4RT}\right) \exp(-\kappa x) \quad [9.70]$$

Para baixos valores de potenciais de superfície, isto é, $\left(\frac{zF\phi_s}{4RT}\right) \ll 1$, a aproximação $\tanh x = x$ pode ser usada e a equação 9.70 reduz-se a:

$$\phi(x) = \phi_s \exp(-\kappa x) \quad [9.71]$$

A equação [9.71] demonstra que a $x = \kappa^{-1}$, $\phi(x) = \frac{\phi_s}{e}$, ilustrando porque κ^{-1} é chamado de espessura da dupla camada elétrica. Note que para valores muito pequenos de ϕ_s , a equação [9.64] é simplificada:

$$\sigma_s = \epsilon_0 \epsilon_r \kappa \phi_s \quad [9.72]$$

A equação [9.72] demonstra, mais uma vez, que o parâmetro κ^{-1} , introduzido por Debye-Hückel, representa a espessura da DCE. Neste caso a carga da superfície é proporcional ao potencial de superfície e a DCE é semelhante a um condensador de placas paralelas, separadas por uma distância κ^{-1} .

Em água, a 25°C, $\kappa^{-1} = 3,037 \times 10^{-10} I$ (κ^{-1} em metro), onde I representa a força iônica e m_i a molaridade [Shaw, 1994]:

$$I = \frac{1}{2} \sum z_i m_i \quad [9.73]$$

A presença de κ nas relações para ϕ_s resulta no efeito da força iônica sobre a variação do potencial em relação à distância. Quando a concentração do eletrólito aumenta consideravelmente, a camada difusa é forçada a contrair-se (Figura 9.9).

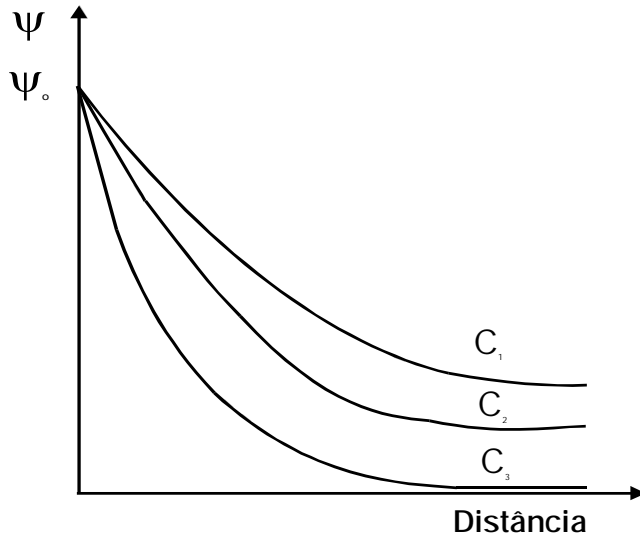


Figura 9.9 - Efeito da concentração de eletrólito na parte difusa da DCE, $C_1 < C_2 < C_3$.

A dupla camada de Stern-Gouy-Chapman

Uma das mais importantes contribuições da teoria de Stern, além da combinação dos dois modelos mencionados, foi considerar os efeitos da adsorção específica, isto é, os íons poderiam ser adsorvidos na superfície por forças de caráter não eletrostático. Segundo o modelo de Stern, nas vizinhanças da superfície uma primeira camada estacionária seria formada por íons adsorvidos à superfície por adsorção específica ou forças eletrostáticas. O restante dos íons, de carga oposta àquela da superfície e necessários à neutralização, estariam espalhados por efeito da agitação térmica, decrescendo exponencialmente sua concentração, de acordo com a teoria de Gouy-Chapman. A Figura 9.10 apresenta uma representação esquemática da distribuição do potencial eletrostático de acordo com o modelo SGC.

A carga da superfície é compensada pela soma das cargas no plano de Stern, σ_1 , e na camada difusa, σ_d :

$$\sigma_s = -(\sigma_1 + \sigma_d) \quad [9.74]$$

Isto significa que no modelo de Stern-Gouy-Chapman (SGC), ψ_s pode ser substituído por ψ_d e σ_s por $-\sigma_d$ nas equações [9.64] – [9.72]. Frequentemente, ψ_d é consideravelmente menor que ψ_s , especialmente no caso de adsorção específica. O modelo SGC é sem dúvida o mais utilizado para descrever a estrutura da dupla camada elétrica em sistemas coloidais e considera a influência dos eletrólitos na carga superficial da partícula.

A contribuição de Grahame (Bockris e Reddy, 1970) ao modelo de Stern consistiu em, ao considerar os efeitos da adsorção específica, subdividir a camada estacionária de Stern em duas partes, caracterizadas por dois planos (Figura 9.11). O Plano Interno de Helmholtz (PIH), lugar geométrico do centro dos íons desidratados, pelo menos parcialmente, e especificamente adsorvidos, e o Plano Externo de Helmholtz (PEH), onde estariam adsorvidos os contra-íons (de carga contrária à superfície) hidratados, coincidindo esse (o PEH) com o plano de Stern. Esta extensão é conhecida como o modelo de Helmholtz e Grahame ou de tripla camada elétrica (TL).

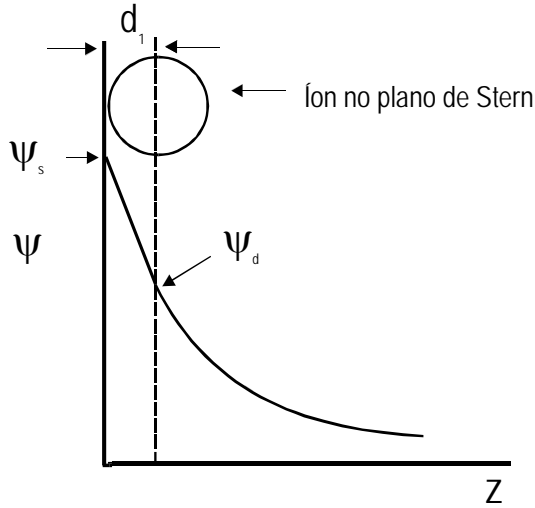


Figura 9.10 – Distribuição do potencial eletrostático na DCE pelo modelo SGC.

Os contra-íons do eletrólito são atraídos por um potencial eletrostático, ψ_β , e um potencial de adsorção não-eletrostático, Φ , no plano interno de Helmholtz, PIH, com os seus centros localizados a uma distância β da superfície. Os contra-íons poderiam formar complexos com grupos carregados da superfície, no PIH. O plano externo de Helmholtz, PEH, o mais externo da camada difusa, está localizado a uma distância d da superfície, onde o potencial é ψ_d (Braggs et al., 1994). Na ausência de impurezas orgânicas e polieletrólitos adsorvidos na superfície, o ψ_d pode ser considerado o potencial electrocinético no plano de cisalhamento (potencial zeta, ζ) (Alvarez et al., 1996).

A contribuição complementar de Brockris (1973) a este modelo é também importante. Refere-se à demonstração de que grande parte da superfície deve estar recoberta inicialmente por uma camada de moléculas de água, onde a constante dielétrica seria bem pequena devido à imobilidade a que estão submetidas (Figura 9.11). O PIH é aquele que passa pelos centros dos íons não solvatados e especificamente adsorvidos na superfície do sólido. O PEH é aquele que, passa pelos centros dos contra-íons solvatados e situados próximos à superfície do sólido.

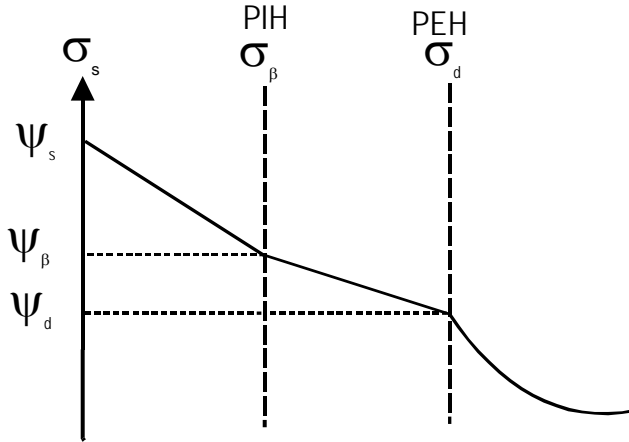


Figura 9.11 - Distribuição do potencial eletrostático pelo modelo de tripla camada elétrica (TL).

As principais características das teorias mais recentes, entre outras, para descrever o mecanismo de geração de carga são (van Hal et al., 1996):

- a interação ocorre em sítios específicos;
- as interações podem ser equacionadas através da lei de conservação de massa;
- a carga da superfície resulta dessas interações;
- o efeito das interações na carga superficial das partículas pode ser interpretado à luz da teoria da dupla camada elétrica.

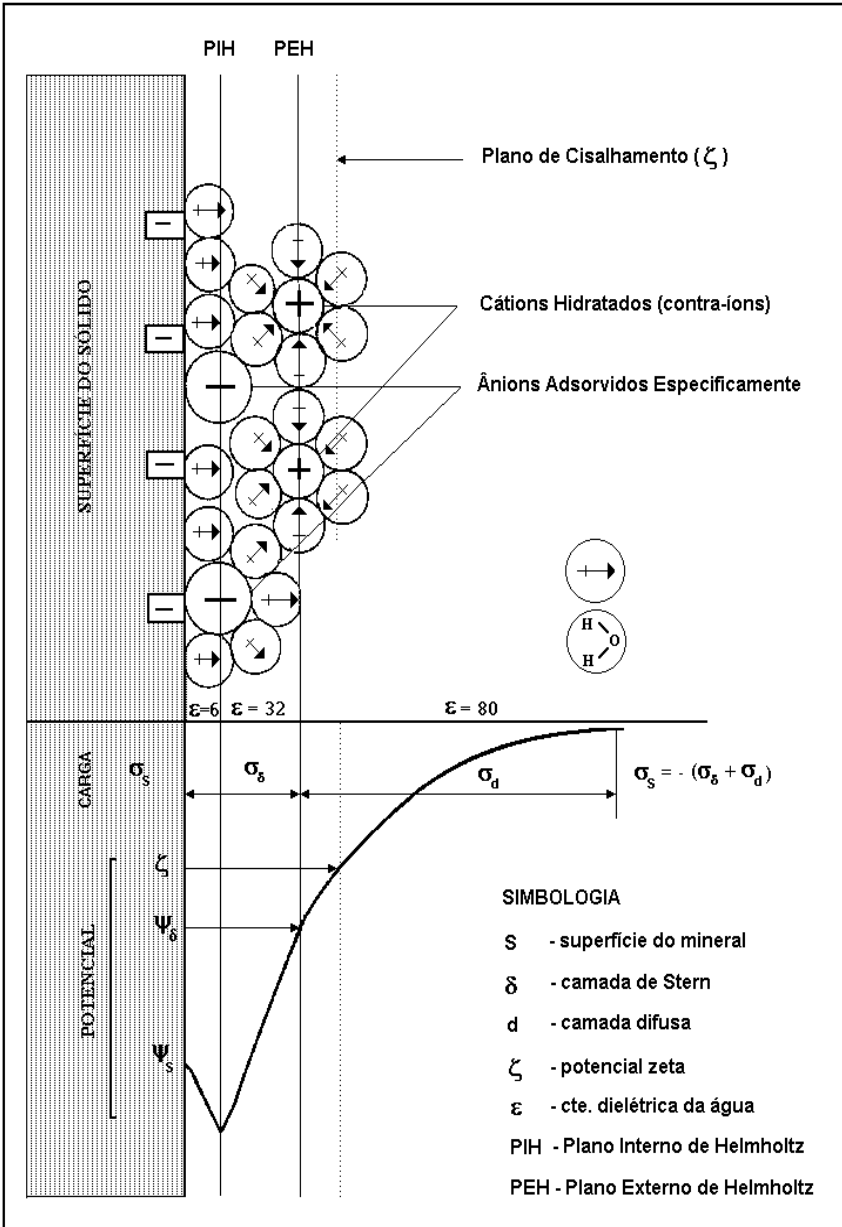


Figura 9.12 – Modelo de TL e Bockris para a dupla camada elétrica.

Potencial Zeta (ζ)

A variação do potencial eletrostático ao longo da interface, apresentada nas Figuras 9.10, 9.11 e na seção inferior da Figura 9.12, é hipotético. Na DCE, o único potencial que pode ser medido experimentalmente é o potencial zeta (ζ), isto é, o potencial medido no plano de cisalhamento entre a partícula e a solução, quando os dois estão em movimento relativo, na presença de um campo elétrico. Este deslocamento diferencial das partes da DCE leva ao aparecimento de um potencial eletrocinético, podendo ser medido por meio dos quatro fenômenos ou efeitos eletrocinéticos (Hunter, 1981): eletroforese, eletroosmose, potencial de escoamento e potencial de sedimentação. O plano de Stern é considerado por alguns autores como o plano de cisalhamento onde são efetuadas as determinações eletrocinéticas do potencial zeta (Fuerstenau, 1982b).

O potencial zeta (ζ) é um importante parâmetro a ser medido com auxílio da eletrocinética. As técnicas mais usadas na determinação do potencial ζ são a eletroforese e o potencial de escoamento. A técnica de eletroforese consiste em medir a mobilidade eletroforética das partículas carregadas em uma suspensão aquosa (as partículas eletricamente carregadas, suspensas em uma polpa, movimentam-se sob a ação de um campo elétrico aplicado).

Na prática, efetuam-se várias medidas da mobilidade eletroforética das partículas dispersas em solução aquosa. O cálculo de ζ com base nessas medidas pode ser feito segundo a equação de Smoluchowski (Hunter, 1981):

$$\zeta = 12.8 \mu_e \quad [9.75]$$

estando o potencial ζ expresso em mV e a mobilidade μ_e em $\mu\text{m s}^{-1}/\text{V cm}^{-1}$.

Utilizando a Eletrocinética no Estudo da Flotação dos Minerais

Para uma maior seletividade na separação por flotação de minerais valiosos, é importante identificar os mecanismos principais de geração de carga na interface mineral-solução aquosa. A determinação do potencial zeta das partículas minerais leva a uma melhor compreensão, em muitos dos seus aspectos fundamentais, dos mecanismos de adsorção de surfatantes na superfície dos minerais.

Inicialmente, é necessário identificar as espécies iônicas responsáveis pela geração de carga na superfície do mineral (íons determinantes do potencial), por determinações do potencial eletrocinético dessas partículas na presença desses íons. Dessa forma, torna-se possível identificar as espécies iônicas que afetam o potencial zeta e a extensão da dupla camada elétrica, sem as interações específicas dos compostos iônicos com a superfície. A

seguir, consideram-se as espécies iônicas que adsorvem na parte mais interna da DCE, o PIH, por meio de interação específica.

A identificação dos efeitos relacionados às espécies de eletrólitos simples permite ainda examinar o comportamento eletrocinético das partículas na presença de solutos mais complexos, tais como, hidróxi-complexos de metais, surfatantes, polieletrólitos, polímeros entre outros. Logo, o estudo detalhado das propriedades eletrocinéticas facilita a compreensão dos mecanismos de flotação para muitos minerais.

Os íons determinantes do potencial (i.d.p.) são aqueles que exercem um controle significativo sobre a carga da superfície, σ_s , e a carga da superfície da fase dispersa, σ_d .

No caso de óxidos inorgânicos simples (SiO_2 , Al_2O_3 , TiO_2), de baixa solubilidade, a carga da superfície é atribuída à dissociação anfotérica (Hunter, 1981). Por exemplo:



A carga superficial de cada uma das interfaces é dada por (Hunter, 1981):

$$\sigma_o = e(v_+ - v_-) \quad [9.78]$$

onde e é a carga eletrônica e v_+ e v_- são os números dos sítios positivos e negativos por unidade de área.

Para uma superfície composta por sítios neutros que adsorvem H^+ e OH^- , a carga superficial do sólido é determinada pelas densidades de adsorção, Γ_{H^+} e Γ_{OH^-} , em mol por unidade de área:

$$\sigma_o = F(\Gamma_{\text{H}^+} - \Gamma_{\text{OH}^-}) \quad [9.79]$$

O ponto correspondente à atividade dos íons determinantes do potencial em que a carga superficial é zero é denominado ponto de carga zero (p.c.z.), que é um dos parâmetros importantes no estudo da flotação dos minerais, pois indica, entre outros, o tipo de surfatante que deverá ser usado no processo bem como as condições químicas de dispersão da polpa.

Para sólidos iônicos (CaF_2 , AgI , BaSO_4), os íons dos átomos que os compõem, em geral, são determinantes do potencial e por conseguinte, existirá uma determinada concentração de i.d.p. na qual a carga da superfície é zero. O p.c.z. é determinado

experimentalmente pela determinação do valores do potencial zeta em função da concentração de i.d.p.

No caso de minerais de composição mais complexa, como a flúor-apatita, todos os cátions e ânions presentes no sistema (H^+ , OH^- , Ca^{2+} , $CaOH^+$, PO_4^{3-} , HPO_4^{2-} ,

$H_2PO_4^-$, F^- , etc.) contribuem para a determinação do potencial, sem que se possa precisar um par definido de i.d.p. Mesmo nessas condições, a carga elétrica das partículas depende do valor de pH da solução, sendo possível a determinação do valor de pH que anule o potencial zeta, sendo este denominado ponto isoelétrico de carga (p.i.e.).

Dessa forma, tem-se que para um sistema mineral-solução aquosa o p.i.e. pode ser definido como o pH da solução no qual o potencial ζ é nulo. O valor de Ψ_0 não é necessariamente nulo quando ζ é 0. Por outro lado, quando Ψ_0 é nulo, obrigatoriamente ζ também o será. Logo, na ausência de íons especificamente adsorvidos no PIH, o p.c.z. e o p.i.e. são coincidentes.

O p.i.e. constitui uma característica especial de um sistema mineral-solução, uma vez que a adsorção de surfatantes na DCE pode ocorrer no plano de cisalhamento e, portanto, o sinal e o valor do potencial ζ exerce influência significativa no processo de adsorção.

A Tabela 9.8 apresenta valores de p.c.z. para alguns sólidos iônicos, os quais as atividades dos íons determinantes do potencial eletrocinético podem ser calculadas, se a solubilidade e as reações de equilíbrio dos produtos de hidrólise são conhecidos (Fuerstenau, 1982b). Alguns valores experimentais de p.c.z. para óxidos e sulfetos são apresentados na Tabela 9.9 (LEJA, 1982).

Tabela 9.8 – O ponto de carga zero para alguns minerais (Fuerstenau, 1982b).

| Material | pcz. |
|------------------------------------|---------|
| Fluorapatita, $Ca_5(PO_4)_3(F,OH)$ | pH 6 |
| Hidroxiapatita, $Ca_5(PO_4)_3(OH)$ | pH 7 |
| Calcita, $CaCO_3$ | pH 9,5 |
| Fluorita, CaF_2 | pCa 3 |
| Barita (sintética), $BaSO_4$ | pBa 6,7 |
| Iodeto de prata, AgI | pAg 5,6 |

Tabela 9.9 – O p.c.z. para alguns óxidos e sulfetos [Fuerstenau, 1982b; Leja, 1982].

| Material | pH _{p.c.z.} Experimental | Material | pH _{p.c.z.} Experimental |
|---|--------------------------------------|--|--------------------------------------|
| Quartzo, SiO ₂ | 1,8 | Coríndon, Al ₂ O ₃ | 9,1 |
| Cassiterita, SnO ₂ | 7,3 | Calcopirita (CuFeS ₂) | 1,8 |
| Hematita natural Fe ₂ O ₃ | 4,8-6,7 | Pirita (FeS ₂) | 2,0 |
| Hematita sintética Fe ₂ O ₃ | 8,6 | Pirrotita (FeS) | 2,0 |
| Goethita, FeOOH | 6,8 | Esfalerita ZnS | 2,0-2,3 |

A Figura 9.13 apresenta dados experimentais do potencial eletrocinético de partículas de zircônia em função do pH e da concentração de KCl. Conforme pode ser observado, as curvas passam pelo mesmo ponto isoelétrico (p.i.e. = 5,4), no qual $\zeta=0$, sendo este independente da força iônica da solução de KCl. Este fato sugere que o KCl é um eletrólito indiferente, não ocorrendo adsorção específica no sistema. Nesse caso, o p.i.e. coincide com o p.c.z. Já a diminuição dos valores negativos do potencial zeta com o aumento da concentração de KCl é consistente com o acúmulo de contra-íons no PEH e com a compressão da DCE. O efeito que o valor de pH exerce sobre o potencial zeta dessas partículas sugere que os íons H⁺ e OH⁻ são íons determinantes do potencial para o sistema em questão.

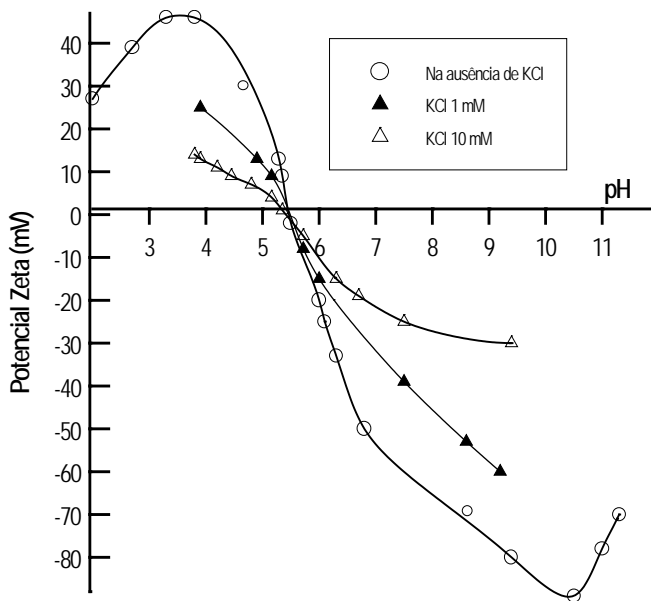


Figura 9.13 - Influência do pH e da concentração de KCl no potencial zeta das partículas de zircônia (Leja, 1982).

A Figura 9.14 é uma representação de duas curvas típicas ζ versus pH (Fuerstenau e Shibata, 1999). A curva I representa o efeito do pH no potencial zeta de um óxido na presença de um eletrólito indiferente (força iônica constante) como por exemplo, NaNO_3 na concentração de 10^{-3} M. O ponto A é o p.c.z. do óxido, pois somente os íons determinantes do potencial de superfície e os indiferentes estão presentes no sistema. Se um surfatante aniônico é adicionado à uma solução, contendo a mesma concentração de i.d.p. (eletrólito suporte), a adsorção específica do mesmo na superfície do óxido pode ocasionar um deslocamento na curva ζ versus pH, conforme apresentado na curva II. No ponto B, todos os ânions adsorvidos estão no plano de Stern ($\sigma_s = -\sigma_o$), e o potencial zeta é zero. O ponto B é denominado ponto de reversão do potencial zeta, mas não é o p.c.z. O ponto C (que deveria ser chamado de ponto de carga zero para a adsorção específica) é o ponto de interseção das duas curvas, indicando que a superfície está carregada muito negativamente sendo os ânions do surfatante repelidos.

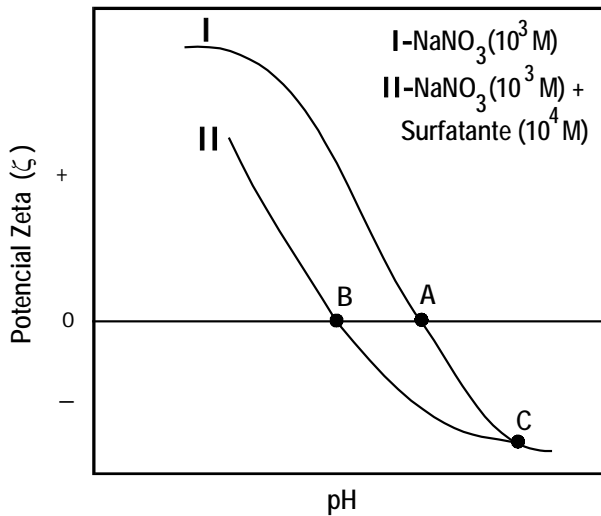


Figura 9.14 - Representação esquemática da variação do potencial zeta de um óxido em função do pH, na presença e na ausência de adsorção específica de um surfatante, a força iônica constante (Fuerstenau e Shibata, 1999)

As propriedades eletrocinéticas de partículas de talco, na presença de eletrólito indiferente (KCl), do polímero aniônico, carboxi metil celulose, e de $\text{AlCl}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$, são apresentadas na Figura 9.15 (Gomes e Oliveira, 1991). Observa-se que as partículas de talco adquirem valores de mobilidade eletroforética mais negativos devido à adsorção do polímero aniônico. A adsorção específica de natureza química e a interação por pontes de hidrogênio por meio dos grupos carboxílicos do polímero de celulose parecem ser os responsáveis por esse comportamento. Por outro lado, na presença de $\text{AlCl}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ na concentração de 200 mg L^{-1} , a mobilidade eletroforética das partículas de talco assumem valores positivos, sendo que os valores máximos são observados na faixa de pH próxima a

4,7. Esses resultados poderiam ser analisados levando-se em consideração a distribuição das espécies de alumínio em uma solução de cloreto de alumínio. De acordo com o diagrama apresentado na Figura 9.16, as espécies $\text{Al}(\text{OH})_2^+$ e AlOH^{++} predominam na faixa de pH próxima aos valores máximos positivos de mobilidade eletroforética encontrados para o talco. A mudança de sinal de negativo para positivo das partículas de talco pode estar relacionada à predominância dessas espécies em solução bem como a sua adsorção na superfície do talco.

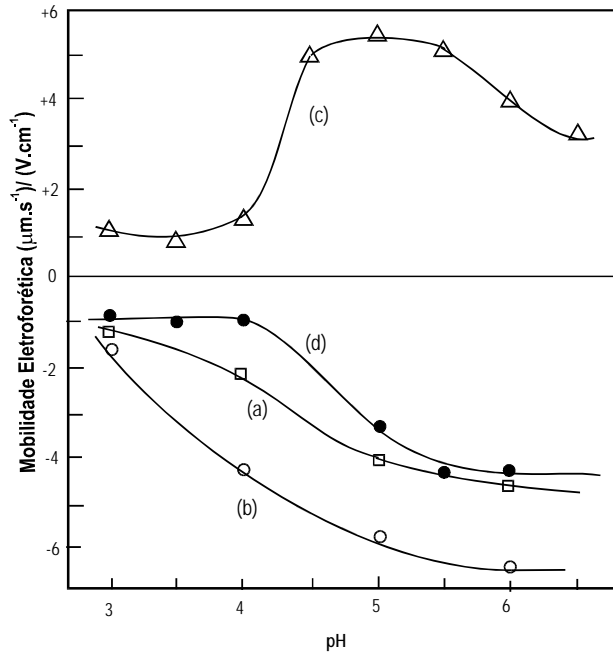


Figura 9.15 - Influência do pH na mobilidade eletroforética de partículas de talco na presença de a) 10^{-3} M de KCl, b) 100 mg.L^{-1} de carboxi metil celulose, c) 200 mg.L^{-1} de $\text{AlCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ e d) 200 mg.L^{-1} de $\text{AlCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ e 100 mg.L^{-1} de carboximetilcelulose (Gomes e Oliveira, 1991).

Com relação à adsorção de cátions polivalentes, três mecanismos foram sugeridos (Fuerstenau et al., 1970; Fuerstenau e Healy, 1972):

formação de moléculas de água pela reação entre o grupo OH^- existente na estrutura do hidróxido – complexo metálico e o íon hidrogênio adsorvido na interface mineral/solução;

formação de ligações de hidrogênio entre o hidróxido – complexo metálico e o oxigênio da superfície do sólido e iii) precipitação e adsorção do hidróxido – complexo metálico na superfície do mineral.

O terceiro mecanismo é o menos provável de estar ocorrendo nesse sistema, pois a precipitação de $\text{Al}(\text{OH})_3$ poderia somente ocorrer para valores de pH superiores a 5,5 (Figura 9.15, curva c).

Quando 100 mg.L^{-1} de carboximetilcelulose foi adicionado depois do pré-tratamento da superfície do talco com cloreto de alumínio, os valores de mobilidade eletroforética apresentam-se, novamente, negativos (Figura 9.15, curva d). A reversão do sinal de carga da superfície do mineral pela adsorção do polímero aniônico, após tratamento prévio com $\text{AlCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ demonstra, que embora a adsorção possa ser influenciada pela atração eletrostática entre a carga positiva da superfície do talco (adsorvida pelo $\text{AlCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) e o polímero aniônico (carregado negativamente), a adsorção específica de natureza química está também envolvida (Gomes e Oliveira, 1991). Dessa forma, sob condições controladas de pH e concentração de hidróxido de alumínio e carboxi metil celulose, a depressão do talco de minérios sulfetados pode ser significativamente melhorada.

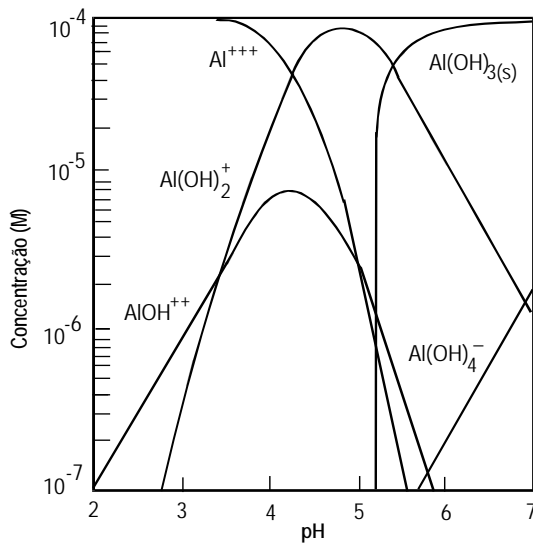


Figura 9.16 - Diagrama da concentração logarítmica para 10^{-4} M de Al^{+3} . (Fuerstenau e Palmer, 1976).

ENERGIA LIVRE DE ADSORÇÃO DE SURFATANTES

A energia livre padrão de adsorção, referente à interação entre o surfatante e a superfície do mineral, pode ser determinada com base nos dados de adsorção obtidos para diferentes concentrações de equilíbrio. Em um sistema heterogêneo, o equilíbrio é atingido quando o potencial químico de uma mesma espécie é igual em todas as fases.

Para um surfatante representado pela espécie i , o seu potencial químico, μ_i , na solução é dado pela equação [9.29].

De maneira análoga, o potencial químico da mesma espécie na superfície do mineral, μ_i^s , é:

$$\mu_i^s = (\mu_i^o)^s + RT \ln a_i^s \quad [9.80]$$

onde:

$(\mu_i^o)^s$ é o potencial químico padrão da espécie na superfície do mineral;

R a constante dos gases ideais;

T temperatura absoluta;

a_i^s a atividade da espécie na superfície.

Nas condições de equilíbrio, sendo $\mu_i = \mu_i^s$, tem-se que:

$$\frac{a_i^s}{a_i} = \exp \frac{\mu_i^o - (\mu_i^o)^s}{RT} \quad [9.81]$$

Esta relação pode ser transformada na equação de Stern-Grahame, por meio das seguintes considerações:

$$a_i = C \quad [9.82]$$

onde C é a concentração na fase *bulk*.

$$a_i^s = \frac{\Gamma_\zeta}{2r} \quad [9.83]$$

onde Γ_ζ é a densidade de adsorção no plano de Stern e r o raio iônico do íon adsorvido. A energia livre padrão de adsorção, $\Delta G_{ads.}^o$, é definida como:

$$\Delta G_{ads.}^o = (\mu_i^o)^s - \mu_i^o \quad [9.84]$$

Pela substituição das equações 9.83-85 na equação [9.81] é obtida a equação de Stern-Grahame (Fuerstenau, 1982b):

$$\Gamma_{\zeta} = 2 r C \exp \frac{-\Delta G_{\text{ads.}}^{\circ}}{RT} \quad [9.85]$$

Esta equação foi utilizada por Oliveira (1986), para o cálculo da energia livre padrão de adsorção de ácido oléico na superfície da fluorita, com base nos resultados dos ensaios de adsorção (Tabela 9.10) e considerando-se o valor limite de sua aplicabilidade às concentrações de equilíbrio correspondentes, aproximadamente, à formação de uma monocamada.

Tabela 9.10 – Resultados dos ensaios de adsorção de ácido oléico em fluorita em pH=8 (Oliveira, 1986).

| Concentração Inicial $\mu\text{mol.L}^{-1}$ | Concentração Final $\mu\text{mol.L}^{-1}$ | Quantidade Adsorvida μmol | Densidade de Adsorção $\mu\text{mol.m}^{-2}$ |
|--|--|---|---|
| 70,92 | 2,48 | 2,74 | 1,90 |
| 106,38 | 3,55 | 4,11 | 2,85 |
| 177,30 | 4,61 | 6,91 | 4,80 |
| 212,76 | 5,32 | 8,30 | 5,76 |
| 248,23 | 5,32 | 9,72 | 6,75 |
| 283,68 | 12,41 | 10,85 | 7,54 |
| 319,15 | 16,67 | 12,10 | 8,40 |
| 354,60 | 19,15 | 13,42 | 9,32 |
| 425,53 | 62,41 | 14,52 | 10,09 |
| 496,45 | 104,07 | 14,26 | 9,90 |
| 567,37 | 104,26 | 18,52 | 12,86 |
| 709,22 | 280,85 | 17,13 | 11,90 |
| 1063,83 | 433,33 | 25,22 | 17,51 |
| 1418,44 | 414,89 | 40,14 | 27,88 |
| 1773,05 | 414,89 | 54,33 | 37,73 |

Granulometria da amostra -53+2 μm . Superfície específica BET: 0,36 m^2g^{-1} . Volume de solução contactada: 40 ml

Os cálculos da variação da energia livre padrão correspondentes à adsorção de ácido oléico na fluorita estão apresentados na Tabela 9.11.

Tabela 9.11 - A variação da energia livre padrão correspondente à adsorção de ácido oléico em fluorita a 25°C, em pH=8,0, a partir da equação 9.85 e com base nos resultados dos ensaios de adsorção (Tabela 9.10) (Oliveira, 1986).

| Concentração de Equilíbrio, C mol.cm ⁻³ | Densidade de Adsorção, Γ (mol.cm ⁻²)x10 ¹⁰ | $\frac{-\Delta G_{ads}^o}{RT}$ | $-\Delta G_{ads}^o$ (kJ.mol ⁻¹) |
|---|--|--------------------------------|--|
| 2,48x10 ⁻⁹ | 1,82 | 14,18 | 35,13 |
| 3,55x10 ⁻⁹ | 2,70 | 14,22 | 35,22 |
| 4,61x10 ⁻⁹ | 4,55 | 14,48 | 35,86 |
| 5,32x10 ⁻⁹ | 5,46 | 14,51 | 35,96 |
| 5,32x10 ⁻⁹ | 6,39 | 14,67 | 36,35 |
| 1,21x10 ⁻⁸ | 7,14 | 13,97 | 34,52 |
| 1,67x10 ⁻⁸ | 7,95 | 13,75 | 34,05 |
| 1,91x10 ⁻⁸ | 8,82 | 13,72 | 33,98 |
| 6,24x10 ⁻⁸ | 9,57 | 12,61 | 31,25 |
| 1,40x10 ⁻⁷ | 9,38 | 11,79 | 29,20 |
| 1,04x10 ⁻⁷ | 12,20 | 12,35 | 30,58 |

R = 8,314 J.mol⁻¹.K⁻¹, T = 298K; R = 2,55 x 10⁻⁸ cm, T=298 K, R= 2,55x10⁻⁸ cm

É importante analisar o significado do termo ΔG_{ads}^o na equação [9.85]. Se a adsorção ocorre simplesmente por atração eletrostática ou no caso de eletrólitos indiferentes, tem-se:

$$\Delta G_{ads}^o = \Delta G_{elet}^o = zF \cdot \zeta \tag{9.86}$$

onde, z é a valência do íon adsorvido, F a constante de Faraday e ζ o potencial no plano de Stern, considerando que o potencial zeta aproxima-se do potencial no plano de Stern.

Para sistemas com adsorção específica, a energia livre padrão é dada por:

$$\Delta G_{ads}^o = zF \cdot \zeta + \Delta G_{esp}^o \tag{9.87}$$

Uma estimativa do valor de ΔG_{esp}^o pode ser realizada nas condições em que $\zeta=0$, ou seja por meio da determinação de ΔG_{esp}^o quando a mobilidade eletroforética

das partículas é zero, admitindo-se a simplificação da coincidência entre o plano do potencial zeta e o plano de Stern.

O valor de $\Delta G_{\text{esp}}^{\circ}$ é considerado por Fuerstenau (1982b) como sendo composto de:

$$\Delta G_{\text{esp.}} = \Delta G_{\text{quim.}} + \Delta G_{\text{CH}_2} + \Delta G_{\text{hid.}} \quad [9.88]$$

onde:

$\Delta G_{\text{quim.}}$ representa a variação da energia livre devida à formação de ligações covalentes com a superfície;

ΔG_{CH_2} representa a interação causada pela associação de cadeias orgânicas dos surfatantes adsorvidos (ligações hidrofóbicas);

ΔG_{hid} é a contribuição, para a adsorção, dos efeitos de hidratação da parte polar do coletor e do mineral em questão.

Da equação 9.87 depreende-se que a denominação adsorção específica pode corresponder tanto a uma adsorção física como uma adsorção química, dependendo do tipo de ligação envolvida.

Com relação à fluorita, observa-se pela Figura 9.17 que, inicialmente, quando a densidade de adsorção é inferior à formação de uma primeira monocamada, $-\Delta G_{\text{ads.}}^{\circ}$ aumenta com a concentração de ácido oléico atingindo $36,3 \text{ kJ.mol}^{-1}$. Isto significa que a adsorção é favorecida termodinamicamente no trecho inicial, provavelmente, por associações hidrofóbicas entre as cadeias do surfatante. O valor de $-\Delta G_{\text{ads.}}^{\circ}$ encontrado ($36,3 \text{ kJ.mol}^{-1}$) aproxima-se do limite mínimo mencionado na literatura para a adsorção química (42 kJ.mol^{-1}). De fato, a presença de oleato de cálcio, identificada por outros autores por espectrometria de infravermelho, reforça a hipótese de quimissorção (Adamson,1990). Com a aproximação da formação de uma monocamada, o valor de $-\Delta G_{\text{ads.}}^{\circ}$ passa a decrescer de maneira sistemática, indicando que o recobrimento de grande parte da superfície original da fluorita pelo ácido oléico torna mais difícil a continuidade da adsorção.

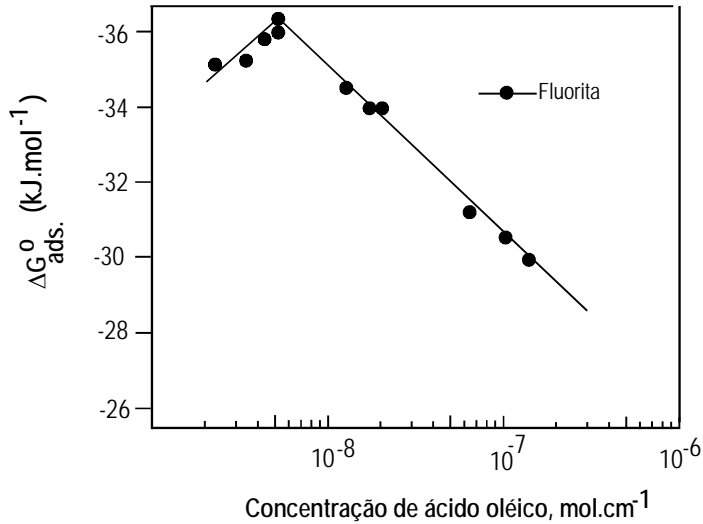


Figura 9.17 - Variação da energia livre padrão ($\Delta G_{\text{ads.}}^{\circ}$) da adsorção de ácido oléico em fluorita, a 25° C, em pH = 8,0, em função da concentração de equilíbrio (Oliveira, 1986).

PANORAMA BRASILEIRO: ESTUDOS DE CASO

A indústria mineral brasileira é rica em exemplos de aplicações práticas dos fundamentos da química de superfície. Os casos mais relevantes serão discutidos a seguir.

Sulfetos de Cobre - Caraíba (Pereira, Álvares da Silva e Peres, 1988)

No início de sua operação, a usina de concentração da Mineração Caraíba produzia concentrados de sulfetos de cobre que eram exportados, pois a unidade de extração metalúrgica ainda estava em construção. A usina, tratando 5 milhões de toneladas por ano, produzia concentrados com teores típicos de 7,5% MgO e 20% SiO₂, incompatíveis com a etapa subsequente (*flash smelter*), cujas especificações máximas eram: 4,25% MgO e 12,75% SiO₂. A caracterização mineralógica identificou calcopirita e bornita como portadores de cobre e hiperstênio, diopsídio, hornblenda, plagioclásio e biotita como principais minerais de ganga. Estudos de liberação realizados em concentrados impuros revelaram ser o hiperstênio, FeMg(SiO₃)₂, a principal fonte de contaminação dos concentrados e confirmaram um grau de liberação de 60% entre este silicato e os sulfetos de cobre.

Ficou, então, nítido que estava ocorrendo adsorção dos tio-coletores empregados sobre o hiperstênio, causando sua flotação inadvertida, já que a distribuição granulométrica não sugeria contaminação por arraste.

A revisão da literatura revelou que silicatos podem ser recuperados por flotação, na faixa alcalina de pH, com coletores aniônicos somente se uma ligeira dissolução do mineral leva a uma das seguintes condições (Cases, 1969; Palmer et al., 1975; Fuerstenau e Palmer, 1976):

os cátions dissolvidos se hidrolizam, formando hidroxocomplexos, que se adsorvem especificamente na superfície mineral, por ligação de hidrogênio e/ou reações que levam à formação de água;

a quebra de ligações predominantemente iônicas (cátion metálico-oxigênio ou cátion metálico-silício), expõem os cátions que, após dissolução, formam precipitados superficiais metal-coletor, indispensáveis para a flotação.

Estudos de Peck e Wadsworth (1967) mostraram que oleato se adsorve quimicamente na fenacita na faixa de pH em torno de 6,5, região em que a predominância de hidroxocomplexos coincide com o máximo de flotabilidade. Fuerstenau et al. (1977) estudaram o efeito dos cátions Fe^{2+} , Mg^{2+} e Ca^{2+} sobre os minerais augita e diopsídio. Observou-se boa correlação entre reversões de potencial zeta, predominância de hidroxocomplexos e máximos de flotabilidade.

O efeito de cátions divalentes da rede é mais pronunciado que o dos trivalentes, devido ao fato dos primeiros serem ligados tetraedricamente ao oxigênio, enquanto os trivalentes são ligados octaedricamente, sendo portanto menos solúveis.

Entre as diversas investigações sobre interação entre silicatos e coletores aniônicos, poucas se referem a tiocoletores. Fuerstenau et al. (1966) estudaram o sistema quartzo - amilxantato de potássio na presença de cátions Pb^{2+} , Zn^{2+} , Cu^{2+} e Mg^{2+} . A principal conclusão foi de que interações em sistemas silicatos e tio-coletores seriam mecanisticamente similares a aquela em sistemas silicatos-oleatos ou sulfonatos. A importância do efeito ativador do primeiro hidroxicomplexo foi novamente enfatizada.

Estudos específicos sobre o comportamento do hiperstênio na flotação não foram encontrados. Leja (1982) relata que o ponto de carga zero da bronzita (hiperstênio com FeO entre 5 e 13%) situa-se em pH 3,3. Deju e Bhappu (1966) mediram o PCZ da enstatita (FeO < 5%) chegando ao valor de pH de 3,75.

Os trabalhos experimentais envolveram a determinação de potencial zeta em função do pH para hiperstênio puro em presença de eletrólito indiferente e de cátions Al^{3+} , Cu^{2+} , Mg^{2+} , Fe^{2+} e Ca^{2+} . Observou-se nítida correlação entre predominância do primeiro hidroxicomplexo e reversão do potencial zeta. No caso do cátion ferroso, a oxidação

natural, em sistema aberto à atmosfera, dificultou determinações para concentrações superiores a 1×10^{-5} M a reversão não foi atingida, mas foi observada uma redução do valor negativo do potencial zeta, tendendo à reversão.

O estágio seguinte consistiu em ensaios de microflotação com hiperstênio puro. Na ausência de cátions ativadores a flotabilidade foi desprezível em toda a faixa de pH investigada (2,5 a 11,5). Observou-se boa correlação entre flotabilidade máxima, reversão de potencial zeta e predominância do primeiro hidróxi-complexo no caso dos cátions Al^{3+} , Cu^{2+} e Fe^{2+} . Os cátions Mg^{2+} e Ca^{2+} , apesar de afetarem o potencial zeta, não induzem flotabilidade ao hiperstênio. Levando-se em conta o pH da flotação industrial (10), ficou claro que o responsável pela flotação inadvertida do hiperstênio, na presença de xantato, era o cátion ferroso. O diagrama Eh x pH para o cátion ferroso apresenta uma região de estabilidade em torno de pH 10, para condições redutoras, observadas em moagem a úmido de minérios contendo sulfetos.

Um estudo confirmatório foi realizado com amostra de enstatita (mineral que pode ser considerado um hiperstênio com muito menos ferro). O máximo de flotabilidade com xantato do hiperstênio, em pH 10, na presença de cátions ferroso, é mais pronunciado que o da enstatita, sugerindo que tanto os cátions ferroso em solução (capazes de formar hidróxi-complexos) quanto os do retículo cristalino são importantes na flotação inadvertida do hiperstênio.

Os estudos fundamentais, alicerçados em princípios de química de superfície, definiram o “inimigo” a ser combatido: cátion ferroso. As investigações prosseguiram em escala de bancada. O depressor de ganga de projeto, silicato de sódio, se dosado em níveis mais elevados, era capaz de reduzir os teores de contaminantes, às custas de uma perda de recuperação de sulfetos de cobre inaceitável. A experiência com a flotação de minérios de ferro levou à busca de um depressor da família dos amidos. Os primeiros ensaios foram realizados com um amido convencional não modificado de alta pureza, elevado peso molecular, empregado na época na usina da Samarco. Os resultados foram desastrosos. Numa polpa em que os minerais úteis a serem flotados representavam cerca de 3% em massa de sólidos secos, o efeito floculante do polímero de elevado peso molecular eliminou a seletividade do sistema. Partiu-se, então, para a busca de um amido modificado, de baixo peso molecular, capaz de manter sua capacidade de agente hidrofílicante, porém com poder de manter dispersas as partículas na polpa. O reagente selecionado foi uma dextrina, solúvel em água fria, com peso molecular em torno de 6.900 dalton. Aprovada em escalas bancada e piloto, esta dextrina passou a substituir o silicato de sódio no circuito industrial. Além de redução no custo de reagentes, as especificações da metalurgia (MgO 4,25% e SiO_2 12,75%) foram atingidas com folga, com a produção de concentrados de cobre com teores de magnésio de 3,5% (7,5% anteriormente) e de SiO_2 de 10,5% (20% anteriormente). Mudanças operacionais na flotação, menor dependência do pH e nível de célula mais alto, possibilitaram um aumento de recuperação de sulfetos

de cobre, quantificável em termos de custos de produção de concentrado na época em US\$ 200.000 por mês.

Fosfatos

Os principais depósitos de fosfatos brasileiros (de origem ígnea) apresentam como diferença básica em relação aos da Flórida e de Marrocos (de origem sedimentar), por exemplo, a presença de ganga carbonática associada à apatita. Esta peculiaridade exigiu a definição de esquemas de reagentes específicos, constituindo-se em um dos grandes feitos da engenharia mineral brasileira, levando à consagração nacional e internacional do saudoso Prof. Paulo Abib Andéry. O esquema de reagentes adotado inicialmente em todas as empresas considerava o uso de *tall oil* como coletor de apatita e amido de milho convencional como depressor de minerais de ganga. O amido, por se constituir no principal reagente utilizado na indústria mineral brasileira, e por ser empregado tanto na flotação de fosfatos quanto na de minérios de ferro, será abordado em item próprio.

O *tall oil* era importado e seu preço atingiu valores inaceitáveis. O *tall oil* nacional apresenta conteúdos elevados de ácidos rosínicos, que prejudicam a ação espumante. Havia uma crença de que o *tall oil* era imprescindível devido a seu elevado conteúdo em ácido oléico. Entre as fontes conhecidas, apenas o óleo de oliva poderia ser convertido em ácidos graxos com teor semelhante desse ácido. Logicamente o custo desse coletor seria ainda superior ao do *tall oil*. Estudos de caráter fundamental/aplicado mostraram que, na realidade, o poder de coleta estava relacionado à soma de ácidos oléico e linoléico. Esta constatação abriu as portas para o emprego de coletores derivados de vegetais como o arroz e a soja, com teores elevados em ácido linoléico, que compensa o menor conteúdo em ácido oléico. Uma aplicação interessante foi o desenvolvimento do coletor conhecido como “sojuva”, uma mistura de ácidos graxos da soja com aqueles extraídos de sementes de uva, um subproduto da indústria vinícola do Rio Grande do Sul. Ácidos graxos extraídos de sementes de maracujá chegaram a ser testados em escala de laboratório na Universidade Federal do Rio Grande do Norte, com resultados promissores.

A aplicação de conceitos de química de superfície, aliada à experiência industrial da Fosfértil, levou a empresa a flotar separadamente dois tipos de minério designados como granulado (ganga predominantemente silicatada) e friável (ganga predominantemente carbonatada). O circuito para minério friável emprega como coletor ácidos graxos derivados do óleo de arroz, porém requer flotação em separado para as frações grossa e fina. No circuito de granulado foram introduzidos coletores sintéticos, sulfossuccinatos e sulfossuccinamatos. Esses coletores são bastante seletivos em termos de teor, porém apresentam baixos valores na recuperação de apatita; em consórcio com “óleo” (o termo óleo será discutido no item sobre amido) de arroz levam a recuperações e teores aceitáveis.

Ainda no campo de coletores, a usina da Serrana, em Jacupiranga, emprega um reagente anfetérico, da família das sarcosinas, designado pelo nome do fabricante: BEROL. Este coletor é bastante seletivo e reduz o consumo de depressor a valores bastante baixos. Infelizmente, tentativas de estender seu uso a minérios complexos de outras empresas não foram bem sucedidas.

Minérios de Ferro

A concentração de minérios de ferro é feita mediante a flotação catiônica reversa da ganga quartzosa com o emprego de aminas como coletor e amido como depressor dos óxidos de ferro. Neste item serão discutidos aspectos relacionados ao coletor.

As aminas primárias (RNH_2) são altamente insolúveis. A transformação da amina primária em eteramina primária $\text{R-O-(CH}_2)_3\text{-NH}_2$, confere maior solubilidade ao reagente. A solubilidade é também favorecida pela neutralização parcial da eteramina, geralmente feita com ácido acético. A neutralização é necessária em termos da solubilidade do coletor, porém graus de neutralização elevados podem reduzir o índice de remoção de quartzo na espuma. Existe uma tendência ao emprego de decil eteraminas, de cadeia linear, com 30% de neutralização.

A indústria siderúrgica tem empregado de forma crescente processos de redução direta, em substituição ao tradicional alto-forno. A ausência de uma escória líquida faz com que as especificações para concentrados e pelotas para redução direta sejam mais rigorosas. Uma maneira de se produzir concentrados de flotação, *pellet feed fines*, mais puros é o emprego, como coletor, de um consórcio de monoeteramina e dieteramina, reagente com maior poder de coleta, porém de custo mais elevado (o custo de uma diamina é cerca de 50% maior que o de uma mono amina).

Na flotação catiônica reversa de minérios de ferro as aminas exercem tanto a função de coletor quanto a de espumante. Devido a seu custo elevado existem investigações visando à substituição parcial das aminas por espumantes convencionais e por óleo diesel (ação coletora).

Amido de Milho

Entre os agentes modificadores industrialmente empregados em flotação no Brasil, merece destaque especial o amido de milho, utilizado como:

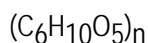
depressor de óxidos de ferro na flotação catiônica reversa (aminas como coletores) de minérios itabiríticos;

depressor de ganga (carbonatos e minerais portadores de ferro) na flotação direta de rochas fosfáticas com ácidos graxos, para produção de concentrados de apatita;

depressor de ganga (hiperstênio - um silicato de ferro e magnésio) na flotação direta de minério sulfetado de cobre com tiocoletores.

As duas primeiras aplicações são clássicas. O emprego de amido de milho na depressão de ganga silicatada na flotação de sulfetos trata-se de uma inovação desenvolvida no Brasil, resultado de uma cooperação universidade/empresa, discutida no item "flotação de sulfetos – Caraíba".

O amido de milho é uma reserva energética vegetal formada, basicamente, pela condensação de moléculas de glicose geradas por do processo fotossintético, tendo como fórmula aproximada:



onde n , o número de unidades D-glicose que compõem o amido, é grande. A maior parte dos amidos constitui-se, basicamente, de dois compostos de composição química semelhante (dada pela fórmula aproximada do amido) e estruturas de cadeia distintas:

amilose, um polímero linear no qual as unidades D-glicose se unem por meio de ligações α -1,4 glicosídicas;

amilopectina, um polímero ramificado no qual as ramificações se unem à cadeia principal por meio de ligações do tipo α -1,6 glicosídicas.

Esses compostos constituintes do amido são formados pelo processo de polimerização por condensação que ocorre durante a fotossíntese. Entretanto, seja qual for o processo de polimerização, as macromoléculas formadas atingem diferentes tamanhos gerando, conseqüentemente, uma distribuição de pesos moleculares. O número n de unidades D-glicose para a amilose permanece na faixa de 200 a 1.000 e para a amilopectina supera 1.500.

A proporção amilopectina/amilose na fração amilácea das diversas substâncias vegetais, ou mesmo no caso de variedades de um mesmo vegetal, pode diferir bastante. No caso do amido de milho, a relação de 3/1 prevalece para as modalidades comuns do milho amarelo. A composição da fração amilácea se aproxima de amilopectina pura no caso do milho ceroso.

Os chamados amidos de milho não-modificados apresentam como característica essencial um alto peso molecular, cuja determinação precisa é muito difícil, principalmente por tratar-se de um composto constituído por dois componentes de peso molecular e estrutura distintos, a amilopectina e a amilose. Apesar dessa incerteza pode-se afirmar que

o peso molecular médio dos amidos não-modificados supera 300.000. Além da alta hidrofiliçidade das macromoléculas, devido à presença dos grupos OH na unidade básica, a glicose, o tamanho da molécula faz com ela se estenda na solução e passe a agir como "ponte" entre as partículas minerais na polpa. Essa ação se designa como floculação.

Por ação de temperatura, hidrólise ácida ou de certas enzimas os amidos de milho podem ser modificados por um processo conhecido como dextrinização. As dextrinas mantêm a proporção amilopectina/amilose da molécula original mas, devido ao tratamento recebido, sofrem uma drástica redução no número n de unidades glicose. A estrutura resultante, de peso molecular variável entre, aproximadamente, 7.000 e 30.000, mantêm sua hidrofiliçidade, todavia é muito curta para estabelecer "pontes" entre as partículas. Adsorvendo-se sobre as partículas minerais as dextrinas agem como dispersantes.

A discussão precedente teve como objetivo esclarecer que tanto os amidos não-modificados quanto as dextrinas são capazes de hidrofiliar as superfícies dos minerais sobre os quais se adsorvem, agindo portanto como depressores. Quando a ação floculante dos amidos não-modificados, de menor custo, não apresenta efeitos adversos ou chega a ser desejável (caso dos minérios de ferro e rochas fosfáticas) seu emprego é prática usual. Quando um alto grau de dispersão da polpa é requerido (caso da flotação de um minério de cobre brasileiro), dextrinas são requeridas.

Ao contrário das dextrinas, os amidos não-modificados são insolúveis em água fria e seu emprego como reagente de flotação depende da utilização de um processo de gelatinização que se baseia na capacidade que os grânulos de amido têm de absorver água, quando molhados ou expostos à umidade, e expandir de forma reversível. A gelatinização será discutida posteriormente, após a apresentação de características dos amidos não-modificados.

A primeira etapa do processamento industrial de grãos de milho é a degerminação, que consiste na passagem dos grãos pelo interior de um cilindro no qual gira em alta rotação um eixo a que estão acopladas "facas", responsáveis pela remoção do embrião ou germe, fração rica em óleo e proteínas. O grão degerminado, endoesperma, passa por um brunidor para a remoção da película, pericarpo, rica em fibras e matéria mineral e, posteriormente, é moído. Esse conjunto pode contemplar duas linhas de processamento distintas que determinam os dois tipos básicos de amidos não-modificados disponíveis.

Até 1984, a indústria mineral brasileira empregou em suas usinas de flotação exclusivamente o chamado amido convencional. O tipo de degerminação, moagem e demais etapas de processamento levam a um produto com especificações em torno de: umidade 13%; amido (em base seca) 98%; fibras + matéria mineral + óleo 1 a 2%. A retenção na peneira de 44 µm é de aproximadamente 1%.

Por razões comerciais, as empresas iniciaram em 1984 a busca por amidos alternativos. Os chamados amidos não-convencionais de boa qualidade passam, conforme

mencionado anteriormente, por um processo de degerminação a seco e brunimento, seguidos de moagem, também a seco, em moinhos de impacto (moinhos de martelo) e classificação em peneiras circulares ou vibratórias. Os produtos são designados em função de sua granulometria. O teor de umidade depende mais das condições atmosféricas que da granulometria. Os produtos de milho são altamente higroscópicos independentemente do tipo de tratamento e recuperam a água facilmente após qualquer processo de secagem. Devido a ineficiência intrínseca do processo de degerminação, e a um gradiente de composição na região do grão próxima ao germe, os amidos não-convencionais apresentam um teor de proteínas em torno de 7%, teor de óleo variável entre 1 e 4%, em função da granulometria, do tipo de milho, da presença ou ausência de degerminação e de sua eficiência, e soma de matérias mineral e fibrosa ao redor de 1,5%.

Segue-se uma breve análise do papel de cada componente do amido não-convencional na flotação.

Amido

A fração designada como amido ou fase amilácea é constituída de amilopectina e amilose numa proporção aproximada de 3/1. A amilopectina, uma molécula ramificada e de maior peso molecular, é um depressor mais eficiente de minerais de ferro (Pinto, 1989), se comparada individualmente com a amilose, em ensaios com minerais puros. Estudos com minérios, em escala de bancada, indicam que não se justifica a busca de amidos com uma maior proporção de amilopectina. Os amidos não-modificados têm demonstrado uma ação depressora comparável ou mesmo superior à de amilopectina e amilose puras.

A amilopectina e a amilose se adsorvem preferencialmente na hematita, em relação ao quartzo. Entre os mecanismos propostos para explicar a adsorção de amidos, a interação por pontes de hidrogênio parece ser o mais plausível. O fato da superfície do quartzo ser mais negativa que a da hematita também contribui para a seletividade, já que, apesar dos componentes do amido serem moléculas neutras, a adsorção de OH^- confere um caráter levemente negativo às mesmas.

Tradicionalmente os laboratórios apresentam as análises de amido em base seca e as demais análises em base original.

Proteínas

As proteínas são polímeros de alto peso molecular formados por cadeias de aminoácidos unidos entre si por ligações peptídicas (peptídeos são amidas $-\text{NHCO}-$ resultantes da reação entre os grupos amina e carboxila dos aminoácidos). Considerando-se que a presença das proteínas é a principal diferença entre os amidos não-modificados convencionais e não-convencionais, o tema foi motivo de muitas especulações. Uma única

referência, bastante vaga, foi encontrada na literatura: Dudenhov et al. (1980) mencionam que determinados tipos de proteínas são depressores não seletivos. Corrêa (1994) demonstrou que a principal proteína do milho, a zeína, é um depressor de hematita tão eficiente quanto amido não-convencional, amilopectina e amilose puras. Também o glúten, um derivado do milho contendo 63% de proteínas e apenas 17% de amido, revelou-se um bom depressor para a hematita, apesar de menos eficiente que a zeína. Este estudo revelou ainda que a solubilização da zeína se aproxima de 100% nas condições de gelatinização do amido.

Óleo

O componente que nas análises físico-químicas é designado como óleo ou extrato etéreo é de primordial importância na flotação. Esta fração é constituída de tri-acil-gliceróis, também conhecidos como triglicerídeos. São formados, no vegetal, a partir de uma reação de esterificação do glicerol com três moléculas de um éster, gerando ainda três moléculas de água.

O efeito de amidos com alto teor de óleo na inibição de espumas de flotação tem sido detectado industrialmente em diversas empresas do Quadrilátero Ferrífero.

Na flotação de sulfetos é necessária a adição explícita de um espumante. Os mais comuns são o metil isobutil carbinol - MIBC, o óleo de pinho, os éteres de poliglicol e os cresóis. Na flotação de minérios de ferro e de rochas fosfáticas o próprio coletor faz o papel de espumante.

As aminas apresentam-se praticamente 100% dissociadas na faixa de pH inferior a 9. A partir desse limite a proporção da espécie molecular cresce, atingindo 50% em pH = 10,6 e valores muito próximos a 100% em pH = 12. Sabe-se que espumas adequadas para a flotação somente são estabilizadas por um surfatante em sua forma molecular.

Os triglicerídeos (óleo) são potencialmente inibidores de espuma durante o processo de aeração da polpa de flotação. Para cada processo existirá um valor limite de teor de óleo acima do qual a ação inibidora se manifestar-se-á. Esse limite certamente será mais baixo na flotação de minérios de ferro, pois as cadeias de hidrocarboneto das aminas são mais curtas que as dos sabões insolúveis dos ácidos graxos. Inexistem estudos sistemáticos sobre a inibição de espumas por óleo. A experiência industrial tem mostrado que alguns minérios são mais sensíveis à ação que outros. Observa-se, em alguns sistemas, uma perda de seletividade da espuma na presença de amidos com alto teor de óleo. No caso de minérios de ferro, por medida de segurança, visando não correr o risco de total desestabilização da usina, recomenda-se a utilização de amidos com teor de óleo inferior a 1,5%. É importante lembrar que a perda de produção causada por um problema desse tipo certamente será muito mais onerosa que a economia conseguida por aquisição de um produto mais barato, sem garantia de qualidade.

A inibição da ação espumante pode ser explicada à luz da química de superfície. No caso de minérios de ferro, no pH de flotação industrial existe um equilíbrio entre espécies dissociadas e moleculares. A espécie dissociada age como coletor e a molecular como espumante, propiciando elasticidade adequada à película que envolve a bolha. Excesso de óleo reduz a elasticidade da película e leva ao colapso da espuma. No caso da flotação de fosfatos a espécie dissociada do coletor (sabões de ácidos graxos) prevalece sobre a espécie molecular na faixa alcalina de operação industrial. Caso a extensão de conversão da reação de saponificação seja exagerada, pode ocorrer a formação de espuma persistente, inadequada ao processo. Merecem menção os exemplos de duas usinas que operam flotação de apatita com o emprego de sabões de ácidos graxos como coletor. Em uma empresa que utiliza amido com elevado teor de óleo (3,5 a 4,0%) como depressor, o aumento do grau de conversão da reação de saponificação de 70% para 95% (visando aumentar o poder coletor) não levou a espumação excessiva, pois o óleo presente no sistema se encarregou do controle de espuma. Outra empresa, onde é utilizado amido convencional com baixíssimo teor de óleo, tentou a mesma operação de aumentar o grau de conversão da saponificação com resultados desastrosos: a espuma da flotação persistiu nos espessadores e até mesmo após um trajeto da polpa por 100 km em mineraduto.

Matérias Mineral e Fibrosa

São substâncias quimicamente inertes. Não causam qualquer benefício ou dano sob esse aspecto, mas podem causar problemas mecânicos (entupimentos ou desgaste de bombas).

Praticamente existem dois processos de gelatinização de amidos de milho não-modificados: por efeito térmico e por adição de soda cáustica.

A gelatinização por efeito térmico consiste no aquecimento de uma suspensão de amido em água a uma temperatura maior que 56°C que permita o enfraquecimento das pontes de hidrogênio intergranulares e, como consequência, o inchamento dos grânulos. Esse inchamento leva, inicialmente, à perda de birrefringência e posteriormente à absorção de água de maneira a aumentar a claridade e a viscosidade da suspensão. Alguns grânulos podem, eventualmente, atingir sua hidratação máxima deixando que algumas moléculas escapem, formando uma dispersão composta de fragmentos de grânulos, agregados de amido e moléculas. Quando isso ocorre a viscosidade diminui e tende a se estabilizar.

Nem todos os grânulos se gelatinizarão ao mesmo tempo e à mesma temperatura, já que alguns são substancialmente mais resistentes que outros.

O processo de gelatinização por soda cáustica é, atualmente, o único aplicado industrialmente no Brasil. Consiste na absorção de parte do álcali da solução diluída de hidróxido de sódio pelas moléculas da suspensão de amido.

As principais variáveis do processo são o nível de adição de soda cáustica e o tempo de gelatinização. Esses parâmetros devem ser fixados em função da granulometria do amido. Viana e Souza (1988) mostraram que, para uma relação amido/soda de 4:1, a gelatinização do amido convencional requer 3 a 4 minutos. Para a mesma relação amido/soda, amidos não convencionais, de granulometria mais grossa, exigem 20 min. Por medida de segurança recomenda-se um tempo de gelatinização de 30 min. Partículas de amido de granulometria superior a 1 mm são de solubilização difícil.

Após a gelatinização recomenda-se que o tempo de armazenamento não seja longo. A retrogradação é um fenômeno espontâneo que ocorre em soluções aquosas de amido, causando opalescência, turbidez, diminuição na viscosidade e, finalmente, precipitação. A amilopectina retrograda apenas 10% em 100 dias, ao passo que a retrogradação da amilose leva apenas algumas horas, sendo favorecida por baixas temperaturas, segundo Araujo (1988).

A reologia de suspensões de amidos não-modificados foi estudada por Reis (1987). Demonstrou-se experimentalmente que as soluções têm inicialmente um caráter pseudo-plástico, o qual, após modificação física (agitação), passa a newtoniano. Essa observação tem grande interesse prático, pois abre a possibilidade do emprego de viscosímetros rotacionais para a medida de viscosidade de soluções de amido gelatinizado. Existe uma correlação direta entre viscosidade e peso molecular do amido.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) ADAMSON, A.W., 1990, *Physical Chemistry of Surfaces*, New York, John Wiley & Sons. Cap.V.
- 2) ALVAREZ, R.H., MARTIN, A., FERNANDEZ, A., et al., 1996, "Electrokinetic Properties, Colloidal Stability and Aggregation Kinetics of Polymer Colloids", *Advances in Colloid and Interface Science*, v.67, p.1-118.
- 3) ARAÚJO, A. C., 1988, "Starch modification of the flocculation and flotation of apatite", Tese de Doutorado, The University of British Columbia, Canada.
- 4) ARAÚJO, A.C., PERES, A.E.C., 1995, "Froth Flotation: Relevant Facts and the Brazilian Case", *Tecnologia Mineral*, v.70, p.1-38.
- 5) ARBITER, N., FUJI, Y., HANSEN, B., 1975, "Surface Properties of Hydrophobic Solids", *AIChE Symposium Series*, v.150 n.71, p.176-182.
- 6) BOCKRIS, J.O.M., REDDY, A.K.N., 1973, *Modern Electrochemistry*. v.2., p. 750-838.. New York, Plenum Press.
- 7) BRAGGS, B., FORNASIERO, D., RALSTON, J. , 1994, "The Effect of Surface Modification by an Organosilane on the Electrochemical Properties of Kaolinite", *Clay and Clay Minerals*, v.42, n.2, p.123-136.
- 8) BREMMELL, K.E.; JAMESON, G.J.; BIGGS, S. 1999. "Adsorption of ionic surfactants in particulate systems: flotation, stability, and interaction forces. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects*, v.146, p.75-87.
- 9) BRUYN, P.L., AGAR, G.E., 1962, "Surface Chemistry of Flotation". In: Fuerstenau, D.W.(ed), *Froth Flotation*, Chapter 5, New York, Society of Mining Engineers.
- 10) CASES, J. M. (1969). "Point de charge nulle et structure des silicates, École Nationale Supérieure de Géologie Appliquée et de Prospection Minière", n° 224, Nancy, p. 1602-1611.
- 11) CHANDER, S., KUMAR, S., 1994, "Formation of Sulfur Layer and its Effect on Oxidation-Reduction Reactions at Pyrite". In: *Proceedings of the IV Meeting of the Southern Hemisphere on Mineral Technology; and III Latin American Congress on Froth Flotation*, p.29-45, Concepcion, Chile.

- 12) COMPANION, A.L., 1932. *Ligação Química*. Edgar Blucher Ltda., São Paulo, 140p.
- 13) CORRÊA, M. I., 1994. "Ação depressora de polissacarídeos e proteínas na flotação reversa de minérios de ferro", Dissertação de Mestrado, EEUFMG, Minas Gerais, Brasil.
- 14) DEJU, R. A.; BHAPPU, R. B., 1966, "A chemical interpretation of surface phenomena in silicate minerals", *Transactions AIME*, vol 227, p. 329-332
- 15) DRZYMALA, J. ,1994, "Hydrophobicity and Collectorless Flotation of Inorganic Materials" *Advances in Colloid Interface Science*, v.50, p.143-185.
- 16) DUDENHOV, S. V. et alii (1980), *Fundamentos de la Teoria y la Practica de Empleo de Reactivos de Flotacion*, MIR, Moscou
- 17) FINCH, J.A., SMITH, G.W., 1979, "Contact Angle and Wetting", *Minerals Science Engineering*, v.11, n.1, p.36-63.
- 18) FORSLIND, E.; JACOBSON, A., 1975. "Clay-water systems." In: *Water, a comprehensive treatise*, v.5. Franks, F. (ed.), p.173-248.
- 19) FOWKES, F.M., 1964, "Attractive Forces at Interfaces", *Industrial Engineering Chemistry*, v.56, p.40-52.
- 20) FUERSTENAU, D. W. ; PALMER, B. R.; GUTIERREZ, B. G. (1977) "Mechanisms of flotation of selected iron-bearing silicates", *Transactions AIME*, vol 262, p. 234-236
- 21) FUERSTENAU, D.W. ,1982a, "Thermodynamics of Surface, Adsorption and Wetting." In: King, R.P.(ed),*Principles of Flotation*. Chapter 3, Johannesburg, South African, IMM.
- 22) FUERSTENAU, D.W., 1982b, "Mineral-water interface and electrical double layer." In: King, R.P.(ed), *Principles of Flotation*. Chapter 2, Johannesburg, South African IMM.
- 23) FUERSTENAU, D.W., CHANDER, S., 1986, "Thermodynamics of Flotation". In: Somasundaran, P. (ed), *Advances in Mineral Processing*, Chapter 7, Colorado, SME.
- 24) FUERSTENAU, D.W; SHIBATA, J. 1999. "On using electrokinetics to interpret the flotation and interfacial behavior of manganese dioxide". *International Journal of Mineral Processing*, V.57, p.205-217.

- 25) FUERSTENAU, M. C.; MILLER, J. D.; PRAY, R. E.; PERINNE, B. F., 1966, "Metal ion activation in xanthate flotation of quartz", *Transactions AIME*, vol 235, p. 359-363.
- 26) FUERSTENAU, M. C.; PALMER, B. R. (1976), "Anionic flotation of oxides and silicates". In: Fuerstenau, D. W. ed., *Flotation*, A. M. Gaudin Memorial Volume, AIME, New York, p. 148-196
- 27) FUERSTENAU, M.C., SABACKY, B.J., 1981, "On the Natural Floatability of Sulfides", *International Journal of Mineral Processing*, v.8, p.79-84.
- 28) FUERSTENAU, M.C.; ENGILLANI, D.A.; MILLER, J.D., 1970. "Adsorption mechanisms in nonmetallic activation systems." *Trans. AIME*, v.247, p.11-22.
- 29) FUERSTENAU, R.O.; HEALY, T.W., 1972. "Adsorption of hydrolyzable metal ions at the oxide-water interface. *Journal of Colloid and Interface Science.*, v.40, p.42-65.
- 30) GAUDIN, A.M.; MIAW, H.L.; SPEDDEN, H.R., 1957. "Native floatability and crystal structure." In: *Proceedings 2nd. International Congress on Surface Activity.*, v.3., London, p.202-219.
- 31) GOMES, L.M.B.; OLIVEIRA, J.F., 1991. "The control of natural floatability of talc with carboxymethyl cellulose and aluminium chloride". In: *Proceedings of the XVII International Mineral Processing Congress. V.*, p., Dresden, Germany.
- 32) HORNSBY, D.T.; LEJA, J., 1983. "Critical surface tension of floatability. *Colloids and Surfaces*, v.7., p.339-349.
- 33) HUNTER, R.J., 1981, *Zeta Potential in Colloid Science*, Chapter 6. New York, Academic Press.
- 34) ISRAELACHVILI, J.N., 1991, *Intermolecular and Surface Forces*, Chapter 11, 2ed., London, Academic Press.
- 35) KOOPAL, L.K., 1992. "Adsorption". In: *Colloid Chemistry in Mineral Processing*. Laskowski, J.; Ralston, J. (ed.). Chapter 2. Amsterdam, Netherlands, Elsevier Science Publishers B.V.
- 36) LASKOWSKI, J., 1986, "The Relationship between Floatability and Hydrophobicity". In: Somasundaran, P. (ed), *Advances in Mineral Processing*, Chapter 11, Colorado, Littleton.

- 37) LEJA, J., 1982, *Surface Chemistry of Froth Flotation*, New York, Plenum Press, p.205-339.
- 38) LINS, F.F. ,1995, "Uma Metodologia para Cálculo da Constante de Hamaker de Minerais e Aplicação da Teoria X-DLVO à Agregação e Flotação de Talco" Tese de Doutorado, COPPE/UFRJ; Rio de Janeiro, RJ, Brasil.
- 39) LIU, D., SOMASUNDARAN, P., 1994, "Role of Collector and Frother, and of Hydrophobicity / Oleophilicity of Pyrite on the Separation of Pyrite from Coal by Flotation", *International Journal of Mineral Processing*, v.41, p.227-238.
- 40) MACEDO, H.; LUIZ, A.M., 1975. *Termodinâmica Estatística*. Edgard Blücher Ltda, 185pp.
- 41) MISHRA, S.K. 1987. Anionic collectors in nonsulfide mineral flotation. In: reagents in Mineral technology. Somasundaram, P. ; Moudgil, B.M. (ed) Chapter 7. USA. Marcel Dekker.
- 42) MONTE, M.B.M., LINS, F.F.; OLIVEIRA, J.F., 1997. "Selective flotation of gold from pyrite under oxidizing conditions. *International Journal Mineral Processing*, v.51, p.255-267.
- 43) MONTE, M.B.M.; LINS, F.F.; VALDIVIEZO, E.; OLIVEIRA, J., 1994. "Synergism in binary mixtures and its effect on the hydrophobicity of gold." *In: Proceedings of IV Meeting of the Southern Hemisphere on Mineral technology, II latin American congress froth Flotation*, v.II, p.445-455.
- 44) OLIVEIRA, J.F. 1986. "Flotação de cassiterita : Um estudo de seletividade em relação à fluorita e de alguns aspectos cinéticos incluindo a eltroflotação de finos". Tese de Doutorado. COPPE/UFRJ; Rio de Janeiro, RJ, Brasil.
- 45) PALMER, B. R.; GUTIERREZ, B. G.; FUERSTENAU, M. C.; APLAN, F. F., 1976, "Mechanisms involved in the flotation of oxides and silicates with anionic collectors. Parts I and II", *Transactions AIME*, vol 258, p. 257-263
- 46) PECK, A. S.; WADSWORTH, M. E., 1967, citados por Fuerstenau and Palmer (1976).
- 47) PEREIRA, C. E.; ALVAREZ da SILVA, M. L. F.; PERES, A. E. C., 1988, "The utilization of a corn starch derivative as a guangue depressant in sulfide copper flotation". In: Forssberg, K. S. E., *Developments in Mineral Processing Volume 10B*, Elsevier, Amsterdam, p. 1255-1265

- 48) PINTO, C. L. L., 1989. "Efeito de amido, amilose e amilopectina na flotação de oxi-minerais", Dissertação de Mestrado, EEUFMG, Minas Gerais, Brasil.
- 49) RALSTON, J., NEWCOMBE, G., 1992, "Static and Dynamic Contact Angle". In: Laskowski, J.S., Ralston, J. (eds.), *Colloid Chemistry in Mineral Processing*, Chapter 5. New York, Elsevier.
- 50) REIS, R. L. R., 1987. Propriedades e aplicações do griz de milho na flotação catiônica reversa de minérios itabiríticos, Dissertação de Mestrado, EEUFMG,
- 51) ROSEN, M.J.; HUA, X.Y., 1982a. "Surface concentrations and molecular interactions in binary mixtures of surfactants". *Journal of Colloid and Interface science*, v.86,1, p.164-172.
- 52) ROSEN, M.J.; ZHAO, F., 1983. "Binary mixtures of surfactants". *Journal of Colloid and Interface Science*, v.95, 2, p.443-452.
- 53) ROSEN, M.J.; ZHU, Z.U., 1982b. "Synergism in binary mixtures of surfactants". *Journal of Colloid and Interface Science*, v.133,2, p.473-478.
- 54) RUBINGH, D.N., 1979. "Mixed micelles solutions. In: Solution Chemistry of Surfactants. Mittal, K.L. (ed)., v.1, 337-354, New York, Plenum Press
- 55) RUBIO, J.; KITCHENER, J.A. 1976. "The mechanism of adsorption of poly (ethylene oxide) flocculant on silica". *Journal of Colloid and Interface Science*, V.57, n.1, 132-142.
- 56) SHAW, D.J., 1994. Introduction to colloid and surface chemistry. 4th.ed., Butterworth, Heinemann, 306p.
- 57) SHINODA, K., 1978. Principles of solution and solubility. Chapter 9, New York, Marcel Dekker, Inc.
- 58) SMITH, J.M.; VAN NESS, H.C., 1995. Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química. 3^a edição, editora Guanabara Dois, 544pp.
- 59) SMITH, R.W.; 1988. Cationic and amphoteric collectors. In: reagents in Mineral technology. Somasundaram, P. ; Moudgil, B.M. (ed) Chapter 8. USA. Marcel Dekker.
- 60) VALDIVIEZO, E.; ARAÚJO, A.C.; OLIVIERA, J.F., 1997. Hydrophobic behaviour of quartz and hematite surfaces in the presence of mixtures of cationic and nonionic surfactants. In: *Proceedings of the XX International Mineral Processing Congress*. V.3., p.419-426., Aachen, Germany.

- 61) VAN HAL, R.G., EIJKEL, J.C.T., BERGVELD, P., 1996, "A General Model to Describe the Electrostatic Potential at Electrolyte Oxide Interfaces", *Advances in Colloid and Interface Science*, v.68, p.31-62.
- 62) VIANA, P. R. M.; SOUZA, H. S., 1988, "The use of corn grits as a depressant for the flotation of quartz in hematite ore", In: *Froth Flotation, Developments in Mineral Processing*, v. 9, Elsevier, Amsterdam, 1988, p. 233-244.
- 63) YARAR, B., KAOMA, J., 1984, "Estimation of Critical Surface Tension of Wetting of Hydrophobic Solids by Flotation", *Colloids and Surfaces*, v.11, p.429-436.

Flotação

Arthur Pinto Chaves

Eng^o Metalurgista/EPUSP, Mestre e Doutor em
Engenharia Mineral/EPUSP,
Professor Titular do Dept^o de Engenharia de Minas da EPUSP

Laurindo de Salles Leal Filho

Eng^o Minas/UFMG, Mestre e Doutor em
Engenharia Mineral/EPUSP,
Professor Titular do Dept^o de Engenharia de Minas da EPUSP

INTRODUÇÃO

Na generalização máxima que se possa fazer, qualquer processo de concentração de minérios pode ser descrito como a capacidade de se dar a um ou mais componentes de uma mistura heterogênea de minerais, uma velocidade diferente da velocidade mantida pelas demais espécies presentes na mistura. Para que tais velocidades diferenciais possam ser dadas é necessário que exista alguma diferença de propriedades físicas.

Seja o exemplo da separação mais simples possível - a cata manual: baseado em características de cor, forma e aparência, o operador escolhe as partículas desejadas, apanha-as (dá-lhes uma velocidade), enquanto que as demais partículas permanecem imóveis sobre a mesa (velocidade zero).

Da mesma forma, os processos densitários tiram partido das diferenças de densidade entre as espécies minerais que se quer separar; os processos magnéticos, das diferenças de susceptibilidade ou de remanência magnética; os eletrostáticos, de propriedades elétricas.

O processo de flotação (*froth flotation*), e alguns processos correlatos a ele se baseiam em propriedades muito menos evidentes que as anteriores. É uma separação feita numa suspensão em água (polpa). Como nos demais, as partículas são obrigadas a percorrer um trajeto e num dado instante as partículas que se deseja flotar são levadas a abandoná-lo, tomando um rumo ascendente. A diferenciação entre as espécies minerais é dada pela capacidade de suas partículas se prenderem (ou prenderem a si) a bolhas de gás (geralmente ar). Se uma partícula consegue capturar um número suficiente de bolhas, a densidade do conjunto partícula-bolhas torna-se menor que a do fluido e o conjunto se desloca verticalmente para a superfície, onde fica retido e é separado numa espuma, enquanto que as partículas das demais espécies minerais mantêm inalterada a sua rota.

Hidrofobicidade

A propriedade de determinadas espécies minerais capturarem bolhas de ar no seio da polpa é designada por hidrofobicidade, e exprime a tendência dessa espécie mineral ter maior afinidade pela fase gasosa que pela fase líquida. Este comportamento entretanto, não é regra no reino mineral, constituindo-se antes em exceção, pois praticamente todas as espécies minerais imersas em água tendem a molhar sua superfície, ou seja, têm maior afinidade pela fase líquida, comportamento este designado por hidrofiliabilidade.

A experiência mostra entretanto que o comportamento hidrofílico das espécies minerais pode ser bastante alterado pela introdução de substâncias adequadas no sistema. Podemos mesmo afirmar, com certeza, que qualquer substância mineral pode ser tornada hidrofóbica mediante a adição judiciosa de substâncias à polpa. Ainda mais, é possível, estando presentes duas espécies minerais, induzir a hidrofobicidade em apenas uma delas, mantendo a outra hidrofílica, ou seja, é possível induzir uma hidrofobicidade seletiva.

Coleta

A propriedade de um determinado reagente tornar seletivamente hidrofóbicos determinados minerais é devida à concentração desse reagente na superfície desses minerais. Isto é, o reagente se deposita seletivamente na superfície mineral, recobrando-a, de modo que fique sobre a superfície da partícula um filme da substância.

Para que isso ocorra é necessário que a molécula da substância migre do seio da solução para a superfície da partícula e aí se deposite. Assim, quando aparecerem as bolhas de ar, a superfície que a partícula mineral apresenta a elas não é mais a sua superfície própria, mas sim uma nova superfície, revestida dessa substância hidrofóbica.

A causa desta migração da substância da solução para a superfície da partícula reside em alguma espécie de atração da partícula por essa substância. Frequentemente, podemos admitir que se tratem de ações elétricas ou eletrostáticas. E, outros casos, temos a ação de forças moleculares tipo Van der Waals, ou outras. Finalmente, podemos imaginar um mecanismo mais complexo em que as moléculas na solução sejam:

atraídas para as vizinhanças da partícula;

adsorvidas na sua superfície, para finalmente;

reagir com as moléculas ou íons da sua superfície (penetrar na sua estrutura).

Este mecanismo pode ocorrer completo ou em parte. Ocorrendo apenas a atração das moléculas para o entorno da partícula, chamamos o fenômeno de adsorção de primeira espécie ou do tipo nuvem, ou ainda, do tipo elétrico. O fenômeno é de natureza eminentemente eletrostática. Se as moléculas além disso são adsorvidas na superfície da partícula, passa a ocorrer o contato efetivo das mesmas com pelo menos um ponto da superfície da partícula. Dizemos que ocorre adsorção de segunda espécie, ou do tipo líquido, ou ainda, do tipo físico, pois a molécula estando ancorada à superfície da partícula não pode afastar-se dela, mas pode mover-se ao longo da superfície. Quando ocorre o fenômeno completo, as moléculas reagem com a superfície do mineral e ficam aderidas quimicamente a um ponto dela. A fixação é tal que elas podem vibrar em torno de uma

posição, mas não saem dessa posição. Diz-se ter ocorrido a adsorção de terceira espécie ou do tipo sólido ou, ainda, do tipo químico.

A substância capaz de adsorver-se à superfície do mineral e torná-la hidrofóbica é denominada coletor e o mecanismo de adsorção e geração de hidrofobicidade é denominado coleta.

Modulação da Coleta

Alguns coletores são enérgicos demais e tendem a recobrir indiferentemente partículas de todas as espécies minerais presentes, ou seja, *não são seletivos*. Podemos entretanto adicionar substâncias auxiliares, que façam com que a coleta se torne seletiva, isto é, que dentre as espécies minerais presentes na polpa, o coletor escolha uma delas sem modificar as demais. Assim, será possível flotar as partículas dessa espécie e deixar todas as demais no interior da polpa. Este reagente auxiliar é chamado depressor, porque deprime a ação do coletor nas partículas indesejadas.

Em outras situações ocorre o contrário, isto é, o coletor não adsorve em nenhuma das espécies presentes. Podemos então adicionar à polpa uma terceira substância, que ative seletivamente a superfície da espécie mineral desejada, tornando-a atrativa para o coletor. Este reagente é chamado ativador.

Ou seja, numa polpa mineral sempre estará presente um grande número de espécies moleculares e iônicas, oriundas das espécies minerais presentes ou de sua reação com a água e aquelas intencionalmente adicionadas. Podemos adicionar os coletores e também outras substâncias que modificam a ação do coletor, ação essa que Gaudin⁽¹⁾ chama de modulação da coleta. Obviamente, estes reagentes têm que ser adicionados antes do coletor.

Razões para a adição, ainda, de outros reagentes são de economia industrial: diminuir o consumo de coletor, acertar as condições de acidez ou alcalinidade, de modo a diminuir a corrosão dos equipamentos, diminuir o consumo de água etc.

Freqüentemente, íons presentes na polpa oriundos da dissolução de determinadas espécies minerais (Fe^{+++} , Ca^{++} , Al^{+++}), exercem uma ação depressora indesejável. Para impedir essa ação é necessário removê-los antes do início da ação da coleta. Isto é feito por meio de um quarto tipo de reagentes, denominados sequestradores, que precipitam esses íons.

Finalmente, para gerar uma espuma estável, consistente e adequada às finalidades do processo são usados reagentes tensoativos - os espumantes.

O controle do pH é uma das variáveis mais importantes que afetam a coleta. Por isso, os reagentes utilizados para ajustá-lo são chamados reguladores.

Terminologia

A palavra "flotação" é um anglicismo que já está consagrado pela falta de um termo melhor em português. A palavra "flutuação", que seria um termo mais preciso, não é usada, aparentemente por induzir uma possível confusão com os processos de meio denso, onde a espécie mineral mais leve "flutua".

A grande massa de literatura americana e a negligência dos tradutores faz com que, com relativa frequência, sejam utilizados termos gerados pela tradução literal:

"promotor", em vez de coletor, do inglês *promoter*;

"inibidor", em vez de depressor, do inglês *inhibitor*, são termos impróprios e devem ser abandonados.

EQUIPAMENTOS

As operações diretamente envolvidas na flotação de minérios são:

condicionamento;

dosagem e adição de reagentes;

flotação propriamente dita.

Algumas outras operações se fazem necessárias, com muita frequência, tais como:

adensamento das polpas para permitir o condicionamento;

atrição (*scrubbing*) da superfície das partículas para remover coberturas de lama ou de óxidos;

transporte de polpas e espumas;

instrumentação e controle do processo.

Máquinas de Flotação

Tratam-se de tanques projetados para receber a polpa alimentada, continuamente, por uma das suas faces laterais e descarregá-la pelo lado oposto. Cada unidade desses tanques é chamada célula. Podem ser usadas células individualizadas, mas a regra é agrupar conjuntos de duas ou mais. Numa extremidade do conjunto é instalado um compartimento de alimentação e na extremidade oposta, um compartimento de descarga. Este inclui algum dispositivo para a regulagem do nível de polpa dentro das células. Embora existam modelos de células fechadas, a tendência moderna é não usar divisões entre uma célula e outra. A espuma sobe e é descarregada pela frente (e em alguns modelos, como os mostrados nas Figuras 10.1, 10.2 e 10.3, também por trás), transbordando sobre calhas dispostas ao longo da extensão do conjunto de células. O material deprimido é arrastado pela corrente de água e sai pelo fundo da célula, passando para a célula seguinte e, finalmente, sendo descarregado pela caixa de descarga. Desta forma, há dois fluxos: um de deprimido, no sentido da caixa de alimentação para a caixa de descarga e outro de espuma, ascendente dentro das células e no sentido oposto ao do deprimido, através das calhas.

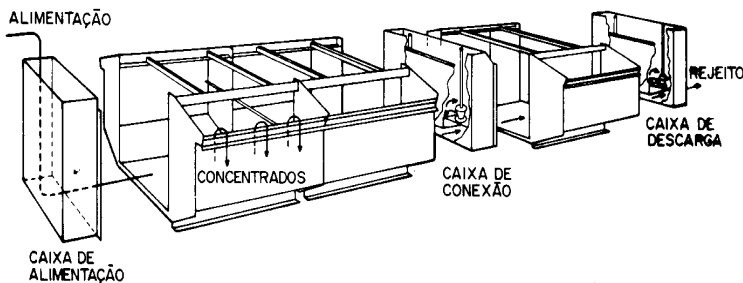


Figura 10.1 - Arranjo de células de flotação.

A máquina de flotação (Figura 10.2) é instalada dentro da célula e consiste de um rotor, no fundo da célula, suspenso por um eixo conectado a um acionamento (fora da célula e acima), girando dentro de um tubo. O rotor tem uma função inicial que é a de manter a polpa agitada e portanto em suspensão. O movimento rotacional do rotor gera uma região de pressão negativa dentro da célula. Em muitos modelos, esta depressão é suficiente para aspirar o ar necessário para a flotação, daí a conveniência do tubo coaxial com o eixo do rotor. Em outros casos, o ar é comprimido para dentro da máquina. Para que o ar seja efetivo para carrear para cima o maior número possível de partículas coletadas, deve se dispor de um grande número de bolhas de pequeno diâmetro. Isto é conseguido colocando em torno do rotor uma peça chamada estator, que fragmenta as bolhas de ar. A Figura 10.3 mostra um rotor e um estator de uma máquina de modelo diferente do mostrado na Figura 10.2.

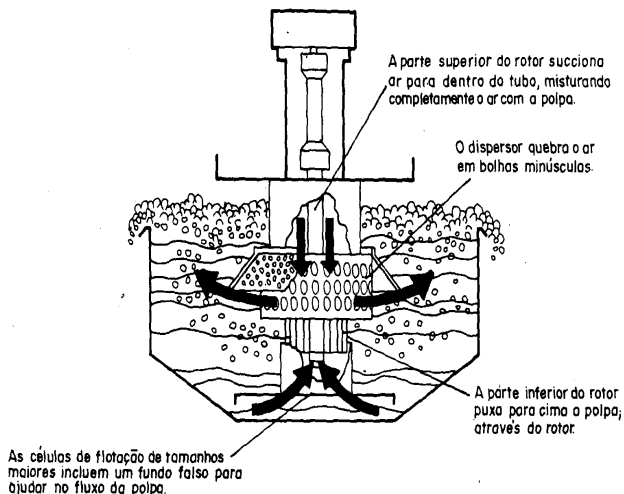


Figura 10.2 - Máquina de flotação (Modelo Wemco).

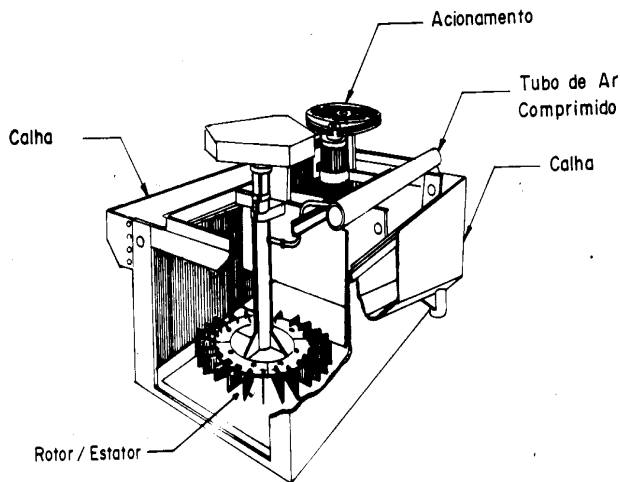


Figura 10.3 - Máquina de flotação (Modelo Galigher).

Desta forma, o rotor agita a polpa e a mantém em suspensão. Como o seu movimento rotativo no meio da polpa cria uma pressão negativa, ele pode aspirar o ar necessário para a flotação. Ele aspira também a espuma contida na calha das células a jusante (o rotor da célula *rougher* aspira a espuma das células *cleaner*) e faz a espuma movimentar. O estator (Figura 10.4) quebra as bolhas de ar num grande número de pequenas bolhas.

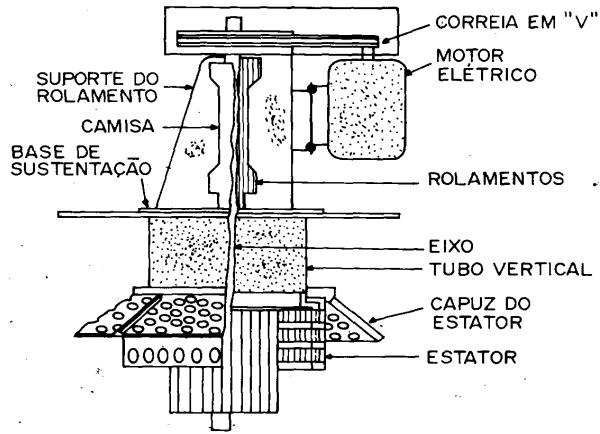


Figura 10.4 - Rotor e estator da célula (Modelo Wemco).

As máquinas do modelo descrito são ditas mecânicas e existem vários projetos, diferentes quanto ao formato da célula, do projeto do conjunto rotor-estator e a outros aspectos mecânicos. A Figura 10.5 mostra diferentes desenhos.

Existem máquinas de concepção diferente - as células pneumáticas e as de coluna, que serão apresentadas no capítulo XI. Estas células de coluna constituem o grande avanço tecnológico da flotação nos últimos anos. Elas são capazes de flotar minérios mais finos e mais grossos que as células convencionais e são mais seletivas. Economizam também área de usina e número de unidades. O seu uso parece uma tendência irreversível.

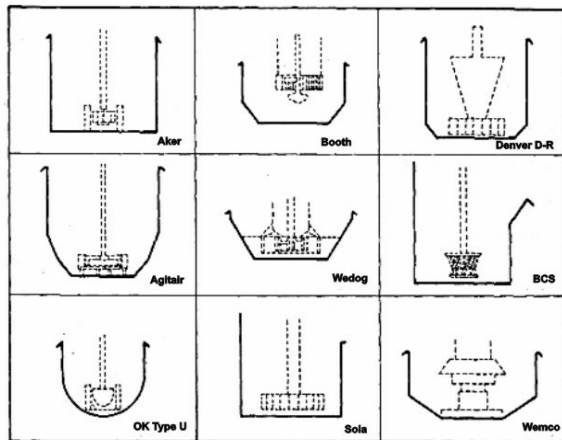


Figura 10.5a – Desenhos esquemáticos de tanques, rotores e estatores Apud Young⁽²⁾

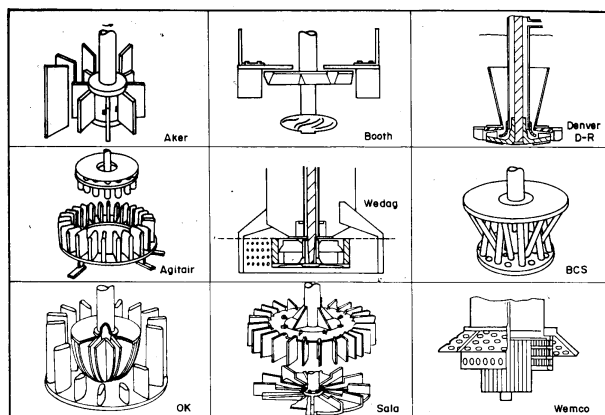


Figura 10.5b – Desenhos esquemáticos de tanques, rotores e estatores Apud Young⁽²⁾

Condicionadores

Para que o reagente possa atuar na superfície da partícula mineral, coletando-a, ativando-a ou deprimindo-a, é necessário que se dê um tempo para que as partículas minerais e as moléculas de reagente tenham chance de se contactarem. Esta operação é denominada condicionamento. Com a maioria das espécies minerais o condicionamento é feito com baixa diluição de polpa (alta porcentagem de sólidos), de modo a aumentar a probabilidade de que as gotículas de reagente e as partículas se encontrem. Daí a freqüente necessidade de adensar previamente a polpa antes do condicionamento. Quando necessário, este adensamento é feito em ciclones desaguadores ou em espessadores.

O condicionador é um tanque cilíndrico, de diâmetro e altura usualmente próximos. Sobre o tanque assenta-se uma viga que sustenta o mecanismo de acionamento (motor e redutor) de um eixo, na ponta do qual está uma hélice, que agita a polpa. A descarga é por transbordo (Ver Figura 10.6). Frequentemente existe um tubo concêntrico ao eixo, com várias aberturas, ou aletas convenientemente dispostas, para melhorar o contato.

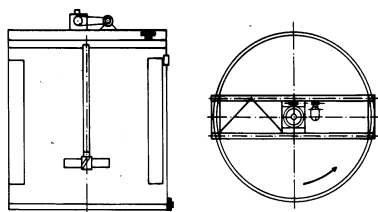


Figura 10.6 – Condicionador de polpa.

Dosagem e Alimentação de Reagentes

Os vários reagentes devem ser alimentados em pontos diferentes dentro do circuito. Dependendo do seu mecanismo de coleta, podem demandar maiores ou menores tempos de condicionamento. Por exemplo, ácidos graxos e seus sabões demandam tempos de residência na etapa de condicionamento que podem ser atendidos por condicionadores com volumes adequados. Já xantatos têm um mecanismo de coleta tão demorado que o usual é fazer a sua adição na entrada do circuito de moagem. O caso oposto ocorre com aminas, cuja coleta é tão rápida, que a sua adição pode ser feita diretamente na entrada da célula de flotação.

Conforme já mencionado, é forçoso adicionar os moduladores de coleta (ativadores ou depressores) antes da adição do coletor, pois a sua função é modificar a ação deste. Os reguladores têm um papel tão importante que, quanto antes eles forem adicionados, melhor para o circuito. Por isso, ajusta-se o pH tão logo a água é adicionada. Finalmente, os espumantes são adicionados na entrada da célula.

Os diferentes problemas de dosagem de reagentes podem ser relacionados:

dosar ou alimentar pó grosso;

dosar ou alimentar pó fino;

dosar ou alimentar líquidos puros ou soluções;

dosar ou alimentar suspensões.

Para a alimentação de pó grosso ou fino usam-se alimentadores vibratórios, de correia ou de mesa rotativa. A diferença entre os dois casos reside na escoabilidade que, via de regra, é menor para os sólidos finos, exigindo maior atenção para este caso.

Para a alimentação de líquidos puros ou de soluções homogêneas são usadas bombas dosadoras - de pistão ou de diafragma, quando a vazão é pequena. Para vazões mais elevadas usam-se bombas de engrenagem, de parafuso ou peristálticas.

O alimentador mais simples possível é um reservatório mantido a nível constante, ligado a um tubo de descarga de diâmetro adequado à vazão ou regulado por válvula. Curiosamente, este dispositivo é muito pouco utilizado.

O equipamento padrão para a dosagem de líquidos e soluções homogêneas é o dosador de canecas, mostrado na Figura 10.7. Este consiste numa série de canecas apoiadas num disco vertical, que gira em torno de um eixo horizontal. No seu movimento, o disco leva as canecas para dentro de uma cuba cheia com o líquido a alimentar (mantido a nível constante por meio de uma bóia). No percurso, as canecas se enchem, saem da cuba e, na virada do disco, derramam o líquido em uma calha, de onde esse é enviado para o local de adição.

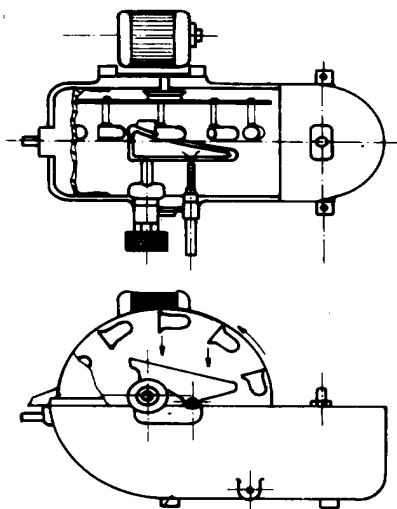


Figura 10.7 - Dosador de canecas.

Uma regulação grossa da vazão é obtida pela variação do número de canecas, ou pela variação da sua inclinação (e portanto do seu volume útil), ou pela velocidade de rotação do disco de suporte. O aparelho oferece ainda uma regulação fina, que consiste em mover a calha, de modo que ela intercepte todo o fluxo de líquido derramado pelas canecas, ou apenas parte dele. Essa quantidade é ajustável mediante a movimentação da calha.

Problemas realmente mais difíceis são a alimentação de suspensões heterogêneas, que é necessário manter em agitação permanente, e a alimentação de líquidos corrosivos, para os quais se faz necessário escolher materiais de construção adequados.

Operações Auxiliares

Bombeamento

O sistema constituído por sólidos particulados numa suspensão em água é denominado de polpa, e se constitui na forma usual de transporte de massa em tratamento de minérios. A opção alternativa é o uso de transportadores de correia para sólidos granulados secos. Estes dois modos constituem a grande maioria da prática do transporte na indústria mineral.

A diluição da polpa é expressa em porcentagem do peso de sólidos em relação ao peso total da polpa (peso de sólidos + peso de líquido). As diferentes operações unitárias utilizam diferentes diluições: a moagem é feita em torno de 60% de sólidos; o

condicionamento, entre 40 e 50%, a alimentação de ciclones e classificadores, em torno de 20% de sólidos. A flotação dos minérios comuns é praticada entre 25 a 35%, e, a de carvão, entre 4 e 8%.

As polpas podem ser bombeadas por bombas de projeto especial - as bombas de polpa. São bombas centrífugas de construção robusta e com rotor de projeto diferente do das bombas d'água. Sua carcaça é bipartida, de modo a permitir sua abertura fácil e rápida em caso de entupimento. As bombas de polpa trabalham sempre afogadas pois a entrada de ar na tubulação causa o depósito dos sólidos e o entupimento da tubulação. Veja a Figura 10.8.

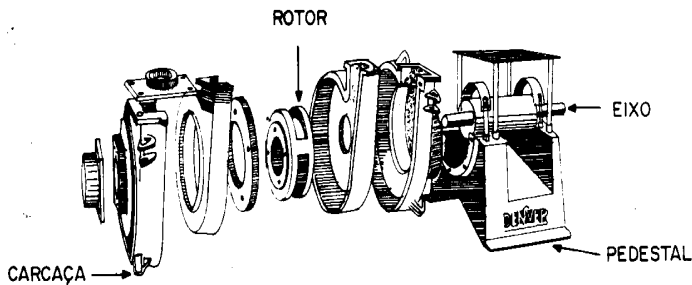


Figura 10.8 - Vista expandida de bomba de polpa.

As peças de desgaste são revestidas de material resistente à abrasão (Ni *hard* ou borracha). O critério usual é usar borracha sempre, exceto quando as partículas do minério sejam grossas e possam rasgar ou cortar o revestimento.

As tubulações de polpa devem ser construídas preferencialmente em trechos retos, horizontais e verticais. Se o escoamento cessar, os sólidos sedimentam nos trechos horizontais e ocupam a parte inferior da secção do tubo, sem obstruí-la; quando o escoamento for retomado, a sua turbulência colocará em suspensão o material sólido depositado. Evitam-se curvas por causa do desgaste abrasivo intenso. Estas devem ser substituídas por cruzetas, com zonas de estagnação e flanges cegos.

O bombeamento da espuma de flotação constitui-se num problema operacional realmente sério. Deve-se, portanto, evitá-lo, fazendo o transporte das espumas por gravidade sempre que for possível. Quando as condições de *lay-out* exigem bombeamento, pode-se usar bombas de eixo vertical e caixas especiais, como mostrado na Figura 10.9: a espuma entra na caixa tangencialmente a ela. Defletores convenientemente dispostos forçam a polpa a se dirigir ao fundo e a ser centrifugada, de modo que as bolhas tendem a permanecer no centro e a subir.

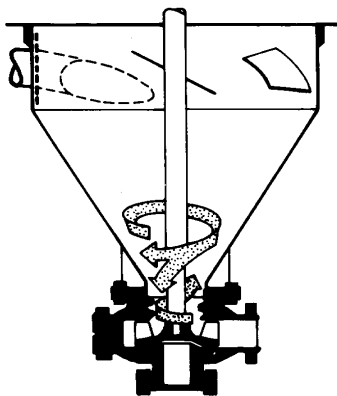


Figura 10.9 – Desenho esquemático de uma bomba de eixo vertical.

Divisão de Fluxos

A divisão dos fluxos de polpa é feita em divisores estáticos ou rotativos. A Figura 10.10 mostra um divisor deste último tipo e a Tabela 10.1 as especificações e dimensões do equipamento.

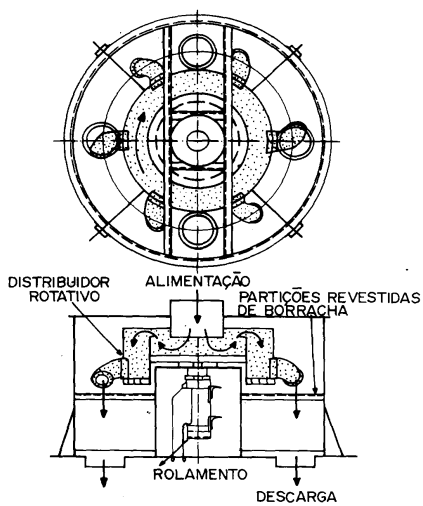


Figura 10.10 – Distribuidor de fluxos do tipo rotativo.

Tabela 10.1 - Distribuidor rotativo: especificações e dimensões

| Diâmetro do Tubo (pés) | Altura (pés-pol.) | Número Máximo de Compartimentos | Galões/min. (aprox.) |
|------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|
| 2 | 1,10" | 8 | 50 |
| 3 | 2,5" | 10 | 200 |
| 4 | 3,0" | 12 | 475 |
| 5 | 3,7" | 14 | 875 |
| 6 | 3,7" | 20 | 1700 |
| 8 | 4,3" | 20 | 3200 |
| 10 | 5,10" | 20 | 6000 |

Atrição

Quando as superfícies minerais aparecem recobertas por camadas de limonitas ou de argilo-minerais - o que é muito comum nas condições geológicas brasileiras - a superfície apresentada é a da limonita ou argilo-mineral, não a do mineral que se quer flotar. Para conseguir a coleta é necessário eliminar essa cobertura, o que é feito por atrição da superfície, até que a cobertura indesejada seja removida.

A atrição, também traduzida por "escrubagem" (do inglês "scrubbing") é feita em equipamentos denominados células de atrição. Essas consistem de agitadores com dois ou três hélices por eixo, com sentidos alternados, como mostra a Figura 10.11a. Devido a essa inversão de sentidos, a polpa movida por uma das hélices tem sentido oposto ao do fluxo movido pela outra hélice, de modo que os dois fluxos se chocam, acarretando a atrição necessária de superfície de grão contra superfície de grão.

As pás da hélice são de material resistente à abrasão e têm ainda placas de desgaste nos locais mais expostos ao atrito. Geralmente se usam duas ou quatro células em série - a primeira descarrega por baixo, a segunda por cima, e assim sucessivamente, de modo a maximizar o tempo de permanência das partículas dentro da máquina, como se mostra na Figura 10.11. A Figura 10.12 ilustra um equipamento industrial de atrição.

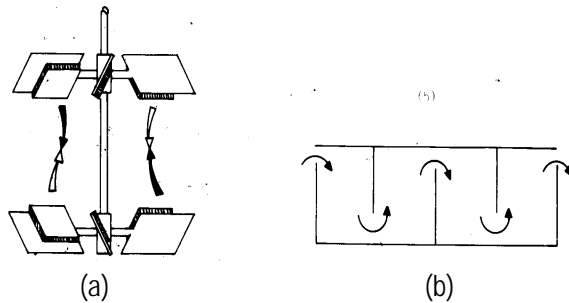


Figura 10.11 - Disposição das hélices (a) e circulação da polpa (b) em máquina de atrição.

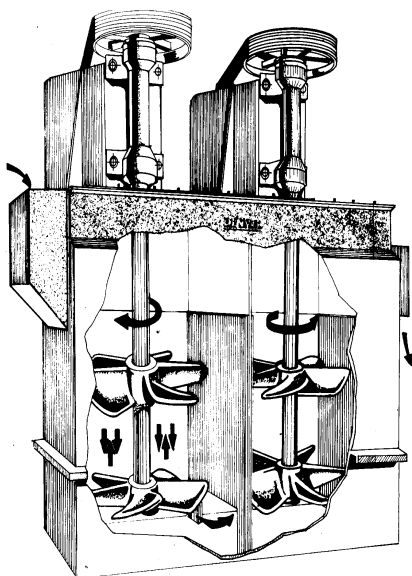


Figura 10.12 - Célula Denver de atrição.

Instrumentação e Controle

A instrumentação utilizada consiste nas medições contínuas de pH, de vazões de água, de polpa e dos níveis das células e das caixas de bomba.

Existem aparelhos para análise contínua dos produtos, que começam a ser empregados no Brasil. Entretanto, o usual continua sendo colher amostras da alimentação e dos produtos para o controle operacional. Os amostradores usados são dos tipos comuns.

Destruição da Espuma

Freqüentemente é necessário quebrar a espuma. Isto é feito pela adição de anti-espumantes na calha do concentrado ou por jatos de água de alta pressão.

Cinética de Flotação

As velocidades com que as espécies minerais são removidas da célula obedecem a leis semelhantes às da cinética química. Assim, pode-se falar em cinéticas de flotação de ordem zero, de primeira ordem e de segunda ordem.

Na realidade, ao se flotar um minério composto de dois minerais, A e B, haverá remoção de ambos pela espuma, uma vez que a seletividade não é perfeita.

Ocorre que a velocidade de flotação do mineral *A* (que se quer flotar) é muito maior que a do mineral *B*. Entretanto, este será também removido, em menor proporção. Se a operação se estender por tempo demasiadamente longo, a quantidade de *B* flotado pode vir a prejudicar o teor de *A* no flotado.

O ensaio para se medir a cinética de flotação é o seguinte: numa célula de laboratório, inicia-se a flotação e aciona-se o cronômetro. Recolhe-se o flotado numa vasilha durante os primeiros 30 segundos. Decorrido este período, a vasilha é substituída e passa-se a recolher a espuma noutra vasilha, por mais 30 segundos. Isto é repetido até que a flotação cesse.

As amostras dos diferentes flotados (e também a do deprimido) são secadas, pesadas e enviadas para análise química, para a dosagem de *A* e *B*. Com os resultados obtidos, é possível calcular as recuperações de *A* e *B* e representá-las num gráfico recuperação \times tempo, como mostra a figura 10.13. Nesta, *A* está flotando com uma cinética de primeira ordem e velocidade maior, enquanto que *B* flota com uma cinética de segunda ordem e velocidade menor. A massa removida de *A* cresce no início da flotação, diminuindo com o tempo, ao passo que a remoção de *B* é constante.

Em consequência, aumentando-se o tempo de residência do minério na célula, de t_1 para t_2 , as massas m_A e m_B flotadas aumentam dos diferenciais d_A e d_B . Quando se passa de t_3 para t_4 , d_A torna-se muito pequeno, enquanto que d_B continua sendo significativo.

Existe então um tempo de residência ótimo em que a recuperação de *A* é boa e a contaminação de *A* com *B* (relação de m_A e m_B) é aceitável. Na figura 10.13, este tempo parece estar em torno de t_2 : se a flotação for interrompida em t_2 , a contaminação do flotado com *B* será muito menor que se o tempo de flotação for t_3 ou t_4 . Se a flotação for interrompida em t_1 , o teor é muito bom, mas a recuperação é baixa.

O tempo de residência é, portanto, uma variável crítica para o dimensionamento e operação dos circuitos de flotação. Muitos processos de flotação podem ser controlados quanto à sua seletividade pela consideração correta do tempo de residência nos estágios rougher e cleaner, como é o caso dos carvões minerais.

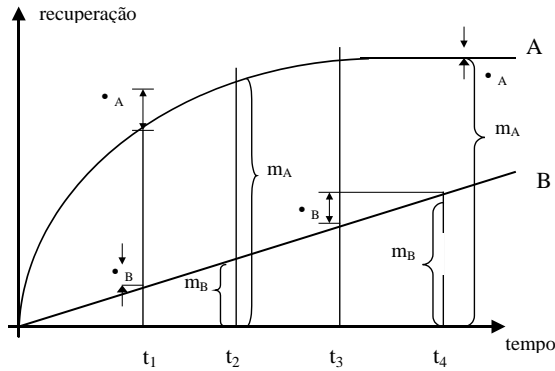


Figura 10.13 – Cinética de Flotação.

CIRCUITOS DE BENEFICIAMENTO

Como em toda operação de concentração, também para a flotação é difícil obter o teor e a recuperação desejados numa única etapa. Gericamente, executa-se uma primeira flotação, chamada "rougher", onde se obtém um concentrado pobre e um rejeito que ainda contém teores dos minerais úteis. O concentrado é re-lavado numa segunda flotação, denominada "cleaner", onde é produzido um concentrado final e um rejeito de teor elevado. O rejeito rougher é repassado numa outra flotação, chamada "scavenger", onde se obtém um rejeito muito pobre (rejeito final) e um concentrado que reúne os minerais úteis que estavam no rejeito rougher, mas que é pobre para ser considerado produto final. Tanto o rejeito cleaner como o concentrado scavenger ainda contém minerais úteis e por isso são retornados à célula rougher. O circuito fica como mostrado na Figura 10.14. Eventualmente, pode ser necessário usar vários estágios de *recleaning*. É o caso da fluorita grau ácido, que tem teores de contaminantes (SiO_2 e CaCO_3) admissíveis muito baixos e por isso exige de 4 a 6 estágios de *cleaning* sucessivos.

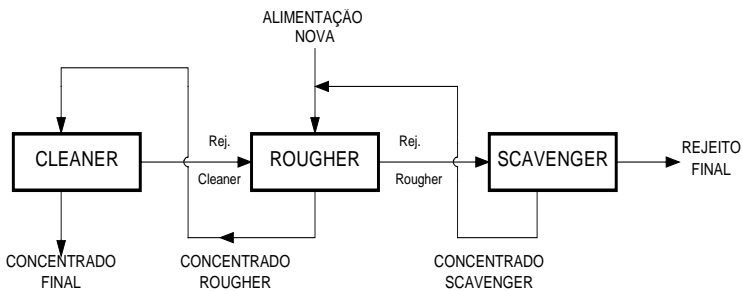


Figura 10.14 - Circuito de flotação

O evento de uma partícula de mineral útil passar para o concentrado de uma operação de flotação depende do sucesso de uma série de eventos independentes:

a partícula deve entrar em contato com o coletor;

o coletor deve adsorver sobre a superfície da partícula;

a partícula coletada deve colidir com um número de bolhas de ar suficiente para torná-la leve a ponto de flutuar;

a partícula não pode desprender-se das bolhas durante o percurso ascendente;

a partícula deve permanecer dentro da espuma e escorrer para a calha de concentrado.

Na realidade, é impossível garantir que apenas uma única máquina industrial consiga fazer todo esse trabalho. Por isso, é necessário utilizar um banco de células, de modo a aumentar a probabilidade de todos esses eventos independentes ocorrerem com sucesso. A experiência industrial mostra que diferentes minérios precisam de diferentes tamanhos mínimos de banco e esses conhecimentos são sumarizados na Tabela 10.2. Esta tabela mostra os números mínimos de células encontrados na prática industrial para alguns minérios.

A circulação da polpa dentro do conjunto de células de flotação é feita pela diferença de nível entre as diversas células, a alimentação estando num nível superior ao da descarga, de modo que os rejeitos fluem nesse sentido. Para o rejeito passar para a bancada seguinte, deve haver uma diferença de nível entre a descarga de uma bancada e a alimentação da seguinte. Já a circulação da espuma é feita por meio de calhas, como mostra a Figura 10.15: as espumas são recolhidas numa calha e conduzidas para o estágio seguinte. Na calha, existem jatos de água que ajustam a diluição da espuma (ela tende a ser mais seca que a alimentação) e ajudam a empurrá-la calha abaixo. Entretanto, o que faz mesmo com que o movimento ocorra é a depressão que existe junto do rotor, e que aspira a espuma para dentro da célula.

Tabela 10.2 – Números mínimos de células por bancada (apud Denver)

| Número mínimo de células | | | | | | | | | |
|----------------------------|--------|----|----|----|-------|----|----|----|----|
| Minério | 01 | 02 | 03 | 04 | 05 | 06 | 07 | 08 | 09 |
| zinco | | | | | | | | | |
| tungstênio | | | | | | | | | |
| sílica de fosfatos | | | | | | | | | |
| sílica de minério de ferro | | | | | | | | | |
| areia | | | | | | | | | |
| potássio | | | | | | | | | |
| fosfato | | | | | | | | | |
| óleo | | | | | | | | | |
| níquel | | | | | | | | | |
| molibdênio | | | | | | | | | |
| chumbo | | | | | | | | | |
| fluorita | | | | | | | | | |
| feldspato | | | | | | | | | |
| efluentes | | | | | | | | | |
| barita | | | | | | | | | |
| cobre | | | | | | | | | |
| carvão | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | |
| Células por banco | | | | | | | | | |
| | mínimo | | | | usual | | | | |
| Continuação Tabela 10.2 | | | | | | | | | |
| Número mínimo de células | | | | | | | | | |
| Minério | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 |
| zinco | | | | | | | | | |
| tungstênio | | | | | | | | | |
| sílica de fosfatos | | | | | | | | | |
| sílica de minério de ferro | | | | | | | | | |
| areia | | | | | | | | | |
| potássio | | | | | | | | | |
| fosfato | | | | | | | | | |
| óleo | | | | | | | | | |
| níquel | | | | | | | | | |
| molibdênio | | | | | | | | | |
| chumbo | | | | | | | | | |
| fluorita | | | | | | | | | |
| feldspato | | | | | | | | | |
| efluentes | | | | | | | | | |
| barita | | | | | | | | | |
| cobre | | | | | | | | | |
| carvão | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | |
| Células por banco | | | | | | | | | |
| | mínimo | | | | usual | | | | |

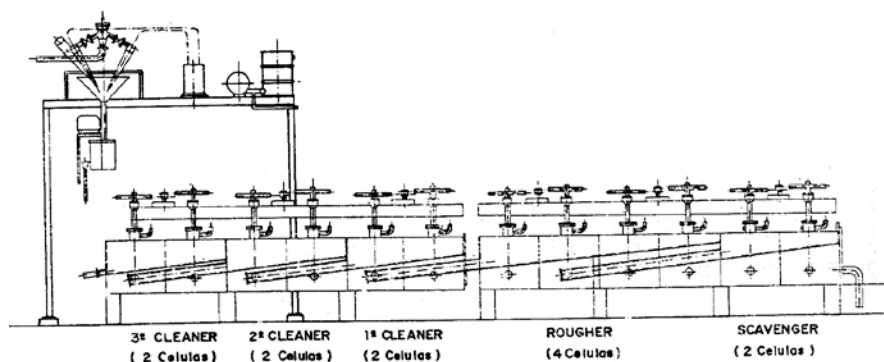


Figura 10.15a - Arranjo de bancos de células (vista frontal).

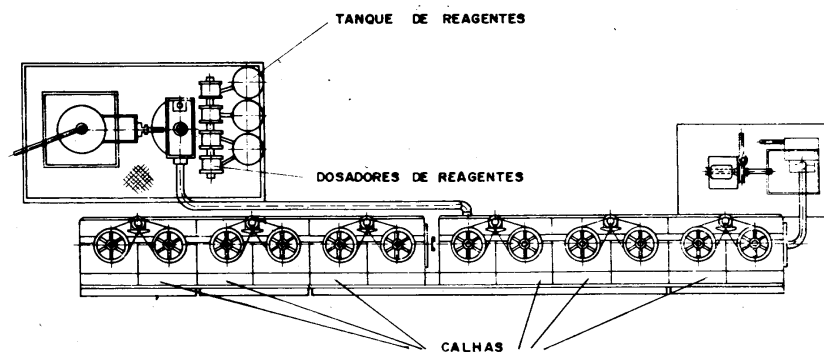


Figura 10.15b - Arranjo de bancos de células (vista de cima).

Completando o fluxograma com as operações auxiliares mencionadas no item anterior, teremos o fluxograma mostrado na Figura 1016, que consta de:

adensamento da alimentação, feito em ciclone desaguador;

condicionamento com depressor ou ativador;

condicionamento com coletor;

flotações *rougher*, *cleaner* e *scavenger*;

desaguamento do concentrado em filtro a vácuo;

bombeamento do rejeito para um espessador e

desaguamento do rejeito por espessamento.

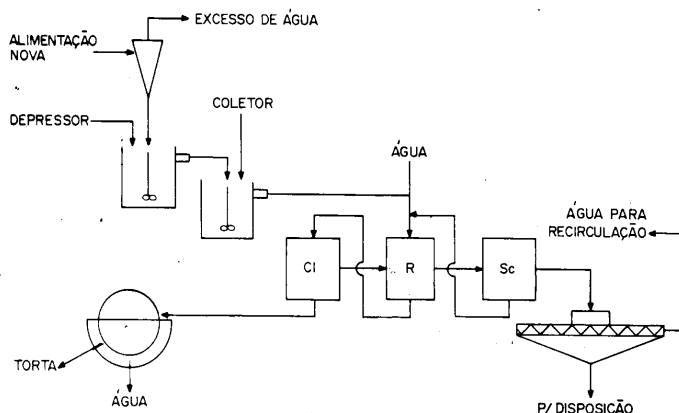


Figura 10.16 –Esquema de um circuito completo de flotação.

Circuito Típico de Beneficiamento de Minério de Ferro

Os minérios de ferro brasileiros se chamam itabiritos e são constituídos de hematita e quartzo, associados ainda a limonitas e argilo-minerais. A flotação dos finos resulta num produto denominado *pellet feed*. É uma operação barata e conveniente e fornece concentrados de excelente qualidade.

A prática usual é fazer o que se chama flotação reversa que consiste em flotar o mineral de ganga, quartzo, e deprimir o mineral de minério, hematita. Isto porque a hematita é mais abundante, o que dificulta a sua remoção na espuma - a grande quantidade de hematita na espuma arrastaria, mecanicamente, uma certa quantidade de quartzo. Além disso, a hematita é pesada e teria que ser moída mais finamente para poder flutuar com a espuma.

A Figura 10.17 apud da Luz e Almeida⁽⁵⁾, mostra o fluxograma da usina de beneficiamento da Samarco. Os autores citados usam a seguinte terminologia: "desbastadora" = *rougher*, "limpadora" = *cleaner*, "recuperadora" = *scavenger*. A adoção de colunas de flotação para esta operação parece ser uma tendência irreversível da indústria brasileira, como será evidenciado no capítulo XI.

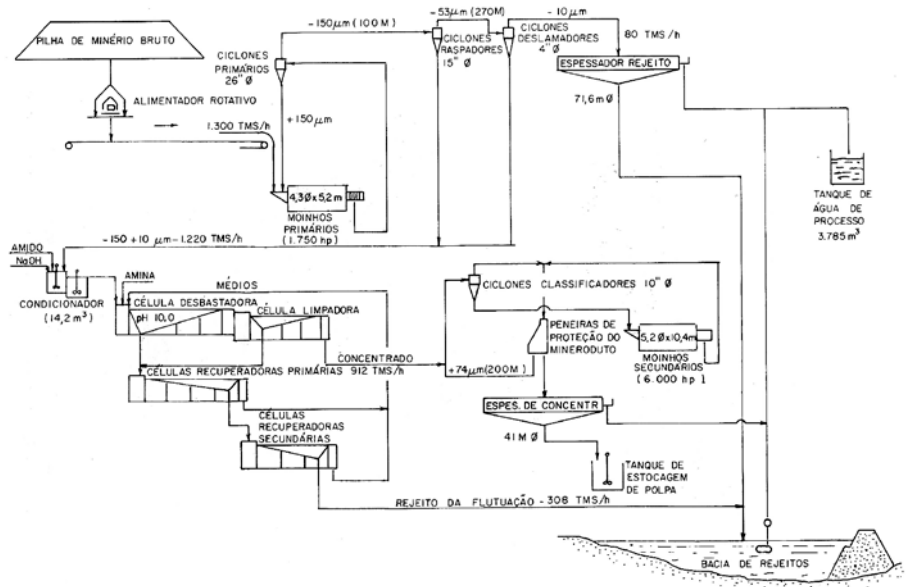


Figura 10.17 - Fluxograma de uma linha de processo de usina de concentração da Samarco.

Circuito Típico de Beneficiamento de Fosfato

Os minérios brasileiros de fosfato têm como mineral de minério a apatita e como minerais de ganga, calcita, magnetita, micas e argilas. O circuito de beneficiamento deve portanto prever a moagem até a malha de liberação (geralmente em torno de 65 malhas *Tyler*), a eliminação da magnetita por separação magnética e a flotação da apatita. A presença de lamas afeta significativamente a recuperação do fosfato (expressa em termos de % P_2O_5); por isso os circuitos de usinas brasileiras têm operações de deslamagem mais ou menos complexas. Um esquema ilustrativo do fluxograma de flotação da Serrana/Mina Araxá pode ser encontrado em da Luz, Almeida e Schnellrath et al.^(5 e 8). Também nesta usina, as colunas de flotação substituíram as células convencionais.

Circuito Típico de Beneficiamento de Carvão

No caso especial do beneficiamento de carvão deve-se ter em mente três aspectos de extrema importância:

o beneficiamento do carvão é prioritariamente feito por métodos densitários, que são muito mais baratos que a flotação e podem manusear partículas grossas, impossíveis de serem tratadas por flotação;

a operação de flotação, num circuito de beneficiamento de carvão, é uma operação auxiliar, cujo objetivo é apenas aumentar a recuperação ou, então, impedir que as frações finas não tratadas densitariamente causem poluição;

dados o baixo custo de carvão e o fato de ser uma mera operação auxiliar, a flotação tem que ser barata.

Por tudo isso, o circuito costuma ser extremamente simples. Usualmente⁽⁴⁾ há apenas um estágio *rougher*; raramente se usa um estágio adicional. Acresce o fato de que a flotação do carvão é feita em diluições extremamente altas, o que acarreta a necessidade de um grande volume de células. Introduzir uma etapa adicional significa duplicar o volume de células.

Finalmente, é necessário mencionar que a prática da indústria carbonífera costuma fazer por métodos gravíticos operações que poderiam ser feitas por flotação, como o caso da depiritização, que preferencialmente é feita em ciclones autógenos (*water only cyclones*) ou em mesas vibratórias. Um fluxograma ilustrativo do beneficiamento de carvão por flotação pode ser encontrado em da Luz e Almeida.⁽⁵⁾

Circuito Típico de Beneficiamento de Sulfetos

O sulfetos metálicos têm um comportamento na flotação muito semelhante. Existem então duas técnicas operacionais para separá-los dos minerais de ganga e para separá-los entre si:

a flotação seletiva condiciona cada sulfeto individualmente e o flota, para depois condicionar e flotar o subsequente;

a flotação *bulk* flota todos os sulfetos em conjunto e depois deprime seletivamente um por um.

Esta segunda opção tem uma vantagem econômica, uma vez que a massa a ser tratada após a flotação *bulk* é muito menor, resultando uma economia considerável em equipamentos. Entretanto, nem sempre é possível utilizá-la, porque a coleta dos sulfetos pode ser tão enérgica que se torna impossível descoletá-los. Isto é especialmente verdadeiro para a blenda.

Um fluxograma ilustrativo da flotação seletiva de sulfetos é apresentado em da Luz, Almeida, e Sampaio et al.^(5 e 9)

INSTALAÇÕES

O dimensionamento de células e condicionadores é feito a partir do tempo de residência necessário para se obter o resultado desejado. Para medir esse tempo são feitos ensaios cinéticos ou então é feita a operação contínua em usina piloto e otimizado esse tempo. Alternativamente, podem ser usados parâmetros obtidos em ensaios descontínuos, mas para sua utilização correta é necessário introduzir fatores de escala.

Para escolher condicionadores, conhecida a vazão de polpa e o tempo de condicionamento, calcula-se o volume necessário. Lembrando que altura e diâmetro são iguais, fica fácil calcular o diâmetro necessário, e, a partir da Tabela 10.3, escolher o modelo imediatamente superior.

Tabela 10.3 - Condicionadores: dados para seleção preliminar.

| Tamanho do Tanque | Dimensões | | | Peso |
|-------------------|-----------|----------|-------|---------------|
| dia x prof. | Altura | Diâmetro | H.P. | Aprox. em lbs |
| 3' x 3' | 3'-2" | 3'-0" | 1 | 561 |
| 4' x 4' | 4'-3" | 4'-0" | 1 1/2 | 680 |
| 5'x5' | 5'-5" | 5'-0" | 3 | 762 |
| 6'x6' | 6'-3" | 6'-0" | 5 | 1.183 |
| 7'x7' | 7'-3" | 7'-0" | 5 | 1.216 |
| 8'x8' | 8'-1" | 8'0" | 7 1/2 | 2.098 |
| 10'x10' | 10'-1" | 10'-0" | 7 1/2 | 2.870 |
| 12'x12' | 12'-1" | 12'-0" | 10 | 3.888 |
| 14'x14' | 14'-2" | 14'-0" | 15 | 4.968 |
| 16'x16' | 16'-2" | 16'-0" | 20 | 6.345 |
| 18'x18' | 18'-2" | 18'-0" | 20 | 7.729 |
| 20'x20' | 20'-2" | 20'-0" | 25 | 8.886 |
| 24'x20' | 24'-3" | 24'-0" | 30 | 9.350 |
| 28'x24' | 28'-4" | 28'-0" | 50 | 13.073 |
| 30'x24' | 30'-5" | 30'-0" | 60 | 16.750 |
| 35'x30' | 35'-5" | 35'-0" | 75 | 22.430 |

Para escolher células procede-se da mesma maneira, usando, por exemplo, a Tabela 10.4, apenas lembrando que:

ar ocupa volume dentro da célula, geralmente em torno de 15% do volume de polpa;

os dados dos fabricantes de equipamento podem, ou não, se referir ao volume útil da célula, isto é, descontar o volume ocupado pelo rotor, estator, eixo e demais componentes. É preciso conferir em cada caso. A Tabela 10.4 mostra as características das células mais conhecidas;

conforme mencionado no item circuitos de beneficiamento, é necessário fornecer o número mínimo de células em cada banco para garantir a flotação completa do mineral útil (Tabela 10.1).

Tabela 10.4 - Dados de projeto de células de flotação.

| Nome Comercial | Modelo | Dimensões do Tanque | | | Fluxo de Ar | | Rotor | |
|-------------------|---------|------------------------------------|-------------------------------------|-----------------------------|---|--------------------------|---------------|-------------|
| | | Volume da Célula m ³ | Área Sup. nominal m ² | Profundidade da Célula m | Fluxo m ³ ar / min. m ³ polpa | Ventoinha Neces-sária | Diâmetro m | Motor kW |
| Denver Sub - A | 8 | 0,08 | 0,20 | 0,41 | | não | 0,20 | 1,10 |
| | 15 | 0,34 | 0,44 | 0,76 | | não | 0,30 | 2,20 |
| | 18SP | 0,68 | 0,74 | 0,86 | | não | 0,41 | 3,70 |
| | 24 | 1,42 | 1,33 | 1,02 | | não | 0,56 | 5,60 |
| | 30 | 2,83 | 2,24 | 1,22 | | não | 0,69 | 7,50 |
| | 180 | 5,10 | 3,62 | 1,63 | | não | | 15,00 |
| | 300 | 8,50 | 5,00 | 1,83 | | não | | 22,00 |
| | 500 | 14,16 | 7,66 | 1,98 | | não | | 30,00 |
| Denver D-R | 8 | 0,08 | 0,20 | 0,58 | 5,00 | sim | 0,20 | 2,20 |
| | 15 | 0,28 | 0,43 | 0,91 | 2,50 | sim | 0,30 | 3,70 |
| | 18SP | 0,71 | 0,74 | 1,07 | 2,00 | sim | 0,46 | 7,50 |
| | 24 | 1,41 | 1,33 | 1,22 | 1,70 | sim | 0,56 | 11,00 |
| | 100 | 2,83 | 2,48 | 1,42 | 1,40 | sim | 0,61 | 11,00 |
| | 180 | 5,10 | 3,34 | 1,88 | 1,00 | sim | 0,69 | 15,00 |
| | 300 | 8,90 | 5,00 | 2,13 | 0,90 | sim | 0,84 | 22,00 |
| | 5,00 | 14,16 | 7,25 | 2,29 | 0,80 | sim | 0,84 | 30,00 |
| | 1275 | 36,11 | 14,74 | 3,00 | 0,60 | sim | 1,27 | 56,00 |
| Outokumpu | OK-0,5 | 0,50 | 0,56 | 0,70 | 1,0-2,0 | sim | 0,31 | 2,75 |
| | OK-1,5 | 1,50 | 1,24 | 1,00 | 0,7-1,4 | sim | 0,40 | 5,50 |
| | OK-3 | 3,00 | 2,24 | 1,26 | 0,6-1,3 | sim | 0,50 | 7,50 |
| | OK-5 | 5,00 | 3,46 | 1,48 | 0,6-1,3 | sim | 0,50 | 11,00 |
| | OK-8 | 8,00 | 5,06 | 0,50 | 0,5-1,2 | sim | 0,65 | 15,00 |
| | OK-16 | 16,00 | 7,94 | 1,71 | 0,4-0,9 | sim | 0,75 | 30,00 |
| | OK38 | 38,00 | 12,89 | 2,18 | 0,3-0,6 | sim | 0,90 | 55,00 |
| | OK-50 | 50,00 | 14,91 | 3,15 | 0,3-0,6 | sim | 1,05 | 90,00 |
| | OK-60 | 60,00 | 21,56 | 3,10 | 0,2-0,50 | sim | 1,05 | 90,00 |
| Dorr-Oliver | DO-3,5 | 0,10 | 0,20 | 0,50 | | sim | 0,14 | |
| | DO-10 | 0,30 | 0,42 | 0,66 | | sim | 0,18 | 1,10 |
| | DO-25 | 0,70 | 0,81 | 0,86 | | sim | 0,26 | 2,20 |
| | DO-50 | 1,40 | 1,44 | 0,97 | | sim | 0,34 | 4,00 |
| | DO-100 | 2,80 | 2,31 | 1,22 | 1,00 | sim | 0,43 | 5,50 |
| | DO-150 | 4,20 | 3,24 | 1,53 | | sim | 0,42 | 7,50 |
| | DO-300 | 8,50 | 5,24 | 1,88 | 0,80 | sim | 0,49 | 11,00 |
| | DO-600 | 17,00 | 8,73 | 2,46 | 0,70 | sim | 0,65 | 22,00 |
| | DO-1000 | 28,00 | 11,22 | 2,89 | 0,60 | sim | 0,65 | 30,00 |
| | DO-1350 | 38,00 | 13,64 | 3,22 | 0,50 | sim | 0,74 | 37,00 |
| | DO-1550 | 44,00 | 15,68 | 3,22 | 0,50 | sim | 0,90 | 45,00 |
| | DO-2500 | 70,00 | 20,90 | 3,96 | 0,50 | sim | 0,92 | 56,00 |
| Maxwell | MX 4 | 1,13 | 1,17 | 1,22 | | sim | 0,31 | 2,25 |
| | MX 6 | 4,25 | 2,63 | 1,83 | 0,33 | sim | 0,46 | 3,75 |
| | MX 8 | 9,91 | 4,67 | 2,44 | 0,21 | sim | 0,61 | 7,50 |
| | MX 10 | 19,80 | 7,30 | 3,05 | 0,21 | sim | 0,76 | 15,00 |
| | MX 12 | 34,00 | 9,79 | 3,66 | 0,17 | sim | 0,92 | 22,00 |
| | MX 14 | 56,60 | 14,30 | 4,27 | 0,17 | sim | 1,07 | 30,00 |

Continuação Tabela 10.4

| Nome Comercial | Modelo | Dimensões do Tanque | | | Fluxo de Ar | | Rotor | |
|----------------|-----------|------------------------------------|-------------------------------------|-----------------------------|--|----------------------|---------------|-------------|
| | | Volume da Célula m ³ | Área Sup. nominal m ² | Profundidade da Célula m | Fluxo $\frac{\text{m}^3 \text{ ar}}{\text{min}}$ $\frac{\text{m}^3 \text{ polpa}}{\text{min}}$ | Ventoinha Necessária | Diâmetro m | Motor kW |
| Sala | AS 1,4 | 1,40 | 1,52 | 0,87 | 0,90 | sim | 0,55 | 5,50 |
| | AS 3,3 | 3,30 | 3,03 | 1,06 | 0,80 | sim | 0,77 | 11,00 |
| | AS4,5 | 4,50 | 3,03 | 1,51 | 0,80 | sim | 0,77 | 11,00 |
| | AS 6 | 6,00 | 4,55 | 1,28 | 0,80 | sim | 0,95 | 18,50 |
| | AS 7,5 | 7,50 | 4,55 | 1,63 | 0,70 | sim | 0,95 | 18,50 |
| | AS 9 | 9,00 | 6,07 | 1,44 | 1,00 | sim | 1,10 | 22-30 |
| | AS 14 | 14,00 | 7,90 | 1,79 | 0,60 | sim | 1,10 | 22-30 |
| Wemco 1 + 1 | 44 | 0,57 | 1,25 | 0,51 | 1,00 | não | 0,22 | 3,00 |
| | 55 | 1,10 | 2,02 | 0,61 | 1,00 | não | 0,28 | 5,50 |
| | 66 | 1,70 | 2,55 | 0,69 | 1,00 | não | 0,32 | 7,50 |
| | 66D | 2,80 | 2,55 | 1,19 | 0,90 | não | 0,41 | 11,00 |
| | 84 | 4,20 | 3,41 | 1,35 | 0,60 | não | 0,41 | 11,00 |
| | 120 | 8,50 | 6,97 | 1,35 | 0,80 | não | 0,56 | 22-00 |
| | 144 | 14,20 | 10,00 | 1,60 | 0,80 | não | 0,66 | 30-00 |
| | 164 | 28,30 | 12,60 | 2,36 | 0,70 | não | 0,76 | 45-55 |
| | 190 | 42,50 | 17,20 | 2,67 | 0,70 | não | 0,89 | 75-93 |
| Agitair | 24x10 | 0,25 | 0,37 | 0,69 | 2,20 | sim | 0,32 | 1,90 |
| | 36x22,5 | 0,64 | 0,84 | 0,76 | 1,78 | sim | 0,45 | 2,80 |
| | 48x40 | 1,13 | 1,49 | 0,76 | 1,88 | sim | 0,67 | 5,50 |
| | 60x60 | 1,78 | 2,32 | 0,76 | 2,08 | sim | 0,69 | 7,50 |
| | 78x200 | 5,65 | 3,92 | 1,45 | 1,00 | sim | 0,76 | 11,00 |
| | 90Ax300 | 8,50 | 5,24 | 1,73 | 0,80 | sim | 0,76 | 22,00 |
| | 102Ax500 | 14,16 | 7,51 | 2,01 | 0,70 | sim | 1,02 | 30,00 |
| | 144Ax1000 | 28,30 | 11,80 | 2,24 | 0,60 | sim | 0,76 | 45,00 |
| | 165Ax1500 | 42,48 | 15,40 | 2,95 | 0,60 | sim | 1,14 | 56,00 |

A unidade de flotação é essencialmente uma unidade de transporte de massa: recebe uma polpa de alimentação e a separa em dois ou mais produtos que são expelidos para fora do sistema ou, então, recirculados internamente. Há também a entrada de água e reagentes.

O *lay-out* da unidade deve, portanto, procurar facilitar ao máximo a circulação desses materiais. Como as vazões de deprimido costumam ser maiores que as de espuma, é conveniente tentar escoá-las por gravidade. Por outro lado, o bombeamento de espumas é problema bastante sério, o que recomenda evitá-lo ou ao menos minimizá-lo.

O desaguamento dos concentrados de flotação é feito em filtros de disco. Em muitos casos, a espuma está tão seca, que pode ser alimentada diretamente no filtro. Para materiais como o carvão, em que o transporte da espuma é especialmente difícil, é muito freqüente instalar os filtros em um pavimento inferior ao da flotação, de modo que o transporte possa ser feito por gravidade.

Os equipamentos são leves em sua imensa maioria, ou pelo menos os seus elementos construtivos o são, de modo que a manutenção fica facilitada e dispensa a instalação de pontes rolantes. Também a estrutura do prédio se torna bastante leve.

A drenagem da usina é feita por canaletas no piso inferior. Sua inclinação deve ser de 3% para facilitar o escoamento. As canaletas devem conduzir a uma caixa de acumulação, de modo a não se perder o material derramado na usina.

As unidades de preparação de reagentes também devem ser colocadas em cota superior à da unidade de flotação.

A estocagem de reagente é feita geralmente em armazém separado. As quantidades necessárias para o consumo diário ou do turno são trazidas para a seção de preparação e aí diluídas.

Para a execução de projetos, ou mero dimensionamento de equipamentos, é bom ter em mente as seguintes regras, já vistas ao longo do texto:

tempo de residência: quando se passar de ensaios descontínuos (*batch*) para escala contínua, é necessário multiplicar o tempo de residência por 2. Se o tempo de residência foi medido em circuito contínuo, como usina piloto ou industrial, mantém-se o mesmo tempo ou, então, ligeiramente menor;

volume útil da célula: é usualmente de 65 a 75% do volume nominal, devido ao volume ocupado pelo rotor, estator, canos, defletores, etc. É importante ter o cuidado de verificar, de cada vez, se as informações prestadas pelo fabricante de equipamentos se referem ao volume nominal ou ao volume útil;

volume de ar: varia entre 5 e 30% do volume de polpa. O valor típico, assumido sempre que não haja informações mais precisas, é de 15%;

número mínimo de células por banco: cada material exige um número mínimo de células para impedir o curto-circuito do material flotável. É preciso consultar as tabelas, antes de definir o número de células da bancada;

porcentagem de sólidos e nível da célula: os circuitos cleaner trabalham sempre com porcentagem de sólidos menor que o circuito rougher, para aumentar a seletividade da separação. O nível da célula é mantido sempre baixo para evitar derramamento de polpa e dar mais tempo para a espuma escorrer. O tempo de residência deve ser, pelo menos, igual ao do rougher. Não há necessidade de utilizar bancos tão longos como os do rougher. Já nas células scavenger, trabalha-se com baixa porcentagem de sólidos e o nível da célula bem alto, derramando polpa na calha de espuma;

padronização das células: sempre que possível é interessante padronizar os tamanhos das células dos diversos bancos. Isto acarretará principalmente a economia de peças de reserva e facilitará o trabalho de manutenção.

REAGENTES DE FLOTAÇÃO

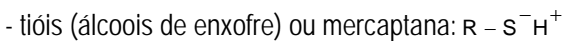
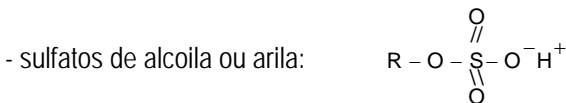
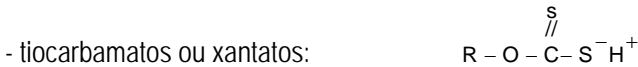
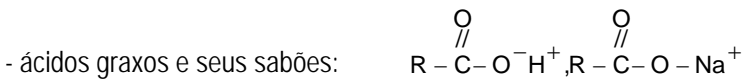
Coletores

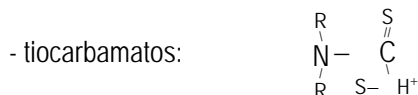
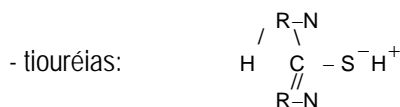
Os coletores têm uma estrutura molecular característica, composta de uma porção de natureza molecular (covalente) e outra de natureza polar (iônica). A porção polar pode apresentar diversas funções e a porção covalente é sempre uma cadeia orgânica, de comprimento variável, podendo ser ramificada e até mesmo cíclica.

Em solução, os coletores têm a sua porção polar ionizada. A porção molecular (não-polar) não é ionizável e, devido às características elétricas das ligações covalentes, tem maior afinidade pela fase gasosa que pela líquida. Havendo no sistema uma interface sólido-gás (a interface das bolhas de ar sopradas para dentro da célula), a molécula do coletor tenderá a se posicionar nessa interface, orientada de modo que a sua porção não-polar esteja em contato com o gás e a porção iônica em contato com a água.

Os espumantes são estruturalmente semelhantes aos coletores. O que os distingue é que para uma substância ser considerada um coletor, essa deve ser capaz de aderir à superfície mineral (o que não ocorre com os espumantes), capacidade que é dada pela porção polar da molécula. As funções orgânicas do radical polar dos coletores, capazes de fazê-lo aderir à superfície do mineral, serão rapidamente examinadas em seguida.

Os coletores são distinguidos, em função da sua carga iônica, em aniônicos e catiônicos. Este último grupo se restringe às aminas. Os coletores aniônicos se subdividem, de acordo com a função química correspondente, em:





Existem regras gerais a respeito do comportamento dos coletores:

a primeira delas relaciona o comprimento da cadeia molecular com a hidrofobicidade do reagente (medida pelo ângulo de contato de uma bolha de ar);

a segunda é que as cadeias normais são mais fracas que as cadeias isômeras ramificadas.

A Tabela 10.5 mostra a aplicação dessas regras para os xantatos.

Tabela 10.5 - Propriedades coletoras X cadeia orgânica

| Radical | Número de Carbonos | Ângulo de Contacto |
|-----------|--------------------|--------------------|
| metil | 1 | 50° |
| etil | 2 | 60° |
| propil | 3 | 68° |
| butil | 4 | 74° |
| iso-butil | 4 | 78° |
| amil | 5 | 80° |
| iso-amil | 5 | 86° |
| hexil | 6 | 87° |
| heptil | 7 | 90° |
| octil | 8 | 94° |
| cetil | 16 | 96° |

A energia de adsorção do coletor aumenta no mesmo sentido. Aumentando esta energia, diminui-se a seletividade da coleta. A solubilidade diminui com o comprimento da cadeia carbônica e, via de regra, o preço do reagente aumenta.

O enxofre dentro do radical polar é mais hidrofóbico que o oxigênio. Assim, para cadeias semelhantes, ao se passar do monocarbonato para o xantato, o reagente passa a apresentar propriedades coletoras. Substituindo o oxigênio remanescente por outro enxofre teremos um tritiocarbonato, que é um coletor ainda mais enérgico.

Alguns coletores, como os sabões de ácidos graxos e as aminas, apresentam poder espumante, que tende a aumentar com o comprimento da cadeia não-polar. À primeira vista, esse caráter espumante pode parecer benéfico pela economia de um reagente mas, na realidade, em muitos casos ele se revela prejudicial, pois elimina a possibilidade de se controlar a espuma independentemente.

Certos minerais como grafite, enxofre nativo, talco e carvões betuminosos são naturalmente hidrofóbicos. Os reagentes utilizados nestes casos são óleos minerais e derivados da destilação do carvão ou então, simplesmente meros espumantes. Tais reagentes não são coletores no sentido correto e literal do termo.

Misturas de coletores revelam uma ação sinérgica, de modo que o efeito da mistura é superior à soma dos efeitos de cada coletor. Óleos adicionados em mistura com o coletor (*extenders*) costumam reforçar a sua ação coletora ou então aumentar a seletividade.

Ácidos graxos e seus sabões

São coletores de minerais salinos, minerais oxidados e não-metálicos. Os reagentes utilizados têm comprimento de cadeia entre 8 e 12 carbonos, pois abaixo de 8 as propriedades coletoras são muito fracas e acima de 12 a solubilidade é muito baixa. No Brasil, são amplamente usados na flotação de fosfatos e fluorita.

Industrialmente usam-se óleos naturais, como por exemplo o *tall oil* (que é um subproduto da fabricação do papel), óleo de arroz, óleo de mamona e óleos comestíveis brutos. Todos estes óleos são misturas de ácidos graxos; por isso, dependendo da seletividade desejada, podemos encontrar problemas. Outrossim, alguns óleos solidificam-se na estação fria, dificultando a sua dosagem e adição ao circuito industrial.

O principal constituinte do *tall oil* é o ácido oléico. Estão presentes ainda os ácidos linolênico, linoléico e ácidos resinicos. O óleo de arroz apresenta maior teor de ácidos saturados (que são coletores mais fracos) e o seu ponto de solidificação é mais elevado. O óleo de mamona tem teor elevado de ácido resinoléico.

Estes coletores trabalham em meio alcalino ou então, saponificados. A temperatura tem que ser elevada ou a solubilidade diminui muito. Na estação fria é necessário usar aquecedores ou emulsionar o coletor; o Emigol é muito usado para esta aplicação.

A Hércules oferece os ácidos graxos marca Pamak® e Pamolyn®. O Pamak® é um produto da destilação do *tall oil* cru e o Pamolyn® 100 e 200 são, respectivamente, ácidos oléico e linoléico de alta pureza.

A Cyanamid oferece a série Aero 700 Promoter®, que abrange os 710, 723 e 765, respectivamente, um sabão de *tall oil* cru, *tall oil* refinado e ácido graxo altamente refinado.

A Clariant também fornece ácidos graxos, naturais ou de síntese, possuindo uma grande variedade de reagentes desta família.

Xantatos

Os tiocarbonatos ou xantatos são sais do ácido xântico, universalmente utilizados para a flotação de sulfetos e metais nativos. Podem ser empregados na flotação de alguns minerais oxidados após a sulfetação da superfície do mineral. São sais amarelos, solúveis em água e estáveis em solução. Não podem ser usados em meio ácido pois ocorre hidrólise. Este inconveniente foi superado com a introdução de outra classe de coletores, que são os dixantatos: ROOSS-SSCOR, obtidos por oxidação dos xantatos e que têm o nome comercial de MINEREC®.

Os xantatos exibem maior poder coletor e maior seletividade que os ácidos graxos de mesmo comprimento de cadeia. Estas propriedades, aliadas ao seu baixo preço e à sua solubilidade em água, foram a razão do seu sucesso comercial e, do ponto de vista histórico, contribuíram decisivamente para a implantação definitiva da flotação como operação unitária de tratamento de minérios.

O metil xantato é um coletor fraco e só coleta minerais previamente ativados. O poder coletor aumenta com o comprimento da cadeia carbônica até o octil xantato e a partir daí se estabiliza. Na prática industrial, usam-se soluções diluídas a 10% e os consumos variam entre 5 e 100g/t. Os produtos à venda no comércio contém misturas de xantatos diferentes e produtos da sua decomposição. O Anexo I indica, sob a forma de tabela, a formulação básica dos xantatos comerciais.

A coleta dos xantatos é de terceira espécie, demandando uma reação química de cinética baixa, e portanto o tempo de condicionamento é longo. É freqüente adicioná-los no circuito de moagem, de modo a prover o tempo de contato necessário e também prover superfície fresca (não oxidada) do sulfeto, superfície essa gerada na moagem, para ser imediatamente coletada pelo reagente.

Sulfatos de alcoíla ou arila

São reagentes obtidos por sulfatação de álcoois crus extraídos de produtos naturais. Os mais conhecidos são:

- *turkey red oil* - éster de ácido sulfúrico e um glicerídeo;

- óleo de mamona (*castor oil*);

- Emulsol[®], nome comercial da GAF para um grupo de ésteres de ácido sulfúrico e diferentes álcoois;
- Duponoles[®], marca da Dupont para os sulfatos dos álcoois octílico, laurílico, octodecanílico e outros.
- Flotador AT[®], marcas dos sulfatos da Clariant.

Estes reagentes competem com os ácidos graxos nas mesmas aplicações. Podem flotar sulfetos, mas a sua eficiência é menor e o seu consumo maior que os dos xantatos. A sua grande vantagem reside no fato de que a sua dessorção é mais fácil, o que pode vir a ser conveniente em flotações *bulk*. Podem também ser utilizados em circuitos ácidos. Alguns produtos têm propriedades espumantes e servem para a peptização de lamas finas.

Sulfonatos

Tudo o que foi dito para os sulfatos de arila ou alcoila vale para os sulfonatos: estruturalmente, a única diferença entre as duas funções é a presença de um oxigênio na cadeia:



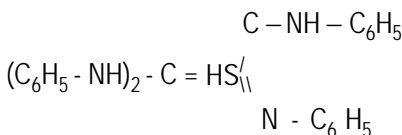
Os reagentes oferecidos pela Cyanamid são os Aero[®] 8012, 825, 830, 845 e 889 R. A Clariant oferece a marca Flotador S[®].

Mercaptanas

São álcoois em que o oxigênio foi substituído por um enxofre. O radical pode ser alquila ou arila e freqüentemente é utilizado o sal correspondente. São coletores seletivos para sulfetos de cobre e zinco e bons coletores para minerais oxidados. O seu cheiro é desagradável, o que tem limitado o seu uso.

Tiouréias

O único reagente digno de menção é a difeniltiouréia (tiocarbanilida):



É excelente coletor para a galena, seletivo em relação à pirita. Deve ser adicionado no circuito de moagem, em solução de ortotoluidina, pois seu sal é pouco solúvel.

Aerofloat®

É uma marca da Dow Chemical para designar os ditiósfatos, ésteres secundários do ácido ditiósfórico. A tabela contida no Anexo II, apud Sutulov⁽⁶⁾, mostra os produtos comerciais e seus usos principais. O número designativo do produto deveria significar a porcentagem de P_2S_5 utilizada na reação de formação do composto, mas este critério nem sempre é obedecido.

São líquidos de pouca solubilidade em água. Necessitam condicionamento ou então são adicionados no circuito de moagem. O seu poder coletor cresce com o aumento da porcentagem de P_2S_5 e, portanto, com a sua numeração. Tem menor poder que os xantatos e, por isto, são utilizados em quantidades ligeiramente maiores - 25 a 125g/t - e são mais afetados pelos depressores que os outros reagentes, o que pode ser muito importante em termos de flotação diferencial. Podem ser empregados em circuitos ácidos. Muitas vezes são usados em misturas com xantatos.

Os Aerofloat® 15 a 31 são líquidos e contém ácido cresílico, o que lhes confere propriedades espumantes. Os 241 e 242 são sais dos Aerofloat® 15 e 25 e, portanto, solúveis em água. Os 208, 211, 238 e 249 também são sais solúveis em água mas não tem propriedades espumantes. Os 3477 e 3501 são ditiósfatos de sódio (respectivamente diisobutil e diisoamil), produtos de desenvolvimento mais recente.

Os Aerofloat® são utilizados em soluções a 10%.

Tiocarbamatos

Têm propriedades coletoras e emprego análogo aos xantatos, competindo com esses nas aplicações. Seu preço porém é mais elevado.

Outros coletores aniônicos

Além dos já descritos, são citados na literatura⁽⁷⁾ a difeniltiocarbazida, $(C_6H_5NH.NH)_2C=S$, coletor seletivo de sulfetos de níquel e cobre na presença de sulfetos de cobre e ferro; o etilenotionocarbonato (Z200® da Dow Chemical), coletor de sulfetos de cobre de minerais ativados por cobre, seletivo em relação à pirita; e o MBTA, mercaptobenzotiazol, marcas R 404® e R 425® da Cyanamid, coletor de minérios oxidados de chumbo e cobre.

A Clariant oferece os fosfonatos Flotisor® PI84 e PI85 para flotação de cassiterita. Ela oferece também ésteres do ácido fosfórico, hidroxamatos, sulfosuccinatos e succinamatos para aplicações específicas.

Coletores catiônicos

Os coletores catiônicos são as aminas e seus acetatos. São coletados eletricamente por um mecanismo de primeira espécie e, em consequência, são adsorvidos e desorvidos fácil e rapidamente. Em decorrência disso, são menos seletivos que os coletores aniônicos e mais afetados por modificadores de coleta. Sua aplicação típica é na flotação de não-metálicos, tais como o quartzo (no beneficiamento do itabirito), silicatos, aluminossilicatos e vários óxidos, talcos, micas etc.

A variável operacional mais importante é o pH, seguindo-se-lhe o efeito nocivo das lamas. Aumentando o comprimento da cadeia carbônica, aumentam as propriedades coletoras e diminui a solubilidade. Minerais facilmente flotáveis usam aminas de 8 a 15 carbonos e minerais difíceis precisam de aminas de até 22 carbonos.

Os produtos são sempre adquiridos através de marcas comerciais. As tabelas do Anexo III e IV mostram as características de alguns produtos.

Os produtores mais importantes são a Sherex e a Hoechst. A Hércules fornece dois produtos cujo componente ativo é a dehidroabietilamina (*rosin amine*), Aminas D e 750, que diferem principalmente no conteúdo de amina.

A Cyanamid oferece os reagentes Aeromine® 3035 e 3037 Promoters e Aero® 870 Promoter.

A Clariant oferece as marcas Phosokresol® e Hostaflot®, além da série Flotigam® (aminas de coco, sebo, estearilamina e oleilamina). Oferece ainda aminas graxas etoxiladas que servem como emulsificantes de aminas livres.

A Sherex, sucessora da Ashland, oferece duas linhas tradicionais: Arosurf® e Adogen®.

A CECA oferece monoaminas (marca Noram®), diaminas (Dinoram®), poliaminas (Tinoram® e Polyram®), acetatos e aminas etoniladas.

Espumantes

Os espumantes utilizados na flotação são compostos orgânicos heteropolares, cuja estrutura é portanto parecida com a dos coletores. A diferença reside no caráter funcional do grupo polar: o radical dos coletores é quimicamente ativo e capaz - em princípio - de

interagir elétrica ou quimicamente com a superfície do mineral a ser coletado. Já os espumantes têm um radical liofílico de grande afinidade pela água. Esta diferença funcional determina o comportamento dos dois grupos de reagentes: enquanto os coletores tendem a migrar para a interface sólido-gás, os espumantes se dirigem para a interface líquido-gás.

Os espumantes utilizados são álcoois alquílicos ou arílicos (radical hidroxila), certos aldeídos orgânicos (radical carboxila), certos aldeídos e acetonas (radical carbonila), aminas (radical NH_2) e nitrilos (radical CN).

As propriedades espumantes aumentam com o comprimento da cadeia não-polar até 7-8 carbonos e depois decaem, aparentemente devido à queda da solubilidade do reagente. A solubilidade é determinada pela porção polar da molécula - em geral procura-se escolher radicais que não tenham afinidade pela superfície do mineral a flotar, para evitar interferências com a coleta. Espumantes carboxílicos e aminicos são evitados por esta razão.

Produtos naturais

O óleo de pinho é um espumante de uso tão generalizado que o seu aroma é associado à própria operação da flotação. É um produto natural contendo diversos compostos, muitos dos quais não perfeitamente identificados, com predominância de terpinóis ($\text{C}_{10}\text{H}_{17}\text{OH}$), alfa, beta e gama. É compatível com a maioria dos coletores e tem baixo preço. Tem caráter ligeiramente alcalino e é usado de preferência em circuitos alcalinos.

A marca de óleo de pinho oferecida pela Hércules é o Yarmor® F. Este fabricante oferece ainda os flotóis, que são óleos de pinho com teores controlados de terpenos.

O ácido cresílico é outro produto natural, e consiste principalmente numa mistura de cresóis isômeros (orto, piro e meta). Os produtos industriais são muito heterogêneos entre si e contém diferentes níveis de contaminantes e de outros compostos. O ingrediente ativo mais importante é o metacresol. Ele espuma bem nas faixas de pH 3,4 a 4,7, 7,5 a 10 e acima de 11,5.

Devido à sua composição complexa apresenta propriedades coletoras. A marca de ácido cresílico fornecida pela Hércules é o Flotigol®.

O óleo de eucalipto e outros óleos essenciais naturais são citados na literatura, mas nunca encontramos casos de sua aplicação.

Produtos de síntese

O metil-isobutil-carbinol (MIBC) é o álcool espumante mais importante em termos de aplicação e fornece uma espuma muito aberta, que permite uma boa drenagem da ganga, favorecendo portanto a seletividade do processo.

Os Aerofroths® são álcoois comercializados pela Cyanamid. Os Aerofroth® 70, 71A, 73 e 77A são álcoois alifáticos de origem natural, com 6 ou mais carbonos em cadeias normais ou ramificadas. O Aerofroth® 65 não é um álcool mas um sal sintético solúvel em água.

Os Dowfroths são ésteres metílicos do propileno-glicol produzidos por síntese e solúveis em água. As cadeias carbônicas são longas e o número designativo do produto representa o peso molecular médio. O seu preço é elevado, mas como não apresentam nenhuma ação coletora, a seletividade da flotação muitas vezes compensa este inconveniente. A Union Carbide também oferece reagentes deste tipo: os Ucon Frothers® 190 e 200.

A Clariant oferece uma série de espumantes denominados Montanol® 300, 350 e 361. O primeiro é a base da série e os demais são misturas dele com outras substâncias. Tratam-se de álcoois sintéticos de elevado peso molecular, preponderantemente ramificados, compreendendo desde o butanol até o decanol e constituídos principalmente do cetil-hexanol (40 a 50%) e de hexanol e heptanol (20 a 30%).

A Hércules fabrica os Flotanóis, que são poliglicóis (Flotanol® C7), éteres de poliglicóis de cadeia longa (F e G) ou de cadeia curta (D13, D14 e D16).

Outro espumante usado é o trietoxibutano, de características semelhantes às do óleo de pinho, usado exclusivamente na África do Sul para a flotação de ouro.

Consumo de espumante

Os níveis médios de consumo são dados a seguir. Para muitos álcoois o poder espumante não é persistente, de modo que se faz necessário adicioná-lo escalonadamente.

| | |
|--------------------------------|---------|
| ácido cresílico | 100 g/t |
| óleo de pinho | 50 g/t |
| MIBC | 40 g/t |
| propileno glicol isoamil éster | 30 g/t |

Reguladores

O critério econômico é preponderante na escolha do reagente e os mais utilizados são: barrilha, soda, cal, ácido sulfúrico e, raramente, ácido clorídrico.

Moduladores da Coleta

São sais metálicos utilizados para ativar ou deprimir as espécies minerais presentes e, assim, tornar a coleta seletiva. O mecanismo da sua atuação depende principalmente do controle do potencial eletrocínético (potencial zeta) da superfície do mineral.

Também são muito usados colóides orgânicos tais como amido, dextrina, tanino, quebracho e lignino-sulfonato.

Outros Reagentes

Além dos coletores, moduladores e reguladores são empregadas substâncias capazes de:

dispersar as lamas: silicato de sódio e carboximetil-celulose;

dissolver o coletor: ácidos fortes como o ácido sulfúrico;

retirar da solução cátions de metais pesados que possam interferir com a flotação - são os reagentes chamados de sequestradores - que devem fornecer compostos insolúveis do cátion indesejado. A Dow Chemical oferece uma linha de reagentes, os Versene®, sais tetrasódio de ácido etilenodiaminotetraácido, que agem como quelantes dos íons de metais pesados. São reagentes caros.

DESENVOLVIMENTOS RECENTES

Os mecanismos envolvidos na operação de flotação e descritos nos itens anteriores podem ser considerados como sendo:

condicionamento dos minerais com os coletores e moduladores da coleta;

aeração da polpa;

captura das partículas a flotar pelas bolhas de ar;

separação da espuma.

Os progressos mais recentes dizem respeito à maneira de fazer a aeração da polpa. Na flotação convencional, em células mecânicas, o ar é aspirado ou soprado para dentro da célula e quebrado em um grande número de pequenas bolhas pela ação conjunta do rotor e estator. Existem duas outras maneiras de fazer essa introdução de ar no sistema:

dispersão de ar, em que o ar é forçado para dentro da polpa através de placas porosas, aspersores, tubos Venturi. Conseguem-se bolhas com diâmetros de 0,5 a 0,1 mm;

ar dissolvido, em que o ar dissolvido na água é despreendido pela súbita despressurização dentro da célula. A água pode ter sido previamente saturada com ar ou outro gás, para melhor desempenho. Outrossim, pode-se proceder à eletrólise da água para gerar bolhas dos gases que a compõem. As bolhas têm diâmetros de 0,03 a 0,12 mm e são geradas diretamente sobre as partículas, resultando um contato bolha-partícula mais eficiente, apesar de mais caro.

As operações com ar dissolvido têm recebido grande atenção dos pesquisadores acadêmicos, mas pouca aplicação industrial. Todos os desenvolvimentos importantes têm-se dado na utilização de células pneumáticas ou de sua versão mais moderna, que é a coluna de flotação.

Células Pneumáticas

Estes equipamentos têm uma vantagem muito grande, que é o fato de não disporem de peças móveis. O ar é injetado para dentro da célula através de uma peça chamada aerador. Trata-se de um tubo ou placa porosa feita de bronze, vidro ou plástico sinterizado, de modo a resultarem em canais de diâmetros controlados. A célula corresponde a um tanque cilíndrico ou de seção quadrada, onde é feita a separação. A Figura 10.18 mostra um equipamento comercial desse tipo, a célula Flotaire®, desenvolvida pela Deister.

Toda a agitação deve ser feita pela ação do ar injetado. Em conseqüência, é de se esperar maior consumo energético. Em contrapartida, as funções de aeração da polpa e separação de espuma não são afetadas pela agitação mecânica, havendo portanto condições mais favoráveis. A literatura aponta vantagens para a flotação de minérios com distribuição granulométrica muito ampla, minerais de elevada densidade e minerais frágeis.

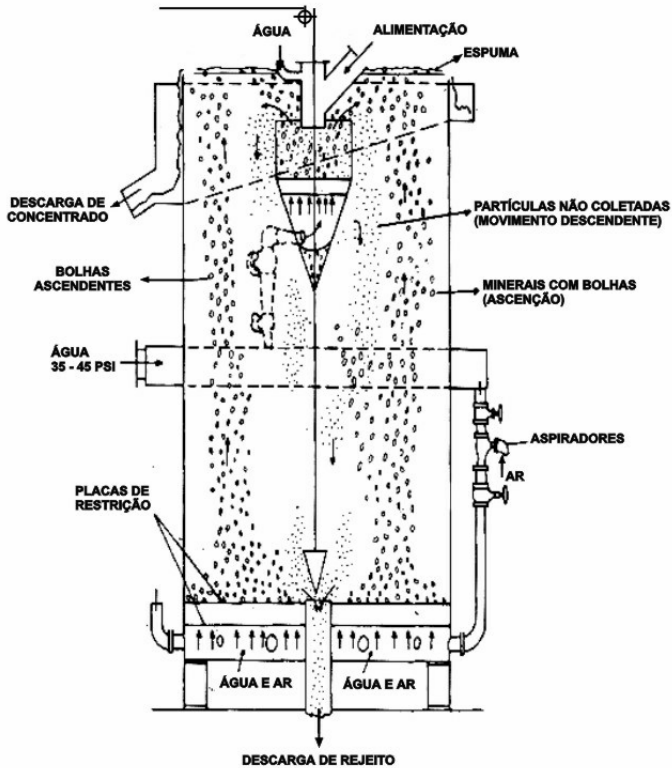


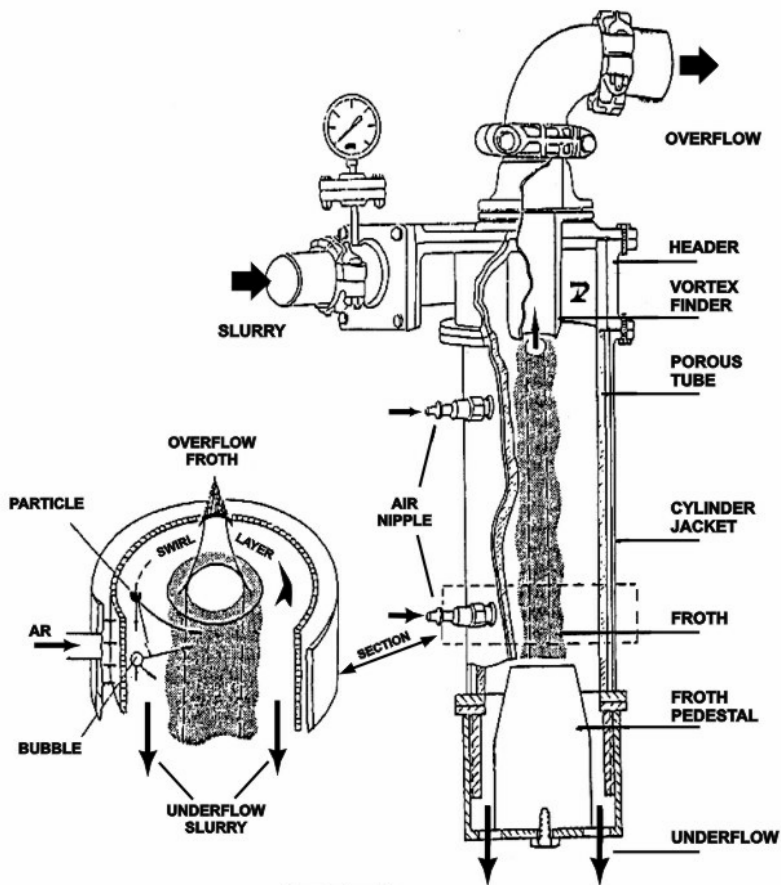
Figura 10.18 - Célula Flotaire® (Deister).

Coluna de Flotação

A flotação em coluna será objeto do Capítulo XI.

"Air-sparged Hydrocyclone"

Esta operação é feita em um ciclone especial, esquematizado na Figura 10.19. A injeção de ar é feita através de uma parede porosa que circunda o corpo do ciclone. As bolhas (de maneira geral, de diâmetro inferior a 0,1 mm) tendem a se mover em direção ao fluxo ascendente que sai pelo *vortex finder*. A alimentação é introduzida tangencialmente ao ciclone. O contato das bolhas de ar com as partículas dá-se no encontro dos dois fluxos: o radial das bolhas e o circular das partículas. As condições para a colisão das partículas e bolhas são portanto favorecidas, bem como a rejeição das partículas não coletadas, no campo centrífugo. As partículas aderidas às bolhas descarregam-se portanto pelo *overflow*, e as partículas não coletadas pelo *underflow*.



Manufactured by
Advanced Processing Technologies, Inc.
Under the License from University of Utah

Figura 10.19 – Air spaired hidroyclone.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) GAUDIN, A.M. *Flotation*. New York: McGraw Hill, 1956.
- 2) YOUNG, P. Flotation machines, *Mining Magazine*, v. 146, n.1, p. 3-16, jan. 1982..
- 3) DENVER Equipment Co. Catálogos de divulgação
- 4) FISCOR, S. Flotation machines. *Coal*, p. 29-48, aug. 1992.
- 5) LUZ, A.B. da, ALMEIDA, S.L.M. *Manual de usinas de beneficiamento*. Rio de Janeiro, CETEM/CNPq, 1989.
- 6) SUTULOV, A. *Flotación de Minerales*. Chile: Universidad de Concepción, 1963.
- 7) SUTTILL. K.R. A technical buyer's guide to mining chemicals. *Engineering and Mining Journal*, p. 23-24, aug. 1991.
- 8) SCHNELRATH, J; CORREIA, J.C.G; GUIMARÃES, R.C.; TEIXEIRA, S.H.A. Serrana/Mina Araxá. In: Usinas de Beneficiamento de Minérios do Brasil, Editores João A. Sampaio, Adão Benvindo da Luz e Fernando F. Lins, p. 345-357, CETEM/2001.
- 9) SAMPAIO, J.A.; CARVALHO, E.A.C.; ANDRADE, D.G. Cobre Caraíba. In: Usinas de Beneficiamento de Minérios do Brasil, Editores João A. Sampaio, Adão Benvindo da Luz e Fernando F. Lins, p. 253-261, CETEM/2001.

GLOSSÁRIO

- célula de flotação - vaso onde é feita a operação unitária de flotação.
- coletor - substância química utilizada na flotação, com a finalidade específica de tornar hidrofóbica a superfície da espécie mineral sobre a qual seja adsorvida.
- condicionamento - operação auxiliar da flotação que tem por objetivo efetuar a adsorção das gotículas de coletor, ativador ou depressor sobre as partículas minerais.
- condicionador - equipamento onde é feita a operação de condicionamento.
- depressor - modulador da coleta, que torna uma das espécies minerais presentes repelente ao coletor.
- dessorção - remoção de produto químico previamente adsorvido na superfície da partícula de modo a permitir o prosseguimento do processo.
- dosador de canecas - equipamento que permite a dosagem precisa de líquidos.
- escrubagem - vide "atrição".
- espuma - fase mais ou menos estável, composta de ar, água e partículas minerais.
- estator - peça da máquina de flotação, que tem por finalidade quebrar o ar introduzido na célula, em um grande número de bolhas de pequeno diâmetro.
- fator de escala - multiplicador utilizado na transposição de tempos de residência levantados em células de bancada para a operação de unidades industriais.
- hidrofobicidade - características das partículas minerais aderirem preferencialmente às bolhas de ar, quando imersas em água. A hidrofobicidade pode ser induzida mediante a adição judiciosa de substâncias químicas e pode ser tornada seletiva.
- hidrofilicidade - característica das partículas minerais aderirem preferencialmente à água, quando na presença de bolhas de ar.
- máquina de flotação - dispositivo mecânico para fazer a agitação e manter em suspensão as partículas minerais presentes na polpa, bem como introduzir o ar necessário para a flotação e dispensá-lo em bolhas de pequeno diâmetro.

| | | |
|---------------------|----|--|
| porcentagem sólidos | de | - número que expressa a massa de sólidos presente numa polpa, com base na massa total de polpa, tomada como 100. |
| pó fino | | - pó que apresenta granulometrias inferiores a 100 malhas Tyler e apresenta alta área de superfície e problemas de escoabilidade. |
| pó grosso | | - pó com partículas maiores que 60 malhas Tyler, caracterizado por boa escoabilidade. |
| regulador | | - substância química utilizada na flotação, com a finalidade específica de ajustar o pH do meio. |
| rotor | | - peça da máquina de flotação responsável pela agitação do meio. O seu movimento rotacional cria uma pressão negativa suficiente para, em muitos casos, aspirar o ar necessário para a flotação. |
| rotor | | - peça da bomba de polpa responsável pela transmissão de energia à polpa. |
| <i>rougher</i> | | - estágio inicial de qualquer operação de tratamento de minério, onde são produzidos concentrado e rejeito de teores inaceitáveis e que por isso precisam ser reprocessados respectivamente nos estágios cleaner e scavenger. |
| sabão | | - produto resultante da reação de um ácido graxo com uma base. |
| <i>scavenger</i> | | - estágio de relavagem dos rejeitos de qualquer operação de tratamento de minérios, com vistas ao aumento do teor do concentrado. Em flotação reserva-se este termo para o reprocessamento dos deprimidos, sejam estes o concentrado ou o rejeito. |
| seletiva, flotação | | - prática operacional na separação de sulfetos poli-metálicos, que consiste em condicionar e flotar individualmente cada um dos sulfetos presentes. |
| solução-mãe | | - solução de alta concentração, elevada demais para ser adicionada ao circuito de processamento mineral, mas que é preparada para ser dosada e então diluída. |

ANEXOS

ANEXO I

Xantatos comerciais

| Produto/Fabricante | Cyanamid | Dow | Hoechst |
|---------------------|----------|-----|---------|
| K etil | 303 | Z 3 | X |
| Na etil | 325 | Z 4 | X |
| K propil | | | |
| Na propil | | | |
| K isopropil | 322 | Z 9 | X |
| Na isopropil | 343 | Z11 | X |
| K butil | | Z7 | X |
| Na butil | | | |
| K isobutil | 317 | Z 8 | X |
| Na isobutil | 301 | Z14 | X |
| Na butil x. secund. | | Z12 | X |
| K amil | 350 | Z 6 | X |
| Na amil | 355 | | X |
| K amil x. secund. | | Z 5 | |
| Na amil x. secund. | | | |
| K hexil | | Z10 | X |
| Na hexil | | | |

ANEXO II

Aerofloats

| Aerofloat n ^o | Composição aproximada | Usos Principais | | | | | | |
|-----------------------------|---|-----------------|----|----|----|----|----|--------|
| | | Cu | Pb | Zn | Fe | Ag | Au | Óxidos |
| 18 | 15% P ₂ S ₅ + cresol | X | X | | | X | X | |
| 25 | 25% P ₂ S ₅ + cresol | X | X | X | | X | X | |
| 31 | 25% P ₂ S ₅ + 6% tio- carbanilida cresol | X | X | X | X | X | X | X |
| 88 | desconhecida | X | X | X | | X | X | |
| 203 | sal di-isopropílico | X | | | | | | |
| 208 | sal dibutil e dietílico | X | | | | | | |
| 211 | desconhecida | X | | | | | | |

Fonte: Sutulov

ANEXO III

Características de algumas aminas fabricadas pela Sherex (EUA)

| AMINAS PRIMÁRIAS E DIAMINAS | | | |
|--|-----------------|----------------------------------|---------------|
| Uso | Marca | Tipo | Forma |
| flotação do potássio (carnalita grossa) | AROSURF MG-101D | arachidyl-behenyl | flocos |
| flotação de potássio e anti-caking | AROSURF MG-140 | sebo, hidrogenada | sólido branco |
| flotação do potássio | AROSURF MG-148 | sebo, 14-18, IV | sólido branco |
| flotação do potássio sílica e mica | AROSURF MG-160 | coco | líquido |
| flotação do potássio sílica, mica e feldspato, anti-caking | AROSURF MG-170 | sebo | pastas |
| flotação do potássio, mica e feldspato, anti-caking | AROSURF MG-172 | oleína | líquido |
| flotação da sílica, mica, pirita e pirocloro | AROSURF MG-570 | diamina do sebo | pastas |
| ETER AMINAS E DIAMINAS | | | |
| Uso | Marca | Tipo | Forma |
| flotação da sílica, utilizada para enriquecer concentrados de taconitos, e também com fosfatos e areia de vidraria | AROSURF MG-70A3 | acetato de isodecil eter amina | líquido |
| | AROSURF MG-70A5 | acetato de C10 eter amina | líquido |
| | AROSURF MG-83A | acetato de tridecil eter diamina | líquido |
| | AROSURF MG-84A3 | acetato de C14 eter amina | graxa |
| | AROSURF MG-91 | C9C11 eter amina | líquido |
| | AROSURF MG-91A3 | acetato de C9C11 eter amina | líquido |
| | AROSURF MG-91A5 | acetato de C9C11 eter amina | líquido |
| | AROSURF MG-98A | acetato de C8C10 eter amina | líquido |
| | AROSURF MG-98A3 | acetato de C8C10 eter amina | líquido |

ANEXO IV

Alguns reagentes catiônicos (Ceca-França)

| Para Separar | de | Amina Armak Recomendada | Consumo Médio (g/t) |
|--|-------------------------|---|---------------------|
| calcita | mica, pirita, sílica | Armac C, Armeen C, Duomac T, Ethomeen 18/60 | 227 a 454 |
| calcita | mica, pirita, sílica | Neo-Fat 90-04, Neo-Fat 94-04 | 454 |
| feldspato | areias | Armac C, Armac T, Armeen C, Armeen T | 341 |
| feldspato, mica, espodumênio e berílio | pegmatitos | Armac C, Armac T, Armeen T | 227 a 454 |
| fluorita | ganga | Neo-Fat 90-04, Neo-Fat 90-04 | 454 |
| minerais pesados | areias | Armac C, Armac T, Armeen C, Armeen T | 227 a 341 |
| hematita e magnetita | sílica | Armac C, Armeen C, Armeen L11, Domeen L11, Domeen L15 | 45,4 a 68,1 |
| especularita | sílica | Neo-Fat 90-04, Neo-Fat 90-04 | 454 |
| cianita | mica, pirita | Armac C, Armeen T | 227 a 454 |
| magnetita | sílica, óxidos de ferro | Duomac T | 159 a 341 |
| óxidos de zinco | ganga | Armac C, Armeen T | 681 |
| fosfato | sílica | Armac C, Armeen T | 68,1 a 227 |
| sylvita | halita | Armac C, Armeen HT, Armeen HTD, ArmeenT | 68,1 a 113,5 |
| pirocloro | ganga | Duomac T, Ethomeen 18/60, Ethofat 242/25 | 454 |

*Flotação em Coluna***José Aury de Aquino**

Eng^o Químico pela UFCE, Mestre em Engenharia Metalúrgica e de Materiais/COPPE-UFRJ e Doutor em Engenharia Química/UNICAMP, Pesquisador Titular do CDTN/CNEN

Maria Lúcia M. de Oliveira

Eng^a Mecânica pelo CEFET-MG, Mestre em Engenharia Metalúrgica e de Minas-UFMG e Doutora em Engenharia Química-UNICAMP Pesquisadora Titular do CDTN/CNEN

Maurílio Dias Fernandes

Eng^o Químico pela UFMG, Mestre em Engenharia Metalúrgica pela UFMG, Consultor da Moreira Fernandes Consultoria Ltda

INTRODUÇÃO

Na última década, o processo de flotação registrou um significativo avanço pela introdução de uma nova tecnologia oferecida pelas colunas *de flotação*. A importância desse tipo de equipamento pode ser constatada por meio das melhorias substanciais dos concentrados obtidos nas colunas em diversas unidades industriais, com aplicação a diferentes tipos de minérios. Frequentemente, soma-se às melhorias na performance metalúrgica, uma economia nos custos de capital e de operação. Tais fatores têm sido decisivos para a aplicação das colunas em processos de flotação, tanto para novos projetos como para expansões industriais.

Por essa razão, apresenta-se neste capítulo uma abordagem específica sobre as colunas de flotação. Aqui, são demonstradas as suas principais características construtivas, seus parâmetros de operação e sistemas de controle. Em adição, são descritas as metodologias para o dimensionamento de unidades industriais a partir de programas experimentais e estabelecidas comparações entre as colunas e as células mecânicas convencionais. Finalmente, são apresentadas as mais importantes aplicações industriais de colunas em usinas de beneficiamento brasileiras.

Vale ressaltar que, face às características e aos objetivos deste livro, as informações aqui apresentadas foram resumidas e simplificadas de forma a fornecer aos leitores um conhecimento básico sobre o assunto. Informações específicas e detalhadas podem ser obtidas na da bibliografia indicada ao final do capítulo.

HISTÓRICO

A concepção básica do processo de flotação em coluna foi desenvolvida no início da década de 60 por Boutin e Tremblay, que registraram no Canadá a primeira patente sobre esta tecnologia. A partir de então foram realizados os primeiros programas experimentais em escala de laboratório (Wheeler e Boutin - 1966/1967) e desenvolvidas concepções alternativas por outros pesquisadores (Dell e Jenkins - 1976). Principalmente com base nos trabalhos de Wheeler e Boutin, a primeira implantação industrial usando esta nova tecnologia ocorreu em 1981 em Les Mines Gaspé, Canadá, onde uma coluna, operando no estágio de flotação *cleaner* de concentração de molibdenita, substituiu com sucesso um banco de células mecânicas convencionais. Posteriormente, uma segunda coluna foi instalada nesta usina substituindo todo o circuito de células mecânicas. As colunas de Les Mines Gaspé foram também utilizadas para vários estudos (Dobby, 1984, Yianatos, 1987) que contribuíram notavelmente para o desenvolvimento desta tecnologia.

A Figura 11.1 apresenta um cronograma simplificado de eventos que podem ser considerados importantes no desenvolvimento e na implantação das colunas de flotação. No Brasil, os primeiros trabalhos em laboratório ocorreram em 1985 e a primeira implantação industrial data de 1990. A partir daí foram registrados, no Brasil, cerca de 15 novos projetos industriais com utilização de colunas de flotação.

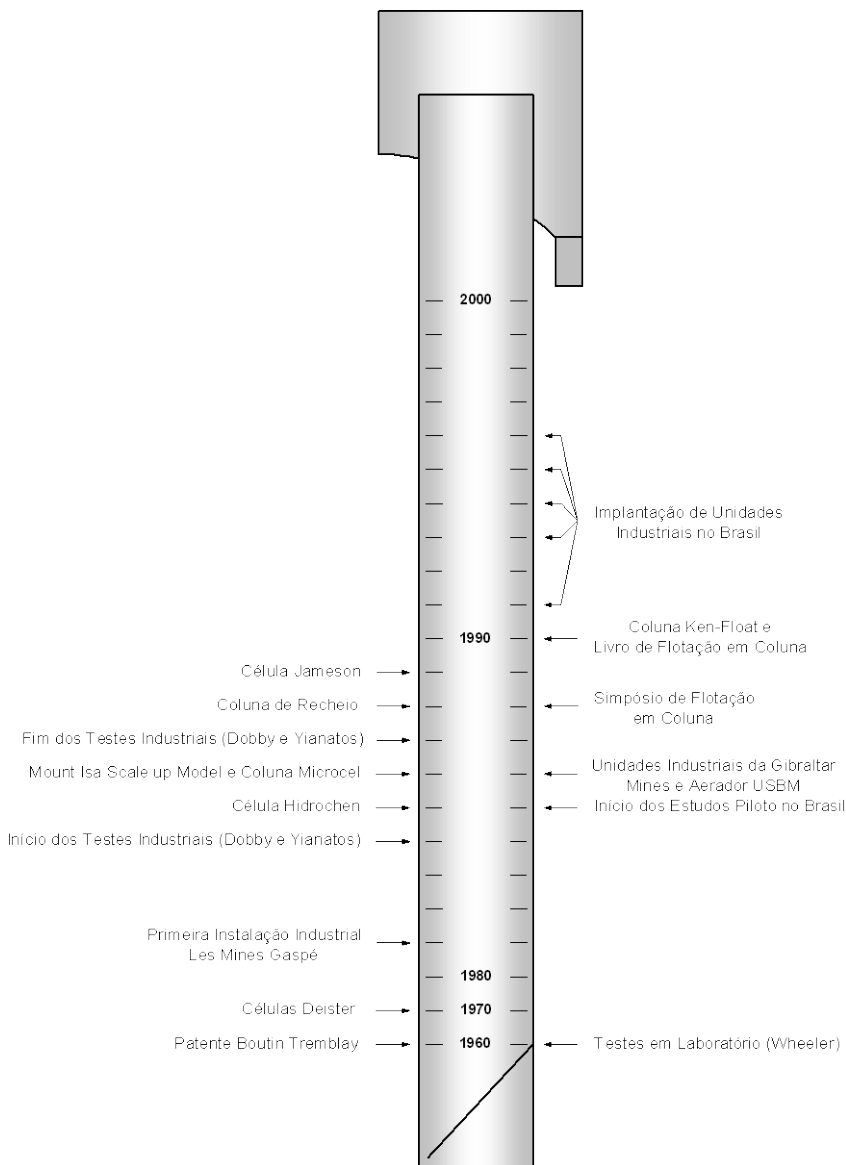


Figura 11.1 – Eventos marcantes no desenvolvimento e aplicação das colunas de flotação

DESCRIÇÃO DA COLUNA

Embora tenham sido desenvolvidas diferentes concepções para as colunas de flotação, o tipo comumente conhecido como *coluna canadense* apresenta as características básicas utilizadas em unidades industriais. Assim, a Figura 11.2 apresenta um desenho esquemático deste equipamento, com ênfase nos seus aspectos mais importantes para o processo.

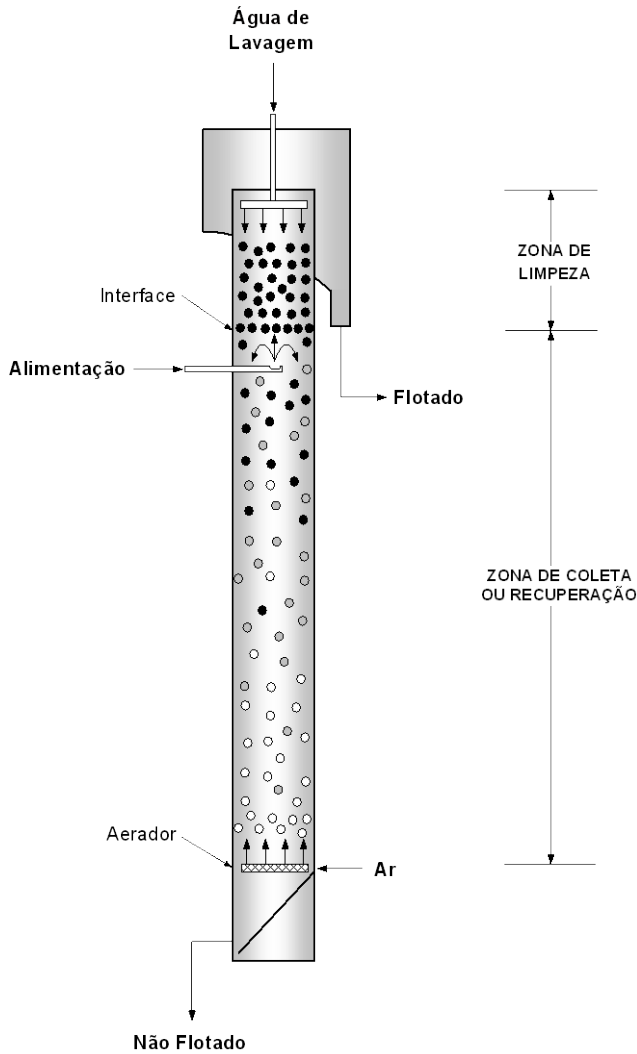


Figura 11.2 – Esquema básico de uma coluna de flotação.

A coluna de flotação difere da célula mecânica convencional principalmente em quatro aspectos básicos:

geometria (relação altura : diâmetro efetivo);

água de lavagem;

ausência de agitação mecânica;

sistema de geração de bolhas.

As colunas industriais têm um diâmetro efetivo da seção transversal variando entre 0,3 a 4,5 metros, podendo ser adotadas seções retangulares ou circulares. Colunas com diâmetro efetivo superior a 1,5 metros são normalmente compartimentadas por meio de (*baffles*) verticais, com o objetivo de minimizar os efeitos de turbulência interna. A altura total das colunas pode variar em função das características operacionais requeridas, notadamente para tempos de residência exigidos, entretanto a maioria das colunas industriais tem uma altura variando entre 10 e 15 metros.

Conforme indicado na Figura 11.2, são identificadas nas colunas duas zonas distintas:

a zona de coleta (também chamada de zona de recuperação ou zona de concentração), entre a interface polpa - espuma e o sistema de aeração;

a zona de limpeza (também conhecida como zona de espuma), entre a interface polpa - espuma e o transbordo.

A alimentação da polpa – devidamente condicionada – é feita a aproximadamente 2/3 da altura da coluna a partir de sua base. Na zona de coleta, as partículas provenientes da alimentação da polpa são contactadas em contracorrente com o fluxo de bolhas de ar produzido pelo aerador instalado na parte inferior da coluna. As partículas hidrofóbicas colidem e aderem às bolhas ascendentes, sendo então transportadas até a zona de limpeza, constituída por uma camada de espuma de aproximadamente 1 m de espessura. Por outro lado, as partículas hidrofílicas ou pouco hidrofóbicas e, portanto, não aderidas às bolhas, são removidas na base da coluna.

Na parte superior da coluna é adicionada a água de lavagem com auxílio de dispersores, visando permitir uma adequada distribuição da água no interior da camada de espuma. A água de lavagem desempenha um papel de fundamental importância neste processo para a eliminação de partículas arrastadas pelo fluxo ascendente (normalmente de minerais contaminantes) e para a estabilização da espuma.

TERMINOLOGIA

Desde o início do desenvolvimento da tecnologia de flotação em coluna foram introduzidos alguns termos com objetivo de quantificar as variáveis operacionais. São descritos, a seguir, os termos mais importantes utilizados nesta tecnologia.

Hold up (%) - é a fração volumétrica ocupada por uma das três fases em um dado ponto da coluna. Assim, o *hold up* do ar é normalmente determinado na seção de coleta e representa uma medida da quantidade de ar, expressa em percentagem do volume total ocupada pelo ar.

Velocidade superficial (cm/s) - É a relação entre a vazão volumétrica de determinada fase e a área da seção transversal da coluna, isto é, $(\text{cm}^3/\text{s})/\text{cm}^2$ ou cm/s . Esta unidade permite a comparação das variáveis operacionais entre colunas de dimensões diferentes.

Velocidade intersticial (cm/s) - É a relação entre a vazão volumétrica de determinada fase por unidade de área disponível para esta mesma fase. Num sistema de três fases – sólido, líquido e ar, a área ocupada por uma das fases é a área total menos a área ocupada pelas outras duas fases.

Velocidade relativa - É a velocidade resultante entre duas fases distintas. Esta velocidade é obtida pela diferença ou soma das velocidades absolutas de cada fase considerando, respectivamente, movimentos no mesmo sentido ou no sentido oposto.

Bias- É a fração residual da água de lavagem adicionada no topo da coluna que flui através da seção de limpeza. Operacionalmente é quantificada pela diferença ou pela relação entre as vazões volumétricas de polpa da fração não flotada e da alimentação. Convencionalmente o *bias* é chamado positivo ou negativo quando a vazão volumétrica de polpa da fração não flotada é, respectivamente, maior ou menor do que a vazão volumétrica de polpa da alimentação.

Capacidade de carregamento ($\text{g}/\text{min}.\text{cm}^2$) - É a maior vazão mássica de sólidos que pode ser descarregada por área de transbordo da coluna. A capacidade de carregamento pode ser determinada experimentalmente mantendo-se as condições operacionais da coluna constantes e variando a sua taxa de alimentação de sólidos até atingir um valor máximo de material flotado.

Capacidade de transporte (g/min.cm²) - É a vazão mássica de sólidos descarregada por área de transbordo da coluna em uma dada condição operacional. Nas colunas industriais de grande porte a capacidade de transporte deve ser no máximo igual a um terço da capacidade de carregamento.

Capacidade de transbordo (g/min.cm) - É a relação entre a vazão mássica de polpa e o perímetro de transbordo da coluna. Para colunas industriais o perímetro de transbordo não aumenta na mesma proporção da seção transversal da coluna dificultando o escoamento da polpa flotada. Nestas circunstâncias são utilizadas calhas internas para aumentar o perímetro de transbordo da coluna

Capacidade de carga (g/min.m³) - É a maior vazão mássica de sólidos flotada por unidade volumétrica de ar.

Convenção de fluxos - São definidos como positivos os fluxos descendentes de sólido e líquido e o fluxo ascendente de ar.

CARACTERÍSTICAS OPERACIONAIS

O rendimento das colunas está normalmente relacionado com o **sistema de fluxo** dentro da coluna. As colunas piloto, com uma elevada relação entre altura e diâmetro, operam em regime de fluxo próximo ao chamado tipo pistão e as colunas industriais operam em regime de fluxo entre o tipo pistão e a mistura perfeita.

O fluxo pistão – também conhecido como *plug flow* – apresenta as seguintes características :

o tempo de residência é o mesmo para todos os fluxos na coluna, fluido e partículas minerais;

existe um gradiente de concentração das partículas hidrofóbicas ao longo do eixo da coluna;

o coeficiente de mistura é igual a zero;

A recuperação dos minerais é dada por:

$$R = 1 - e^{-kt} \quad [11.1]$$

onde:

R Recuperação dos minerais;

K Constante cinética de flotação;

t Tempo de residência.

O fluxo tipo mistura perfeita – ou *perfect mixer* – apresenta as seguintes características:

o material na zona de recuperação da coluna apresenta uma distribuição de tempo de residência τ ;

a concentração das partículas é a mesma em qualquer ponto da zona de recuperação da coluna;

A recuperação dos minerais, com cinética de primeira ordem, é dada por:

$$R = \frac{K\tau}{K\tau + 1} \quad [11.2]$$

onde:

R Recuperação dos minerais;

K Constante cinética de flotação;

τ Tempo de residência médio das partículas.

uma coluna operando neste regime de fluxo apresenta uma recuperação menor que a coluna piloto devido ao efeito de mistura;

o coeficiente de mistura é infinito;

a distribuição de tempo de residência (RTD) é descrita pela equação abaixo e está representada na Figura 11.3.

$$RTD = E(t) = \exp(-t/\tau) / \tau \quad [11.3]$$

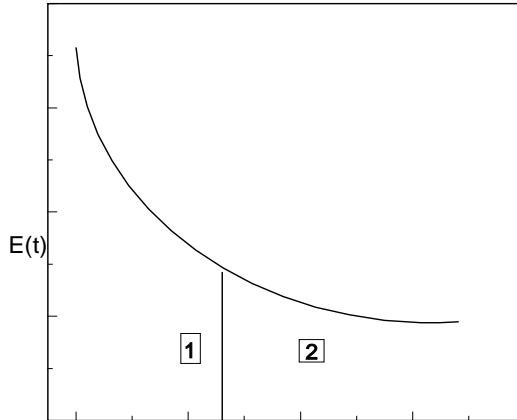


Figura 11.3 – Curva de distribuição de tempo de residência num fluxo tipo mistura perfeita.

Na região (1) o teor na fração flotada é elevado e a recuperação é baixa, pois as partículas tiveram um tempo de residência menor que o necessário para flotação. Na região (2) há uma redução no teor da fração flotada pois o excesso de tempo de residência permite que partículas menos hidrofóbicas tenham probabilidade de serem coletadas.

O fluxo pistão com dispersão parece ser o modelo que melhor descreve o comportamento das colunas industriais. O regime de fluxo de colunas industriais é caracterizado por:

o número de dispersão N_d está entre 0,5 e 1,0;

o material dentro da coluna apresenta uma distribuição de tempo de residência;

Neste caso, a recuperação é dada por:

$$R_c = 1 - \frac{4 \cdot a \cdot \exp\left(\frac{1}{2 \cdot N_d}\right)}{(1+a)^2 \cdot \exp\left(\frac{a}{2 \cdot N_d}\right) - (1-a)^2 \cdot \exp\left(\frac{-a}{2 \cdot N_d}\right)} \quad [11.4]$$

onde:

$$a = (1 + 4K \cdot \tau_p \cdot N_d)^{1/2} \quad [11.5]$$

$$N_d = \frac{0,063 \cdot d_c \cdot \left(\frac{J_g}{1,6} \right)^{0,3}}{\left[\left(\frac{J_{sl}}{(1 - \epsilon_g)} \right) + U_{SP} \right] \cdot H_c} \quad [11.6]$$

$$J_{sl} \approx J_T = \frac{Q_{FW} + [(1 - R_{TOT}) \cdot Q_{FS}]}{A_c} + J_B \quad [11.7]$$

onde:

| | | | |
|------------------|--|-----------------|---|
| K | Constante cinética de flotação; | H _c | Altura da zona de recuperação |
| N _d | Número de dispersão; | J _a | Velocidade superficial do ar; |
| d _c | Diâmetro da coluna; | J _B | Velocidade superficial do <i>Bias</i> ; |
| d _c | Diâmetro da coluna | J _{sl} | Velocidade superficial da polpa; |
| Q _{FW} | Vazão de água na alimentação; | ε _g | <i>Hold up</i> do ar; |
| A _c | Área da seção transversal da coluna; | | |
| Q _{FS} | Vazão de sólidos na alimentação; | | |
| τ _p | Tempo de residência médio das partículas; | | |
| R _{TOT} | Recuperação de massa na fração flotada. | | |
| R _c | Recuperação dos minerais na zona de recuperação; | | |
| J _T | Velocidade superficial da fração não flotada; | | |
| U _{SP} | = Velocidade relativa entre as partículas e o líquido; | | |

As demais expressões matemáticas que correlacionam estes parâmetros com as variáveis operacionais das colunas serão demonstradas mais adiante.

Sistema de Aeração

Este dispositivo em uma coluna é um componente fundamental para sua operação. Um gerador de bolhas eficiente é aquele capaz de gerar bolhas de 0,5 a 2,0 mm de diâmetro, com a velocidade superficial de ar entre 1,0 e 3,0 cm/s e *hold up* de 15 a 20%. Além disso, deve ter manutenção mecânica e operação fácil e ser produzido com materiais resistentes ao desgaste.

Os tipos de aeradores podem ser classificados em internos e externos. Os aeradores internos podem ser rígidos e flexíveis e foram os primeiros e os mais simples a serem utilizados nas colunas de flotação. Os aeradores rígidos são construídos de materiais porosos, tais como: cerâmica, aço sintetizado e polipropileno microporoso. Os

aeradores flexíveis são construídos de borracha perfurada e tela de filtro. Estes aeradores têm como principal desvantagem o entupimento e a impossibilidade de sua manutenção em operação. Em função disso, a sua utilização está atualmente restrita às colunas piloto.

Os primeiros aeradores externos utilizados nas colunas industriais, consistiam basicamente de lanças perfuradas alimentadas com uma mistura de água e ar sob pressão. Estes aeradores apresentam como principais vantagens a possibilidade de remoção, inspeção e substituição dos injetores com a coluna em operação e a geração de bolhas menores e mais uniformes. Embora esses aeradores representem um significativo avanço tecnológico, são de difícil operação e apresentam entupimentos freqüentes devido à obstrução dos furos das lanças pelas impurezas da água. Em função disso, os aeradores que utilizam a mistura ar-água sob pressão vêm entrando em desuso e sendo substituídos por aeradores que utilizam somente ar.

Esses aeradores consistem de lanças com um único orifício na sua extremidade para a saída do ar a uma velocidade próxima à do som, dispensando o uso de água. Esse tipo de aerador, além de apresentar as vantagens dos aeradores que utilizam a mistura ar-água, são de fácil operação e menor probabilidade de entupimento.

No *scale up* de colunas industriais é importante que se preserve as mesmas condições operacionais de velocidade superficial do ar e diâmetro de bolha utilizados nos testes piloto.

VARIÁVEIS DA COLUNA DE FLOTAÇÃO

As principais variáveis da coluna que influenciam no processo de concentração por flotação são:

| | |
|-----------------------------|-----------------------|
| vazão de ar; | tempo de residência; |
| vazão de água de lavagem; | <i>hold up</i> do ar; |
| altura da camada de espuma; | tamanho de bolhas. |
| <i>Bias</i> ; | |

Estas variáveis podem ter efeito significativo sobre o teor e/ou a recuperação do mineral de interesse. Os efeitos destas variáveis podem estar interrelacionados e, portanto, dificilmente serão avaliados isoladamente. A seguir serão feitos alguns comentários sobre cada variável.

Vazão de Ar

A vazão de ar é uma das variáveis mais importantes no controle do processo de flotação em coluna e tem um efeito significativo sobre a recuperação do mineral flotado. Dentro dos limites de estabilidade da coluna, a recuperação do mineral flotado é normalmente crescente com o aumento da vazão de ar até atingir o seu valor máximo. Este ganho na recuperação deve-se ao aumento do número e área superficial total de bolhas introduzidas na coluna. Entretanto, um acréscimo significativo da vazão de ar pode prejudicar o processo de flotação devido à turbulência ou formação de espuma na zona de recuperação da coluna.

A velocidade superficial do ar (J_g) é definida pela relação entre a vazão de ar (Q_g) em CNTP e a área da seção transversal da coluna (A_c). Para condições típicas de operação a velocidade superficial do ar situa-se entre 1 e 3 cm/s.

$$J_g = \frac{Q_g}{A_c} \quad [11.8]$$

A velocidade superficial média do ar (J_g^*) entre dois pontos da coluna a pressões P_c e P_t está relacionada com a velocidade superficial do ar em condições padrão (J_g) pela equação:

$$J_g^* = \frac{P_c J_{g/m} (P_t \cdot P_c)}{P_t - P_c} \quad [11.9]$$

onde:

P_c Pressão absoluta no *overflow* da coluna;

P_t Pressão absoluta em qualquer ponto da coluna;

A velocidade superficial máxima de ar utilizada em uma coluna está limitada por vários fatores como exposto a seguir.

Perda de bias positivo - Um acréscimo de J_g acarreta um aumento do arraste de líquido da seção de concentração para a seção de limpeza elevando o valor do *hold up* do líquido na espuma e reduzindo a concentração de sólidos do material flotado. Como consequência há uma redução na vazão volumétrica da polpa da fração não flotada podendo torná-la menor que a da alimentação e acarretando a perda do *Bias* positivo.

Perda do regime de fluxo - O aumento de J_g pode acarretar a mudança do regime de fluxo da coluna de pistão (*plug flow*) para mistura perfeita. Esta alteração do regime de fluxo é ocasionada pelo aumento do tamanho das bolhas em função do aumento da vazão de ar.

Perda da interface - Ao aumentar a velocidade superficial do ar (J_g), o *hold up* do ar aumenta na polpa e diminui na camada de espuma até atingir valores iguais de *hold up* nas duas seções. Quando isto ocorre verifica-se a presença de espuma em toda coluna e perda da interface.

Insuficiência do aerador - O projeto do sistema de aeração permite operá-lo em uma determinada faixa de vazão de ar. Em função disto, não é possível trabalhar com valores de velocidades superficiais de ar (J_g) superiores aos especificados no projeto.

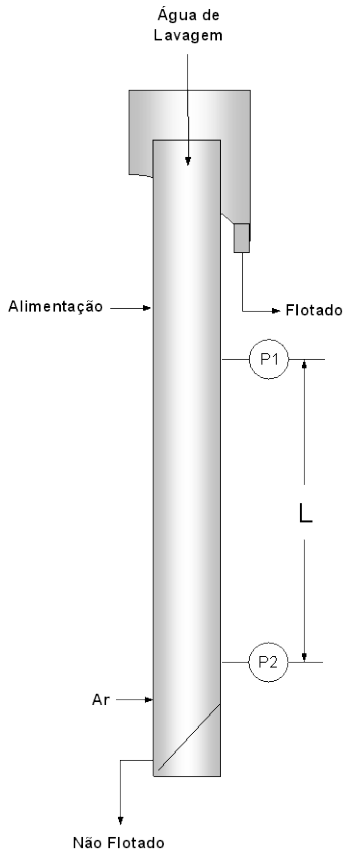
Aumento do tamanho de bolhas - O aumento da velocidade superficial de ar (J_g) acarreta um acréscimo no diâmetro das bolhas geradas, reduzindo a eficiência de coleta das partículas, principalmente, de granulometria mais fina.

Hold up do Ar

O *hold up* do ar é definido como uma fração volumétrica de ar contida em uma determinada zona da coluna. Este parâmetro pode ser determinado na seção de recuperação e depende da vazão de ar, do tamanho das bolhas, da densidade de polpa, do carregamento de sólidos nas bolhas e da velocidade descendente de polpa. Por meio da sua medida e com auxílio de modelos matemáticos, é possível estimar o diâmetro de bolha.

O *hold up* do ar pode ser medido utilizando manômetros de água, transdutores ou transmissores de pressão. A medida com transmissores de pressão, conforme apresentado na Figura 10.4 pode ser calculada pela equação:

$$\varepsilon_g = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_{sl} \cdot g \cdot L} \quad [11.10]$$



- ΔP Diferença de pressão (kPa);
- ρ_{st} Densidade da polpa (g/cm^3);
- L Distância entre as medidas de pressão (m);
- g Aceleração da gravidade (m/s^2).

Figura 11.4 – Sistema para medição do *hold up* do ar.

Tamanho de Bolhas

Um dos avanços significativo na utilização das colunas de flotação é a possibilidade de controlar o tamanho das bolhas por meio do ajuste das condições operacionais do sistema de aeração e da adição de agentes tensoativos.

O tamanho médio das bolhas e sua distribuição são importantes na flotação, devido ao seu efeito na eficiência de coleta e de transporte das partículas. A utilização de bolhas pequenas, com elevada área superficial, permite a obtenção de índices mais elevados da cinética de coleta e transporte dos sólidos por volume de ar. Entretanto, as bolhas de tamanho muito reduzido apresentam uma velocidade de ascensão baixa podendo ser inferior à velocidade descendente da polpa, acarretando, por conseqüência, perdas de partículas hidrofóbicas coletadas no fluxo de material não flotado.

Portanto, existe um tamanho médio ideal de bolhas em função do tamanho médio das partículas, que poderá ser ajustado por meio das variáveis operacionais do sistema de

aeração e da adição de agentes tensoativos. Nas colunas de flotação, o tamanho médio de bolhas encontra-se na faixa de 0,5 a 2,0 mm.

O diâmetro médio das bolhas pode ser estimado com utilização das seguintes expressões matemáticas – de acordo com a metodologia do *drift flux*.

$$d_b = \left[\frac{18\mu_{sl} \cdot U_\tau}{g \cdot \Delta\rho} (1 + 0.15 \cdot Re_p^{0.687}) \right]^{1/2} \quad [11.11]$$

$$U_\tau = \frac{J_g}{\varepsilon_g \cdot (1 - \varepsilon_g)^m} - \frac{(J_g + J_l)}{(1 - \varepsilon_g)^m} \quad [11.12]$$

$$m = \left(4.45 + 18 \cdot \frac{d_b}{d_c} \right) \cdot Re_b^{-0.1} \text{ para } 1 < Re_b < 200 \quad [11.13]$$

$$m = 4.45 \cdot Re_b^{-0.1} \text{ para } 200 < Re_b < 500 \quad [11.14]$$

$$Re_b = \frac{d_b \cdot U_\tau \cdot \rho_{sl}}{\mu_{sl}} \quad [11.15]$$

onde:

| | | | |
|--------------|---|-------------|------------------------------------|
| d_b | Diâmetro médio da bolha; | ρ_{sl} | Densidade da polpa; |
| d_c | Diâmetro da coluna; | g | Aceleração da gravidade; |
| μ_{sl} | Viscosidade da polpa; | Re_p | Número de Reynolds das partículas; |
| J_a | Velocidade superficial do ar; | Re_b | Número de Reynolds das bolhas |
| J_l | Velocidade superficial do líquido. | | |
| U_τ | Velocidade terminal de ascensão das bolhas de ar; | | |
| $\Delta\rho$ | Diferença de densidade entre as fases polpa e ar; | | |

Bias

O *bias* representa a fração residual da água de lavagem que flui através da coluna e é o principal responsável pela ação de limpeza (rejeição de partículas hidraulicamente arrastadas). Convencionou-se que o *bias* será positivo, quando este fluxo residual se deslocar para baixo, ou seja, a vazão da água de lavagem será suficiente para substituir a

água de alimentação na fração flotada e promover o deslocamento de uma fração de água nova para a base da coluna.

O *bias* (**B**) pode ser estimado como a diferença entre as vazões volumétricas da fração não flotada (Q_T) e da alimentação (Q_F) pela expressão:

$$B = Q_T - Q_F \quad [11.16]$$

Valores de B de 0,05 a 0,15 são tipicamente recomendados. O valor mais preciso do *bias* pode ser calculado pela diferença entre a vazão da água de lavagem e da água no flotado.

Água de Lavagem

Uma das grandes alterações da coluna de flotação em relação às células mecânicas é a introdução da água de lavagem na camada de espuma e tem três funções básicas:

substituir a água de alimentação na fração flotada minimizando o arraste hidráulico de partículas hidrofílicas;

aumentar a altura e a estabilidade da camada de espuma;

reduzir a coalescência das bolhas com a formação de um *packed bubble bed*.

Com a adição de água de lavagem, a coluna de flotação tem possibilidade de aumentar a seletividade do processo sem perda de recuperação.

A eficiência da água de lavagem está diretamente relacionada à sua distribuição que deve abranger toda a área da seção da camada de espuma, sem prejudicar o transbordo do material flotado.

Os distribuidores de água de lavagem podem ser classificados em externos e internos. O distribuidor externo é instalado acima da camada de espuma e apresenta as vantagens de estar protegido de entupimento por partículas sólidas e de permitir a sua inspeção visual durante a operação. Entretanto, apresenta as desvantagens de requerer uma vazão maior de água para manter a relação entre a velocidade superficial do *bias* e da água de lavagem (J_B/J_W) constante e de reduzir a concentração de sólidos no material flotado. O distribuidor interno é instalado abaixo do transbordo da espuma e apresenta a vantagem de ser mais eficiente e produzir um material flotado com maior concentração de sólidos. Como desvantagens, a inspeção é mais difícil, o entupimento dos orifícios é favorecido e parte da área transversal da coluna é obstruída. Os distribuidores internos são geralmente instalados entre 10 e 20 centímetros abaixo do nível do transbordo.

A velocidade superficial mínima de água de lavagem, J_W , será aquela necessária para a formação de uma camada de espuma, prover o fluxo adequado do *bias* e fornecer a velocidade superficial do sólido no flotado (J_C) realizando seu transporte para o transbordo.

O efeito da água de lavagem nas colunas encontra-se ilustrado na Figura 11.5, onde são comparados os fluxos de água numa coluna e numa célula mecânica. Na coluna, verifica-se normalmente que a água de lavagem tende a "substituir" a água da alimentação no material flotado e é distribuída entre esta fração e aquele que retorna à zona de coleta. Cria-se, assim, um fluxo descendente de água que minimiza os efeitos de arraste hidráulico de partículas que possam contaminar o produto flotado.

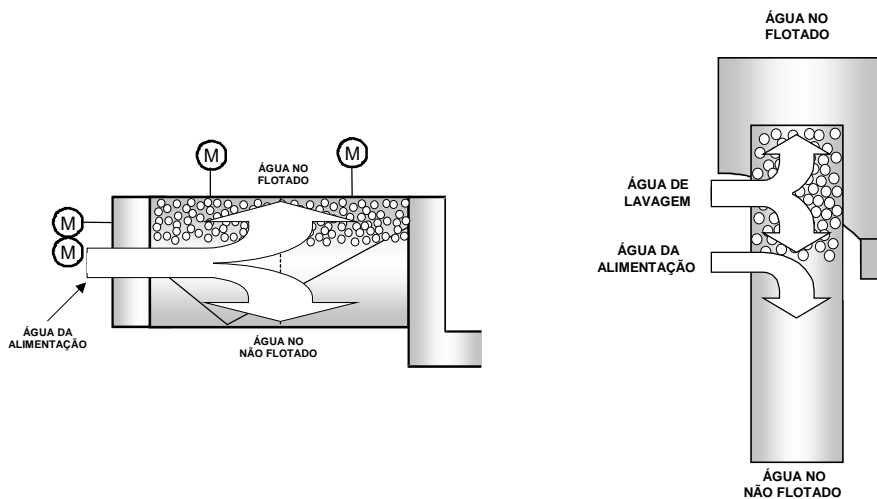


Figura 11.5 – Representação esquemática dos fluxos de água na célula mecânica e na coluna de flotação.

As limitações da velocidade superficial de água de lavagem (J_W) são descritas a seguir.

Fluxos de água de lavagem que fornecem uma velocidade superficial de *bias* (J_B) maior que 0,3 cm/s acarretam um aumento da mistura na camada de espuma. Para $J_B > 0,4$ cm/s, verifica-se um aumento significativo da recirculação de líquido e a coalescência das bolhas, devido à mudança do regime de fluxo de *plug flow* para turbulento. Sob efeito da mistura, a água de alimentação pode ser arrastada para a espuma por curto-circuito, acarretando uma redução no teor da fração flotada.

A utilização de J_B elevado aumenta o consumo de água e acarreta uma diluição da fração flotada, dificultando e elevando os custos das etapas posteriores do processamento, ou seja, o espessamento e a filtração.

O aumento de J_B reduz o tempo de residência na seção de concentração. Isto se traduz na perda da recuperação (ou capacidade) da coluna.

Para a escolha do valor adequado de J_W devem ser levadas em consideração que a ação da água de lavagem é mais eficiente para velocidades superficiais de ar (J_g) mais baixas. Assim, para valores de $J_g > 2,0$ cm/s, deve-se aumentar J_W para fornecer uma velocidade superficial de *bias* (J_B), que minimize o arraste de água de alimentação para a espuma.

Altura da Camada de Espuma

A altura da camada de espuma é uma variável importante na seletividade do processo de flotação. As colunas de flotação geralmente trabalham com camadas de espuma que variam de 0,5 a 1,5 m. Em escala piloto, estes valores situam-se entre 0,4 e 1,0 m. Não existe uma regra geral para determinação da altura da camada de espuma. Se o arraste hidráulico constitui o problema básico do processo, uma camada relativamente baixa pode ser suficiente, uma vez que o arraste das partículas é eliminado próximo à interface, quando operando com velocidade superficial de ar moderada ($J_g < 1,5$ cm/s). Por outro lado, se o objetivo é obter seletividade entre as espécies hidrofóbicas ou se a taxa de ar é elevada, recomenda-se trabalhar com camadas de espuma maiores. A camada de espuma pode ser dividida em três seções:

leito de bolhas expandidas;

leito de bolhas empacotadas;

espuma de drenagem convencional.

A primeira seção, acima da interface polpa-espuma, é resultado dos choques das bolhas contra a interface, que gera uma onda de choques e, por consequência, a coalescência das bolhas formando um leito de bolhas expandidas. Este fenômeno parece ser a principal causa da coalescência das bolhas numa região, onde há um elevado conteúdo fracional de líquido ($\epsilon_l > 26\%$).

A segunda seção, chamada leito de bolhas empacotadas, se estende desde o topo da primeira seção até o ponto de introdução da água de lavagem. Nesta seção, embora o conteúdo fracional de líquido ainda permaneça elevado, verifica-se uma coalescência moderada das bolhas, causada pelo movimento das bolhas maiores que atravessam a camada de espuma, ainda com formato esférico.

A última seção ocorre imediatamente acima do ponto de introdução da água de lavagem e consiste de uma espuma de drenagem convencional. O conteúdo fracional de líquido é inferior a 20% e as bolhas apresentam uma forma hexagonal.

A altura da camada de espuma com a água de lavagem são duas variáveis de alta eficiência para a obtenção de maior seletividade do processo de flotação.

Altura da Zona de Recuperação

A altura da zona de recuperação e a sua relação com o diâmetro da coluna (H_c/d_c) têm um efeito significativo no desempenho da coluna. Para zonas de recuperação com o mesmo volume, ou seja, com o mesmo tempo de residência, a recuperação é crescente com o aumento da relação H_c/d_c devido à redução do número de dispersão (N_d) e ao aumento do tempo de residência do líquido (devido à redução do fluxo volumétrico do *bias*) e das partículas minerais.

As limitações na utilização de elevados valores da relação altura da zona de recuperação/diâmetro (H_c/d_c) da coluna são:

Capacidade de Transporte do Ar - Para uma velocidade superficial de ar constante, o decréscimo na área da seção transversal da coluna acarreta uma redução na vazão de ar. Para manter a recuperação de sólidos num mesmo nível, seria necessário que a massa de sólidos carregada por unidade de volume de ar fosse superior àquela limitada pela capacidade de transporte do ar;

Velocidade Descendente do Líquido - Para uma dada vazão e concentração de sólidos na alimentação da coluna o decréscimo na área da sua seção transversal acarreta um aumento significativo na velocidade descendente do líquido impedindo a ascensão de bolhas pequenas que serão arrastadas para o *underflow* da coluna.

Para condições típicas de flotação em coluna é recomendada uma relação $H_c/d_c = 10$. Entretanto, devido aos volumes de polpa processados em escala industrial, a relação altura/diâmetro tem se tornado cada vez menor, aumentando o coeficiente de mistura axial da polpa e, conseqüentemente, reduzindo a recuperação do mineral de interesse. Para manter o coeficiente de mistura em nível adequado, tem sido necessário a utilização de divisões internas na coluna – denominadas *baffles*.

Tempo de Residência

O tempo de residência é um dos fatores que afetam tanto o teor como a recuperação do material flotado, atuando mais significativamente na recuperação do material flotado. Variações no tempo de residência podem ser normalmente efetuadas por meio de alterações na taxa e na concentração de sólidos da alimentação, na vazão de água de lavagem e na altura da zona de recuperação da coluna. A seção de recuperação da coluna deve ter uma altura suficiente para permitir que as partículas hidrofóbicas sedimentando sejam coletadas pelas bolhas ascendentes de ar.

O tempo de residência médio da fase líquida na coluna pode ser estimado pela relação entre o volume efetivo da seção de recuperação e a taxa volumétrica da fração não flotada:

$$\tau_{\ell} = \frac{A_c \cdot H_c \cdot (1 - \varepsilon_g)}{Q_t} \quad [11.17]$$

onde:

τ_{ℓ} tempo de residência da fase líquida;

A_c área da seção transversal da coluna;

H_c altura da seção de recuperação da coluna;

ε_g *hold up* do ar;

Q_t vazão volumétrica de polpa da fração não flotada.

O tempo de residência das partículas sólidas na coluna é função da sua taxa de sedimentação e portanto aumenta com o decréscimo da granulometria, aproximando-se do tempo de residência do líquido, para partículas muito finas. Partículas maiores que 100 μm têm tempo de residência igual ou menor que 50% do tempo de residência do líquido.

O tempo de residência das partículas pode ser calculado por:

$$\tau_p = \tau_{\ell} \left[\frac{\frac{J_{sl}}{(1 - \varepsilon_g)}}{\frac{J_{sl}}{(1 - \varepsilon_g)} + U_{SP}} \right] \quad [11.18]$$

onde:

τ_p tempo de residência das partículas;

τ_{ℓ} tempo de residência da fase líquida;

J_{sl} velocidade superficial da polpa;

ε_g hold up do ar;

U_{SP} velocidade relativa.

A velocidade relativa entre as partículas e o líquido é denominada velocidade de deslizamento ou *slip*. Para um sistema de multiespécies, U_{SP} pode ser estimado por:

$$U_{SP} = \frac{g \cdot d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_{sl}) \cdot (1 - \phi_s - \varepsilon_g)^{2.7}}{18 \cdot \mu_f \cdot (1 + 0.15 Re_p^{0.687})} \quad [11.19]$$

$$Re_p = \frac{d_p \cdot U_{SP} \cdot \rho_l \cdot (1 - \phi_s - \varepsilon_g)}{\mu_f} \quad [11.20]$$

onde:

ρ_p densidade das partículas; ϕ_s fração volumétrica do sólido;

ρ_{sl} densidade da polpa; ε_g fração volumétrica do gás;

ρ_l densidade do líquido; μ_f viscosidade do líquido;

d_p diâmetro de partícula (normalmente expresso pelo d_{80});

Re_p número de Reynolds da partícula.

INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE

O objetivo fundamental do sistema de controle é manter a coluna em condição operacional estável, recorrendo-se ao ajuste automático do nível da interface polpa-espuma e dos fluxos de polpa, água de lavagem e ar. Os fluxos de água de lavagem e de ar e a pressão do sistema de aeração devem ser controlados automaticamente para manter a estabilidade operacional da coluna de flotação e garantir o desempenho metalúrgico previsto. Os fluxos de polpa da alimentação e da fração não flotada podem ser medidos e controlados automaticamente.

Para estabilização da coluna podem ser utilizadas duas alternativas de controle, esquematizadas na Figura 11.6. A alternativa (A) é mais sofisticada, de maior custo e geralmente possui resposta mais lenta. O nível é controlado pela adição da água de

lavagem, enquanto o fluxo de polpa do não flotado é controlado pela diferença ou relação entre os fluxos volumétricos do não flotado e da alimentação, sendo usado a *bias* como *set point*. A alternativa (B) é a mais simples, de menor custo e mais utilizada atualmente. O nível é controlado pela variação do fluxo de polpa do não flotado e a água de lavagem é ajustada a um *set point* pré-determinado.

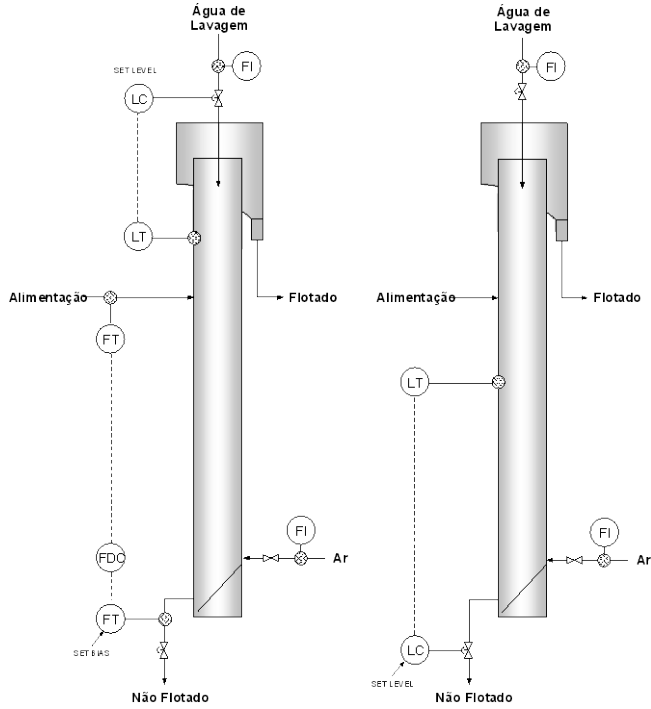


Figura 11.6 – Sistemas de controle operacional das colunas de flotação.

Para controle do nível da interface polpa/espuma são utilizados diferentes tipos de sensores. Os mais usados são os sensores de pressão e de condutividade.

Sensores de pressão

Os sensores de pressão são instalados na parede da coluna podendo ser utilizados até três unidades. A instalação de apenas um sensor na seção de concentração acarreta desvio na medida do nível da interface polpa-espuma devido às variações nas densidades da polpa e espuma. A altura da camada espuma ou o nível da interface polpa-espuma é calculado com auxílio da Equação [11.21].

$$H_{pe} = \frac{(h_p \cdot \rho_p \cdot g - P)}{(\rho_p - \rho_e) \cdot g} \quad [11.21]$$

onde:

- H_{pe} altura da camada de espuma;
- H distância do sensor ao transbordo da coluna;
- ρ_p densidade média da polpa acima do sensor;
- ρ_e densidade média da espuma;
- P pressão no sensor;
- g aceleração da gravidade.

Uma das limitações do controle de nível, utilizando apenas um sensor de pressão é a dependência das densidades de polpa e da espuma que variam com as condições operacionais, de tal maneira que é difícil prever. Com a instalação de dois sensores na zona de concentração da coluna, a estimativa da altura da camada de espuma torna-se independente da densidade da polpa. Considerando que a densidade da espuma é praticamente constante, a instalação de dois sensores de pressão acarreta uma redução nos erros da estimativa do nível da interface polpa-espuma de até 80%. O nível da interface polpa-espuma é calculado pela Equação [11.22]. Esta alternativa de controle é, atualmente, a mais utilizada nas colunas industriais.

$$H_{pe} = \frac{(P_1 \cdot h_2 - P_2 \cdot h_1)}{(P_1 - P_2) + (h_2 - h_1) \cdot \rho_e \cdot g} \quad [11.22]$$

onde:

- H_{pe} altura da camada de espuma;
- h_1 altura do sensor superior ao transbordo da coluna;
- h_2 altura do sensor inferior ao transbordo da coluna;
- ρ_e densidade média da espuma;
- P_1 pressão no sensor superior;
- P_2 pressão no sensor inferior;
- g aceleração da gravidade.

Com a instalação de três sensores, sendo dois na zona de recuperação e outro na camada de espuma, a estimativa do nível da interface polpa-espuma torna-se independente dos valores das densidades da polpa e espuma. Neste caso, o nível da interface polpa-espuma é dado por:

$$H_{pe} = \frac{h_1 \cdot [h_3 \cdot (P_3 - P_2) - P_3 \cdot (h_3 - h_2)]}{[h_1 \cdot (P_3 - P_2) - P_1 \cdot (h_3 - h_2)]} \quad [11.23]$$

onde:

H_{pe} altura da camada de espuma;

h_1 altura do sensor da camada de espuma ao transbordo da coluna;

h_2 altura do sensor superior da zona de recuperação ao transbordo da coluna;

h_3 altura do sensor inferior da zona de recuperação ao transbordo da coluna;

P_1 pressão no sensor da camada de espuma;

P_2 pressão no sensor superior da zona de recuperação;

P_3 pressão no sensor inferior da zona de recuperação;

g aceleração da gravidade.

Utilizando dois ou três sensores de pressão para controle do nível da interface polpa-espuma é possível determinar o *hold up* do ar e estimar o diâmetro médio de bolha na zona de recuperação da coluna.

Sensores de condutividade

A variação na condutividade elétrica entre as zonas de recuperação e de espuma ocorre devido à diferença no *hold up* do ar, conteúdo de sal (a água de lavagem provavelmente tem um menor conteúdo de sal que a água da polpa) e temperatura. Desta forma, a posição da interface polpa-espuma pode ser determinada por meio da variação da condutividade elétrica detectada pelos sensores instalados, longitudinalmente, na região da interface. Além destes são também utilizados outros tipos de sensores tais como: temperatura, ultra-sônico, flutuador etc.

DIMENSIONAMENTO E PERFORMANCE DA COLUNA

Neste item, propõe-se abordar os princípios e as metodologias básicas relativas à determinação das dimensões da coluna para obtenção de um produto com requisitos operacionais preestabelecidos e para estimativas de seu desempenho.

Como ponto de partida para os trabalhos de *scale up* são usualmente realizados ensaios de flotação para o minério em questão numa coluna piloto, com o levantamento de dados do processo, envolvendo o sistema de reagentes e parâmetros operacionais. A partir disso, a transposição desses dados para unidades industriais pode ser feita com base em certos modelos matemáticos. Os modelos mais comumente utilizados para este fim foram propostos por pesquisadores das Universidades de Toronto e McGill, no Canadá (G. S. Dobby, J. B. Yanatos e J. A. Finch). Nesta concepção, as colunas são consideradas constituídas de duas partes distintas em função dos regimes e das condições de fluxo que ocorrem nessas regiões: a zona de coleta e a zona de limpeza. A Figura 11.7 representa esquematicamente o comportamento das duas zonas, onde R_c representa o valor da recuperação de cada componente do minério (ou cada espécie mineralógica) na zona de coleta e R_f a recuperação deste mesmo componente na zona de limpeza.

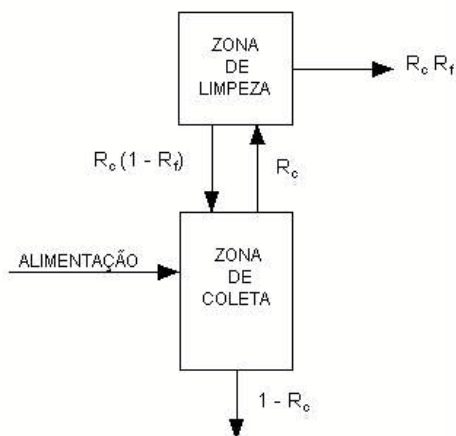


Figura 11.7 – Representação esquemática das zonas de coleta e limpeza.

Portanto, a recuperação total de determinada espécie mineral na coluna é dada pela expressão:

$$R_{fe} = \frac{R_c \cdot R_f}{R_c \cdot R_f + 1 - R_c} \quad [11.24]$$

Na zona de coleta ocorre o contato primário entre as partículas minerais descendentes e as bolhas de ar ascendentes. A taxa de coleta e a recuperação das partículas são modeladas com base nos aspectos básicos do fenômeno de colisão e aderência, nas probabilidades desses processos e na cinética da coleta das partículas pelas bolhas, considerado normalmente como um modelo de reação de primeira ordem. Com auxílio dos dados experimentais, foi demonstrado que a recuperação de cada mineral na zona de coleta pode ser expressa como uma função da constante cinética (K), do tempo de residência das partículas na zona de coleta (τ_p) e das condições de mistura nesta região, que podem ser quantificadas por meio do chamado coeficiente de dispersão (N_d), derivado do tipo de fluxo no interior da coluna e das suas dimensões. Esses parâmetros, por sua vez, estão diretamente relacionados com as variáveis operacionais da coluna.

Na zona de limpeza, o comportamento das partículas não é facilmente quantificado. Considerando que a passagem de bolhas de ar aderidas às partículas sólidas através de um leito de espuma é o fenômeno típico nesta zona, verifica-se que não existe um modelo matemático adequado – ou suficientemente desenvolvido – para descrever com precisão este processo. Por essa razão, alguns modelos propõem considerar a coluna como um compartimento único, desenvolvendo-se as constantes cinéticas e outros parâmetros operacionais para a coluna como um todo. No entanto, para colunas de maior porte, as avaliações de desempenho na zona de espuma foram melhor estudadas. Tornou-se evidente que existe uma perda de recuperação na zona de espuma. Considerando a espécie de barreira formada pelo leito de bolhas, nem todas as partículas aderidas às bolhas conseguirão passar através deste leito para atingir o *overflow* da coluna. Uma proporção que pode ser significativa das partículas coletadas deverá ser “barrada” e as partículas não aderidas às bolhas, retornam à zona de coleta. Conclui-se, portanto, que existe uma recuperação típica na zona de espuma (R_f) comandada por uma série de fatores, dificilmente mensuráveis ou controláveis. O efeito disso é gerar uma recirculação interna na coluna e que não pode, de forma alguma, ser ignorada quando se avalia o desempenho das colunas ou quando se estabelecem os modelos para sua performance. Mesmo sem a disponibilidade de uma ferramenta ou de um modelo adequado para a determinação da recuperação na zona de espuma, a carga circulante deve ser prevista e estimada para cada aplicação. A metodologia básica para o dimensionamento de colunas consiste nas seguintes etapas:

medida e determinação de variáveis operacionais em testes piloto para condições “otimizadas” do processo;

cálculo das recuperações das diversas espécies mineralógicas – considerar a recuperação da zona de coleta e a recuperação da zona de espuma, dada pela Equação [11.24], na composição da recuperação global;

determinação das constantes cinéticas de cada mineral (ou espécie mineralógica);

cálculo da capacidade de transporte das partículas minerais, pelas bolhas nas condições dos testes piloto;

definição do desempenho requerido para a coluna industrial, com estabelecimento da capacidade de processamento e das recuperações dos minerais ou elementos de interesse;

determinação das dimensões da coluna industrial e estimativa de seu desempenho, com base em parâmetros experimentais e nas correlações das diversas variáveis;

ajustar as dimensões para o atendimento aos requisitos do processo industrial.

Os cálculos efetuados nas diversas etapas são baseados nas expressões matemáticas apresentadas anteriormente. Considerando a interação de variáveis, alguns parâmetros são determinados por processo de aproximações sucessivas. O exemplo apresentado, a seguir, demonstra a seqüência desses procedimentos.

Em ensaios de flotação numa unidade piloto foram obtidos os seguintes dados operacionais:

| | |
|--|-----------------------|
| diâmetro da coluna | 0,61 m |
| altura da zona de coleta | 8,50 m |
| vazão de sólidos (alimentação) | 1.500 kg/h |
| vazão de polpa (alimentação) | 66,15 (l/min) |
| vazão de sólidos na fração flotada (concentrado) | 600 kg/h |
| vazão de polpa (rejeito) | 71,71 L/h |
| vazão de água de lavagem | 39,45 L/h |
| vazão de ar | 210,42 L/h |
| altura da camada de espuma | 85 cm |
| pressão no ponto superior | 12,45 kPa |
| pressão no ponto inferior | 44,52 kPa |
| distância entre os pontos (tomada de pressão) | 3,0 m |
| densidade das partículas | 3,2 g/cm ³ |
| tamanho das partículas (d_{80}) | 0,032 mm |
| concentração de sólidos na alimentação | 30 % |
| concentração de sólidos na fração flotada | 24% |

Tabela 11.1 – Composição mineralógica

| Mineral | Alimentação | Flotado | Recuperação no flotado(%) |
|---------|-------------|---------|---------------------------|
| A | 40,0 | 80,0 | 80,0 |
| B | 4,0 | 3,0 | 30,0 |
| C | 10,0 | 5,0 | 20,0 |
| D | 46,0 | 12,0 | 10,4 |

Com base nos dados experimentais, são determinados os seguintes parâmetros:

| | |
|--|-----------------------------|
| hold up do ar (ϵ_g) | 13,4% |
| tempo de residência das partículas (τ_p) | 27,11 min |
| coeficiente de dispersão (N_d) | 0,79 |
| tempo de residência do líquido (??) | 30,34 min |
| velocidade superficial da polpa na fração não flotada (J_{st}) | 0,4038 cm/s |
| densidade da polpa na fração não flotada | 1,15 g/cm ³ |
| velocidade de deslizamento das partículas (U_{sp}) | 0,0554 cm/s |
| diâmetro médio das bolhas na zona de coleta (d_b) | 0,12 cm |
| capacidade de transporte (C_a) | 3,42 g/cm ² .min |
| constantes cinéticas (min ⁻¹): | |

Constantes cinéticas (min⁻¹):

| Mineral | K_{cf} | K_c | | | | |
|----------|---|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| | | $R_f = 80\%$ | $R_f = 70\%$ | $R_f = 60\%$ | $R_f = 50\%$ | $R_f = 40\%$ |
| A | 0.09895 | 0.11592 | 0.12705 | 0.14085 | 0.15846 | 0.18205 |
| B | 0.01484 | 0.01829 | 0.02070 | 0.02383 | 0.02809 | 0.03424 |
| C | 0.00888 | 0.01100 | 0.01250 | 0.01446 | 0.01715 | 0.02109 |
| D | 0.00422 | 0.00525 | 0.00598 | 0.00695 | 0.00829 | 0.01028 |
| K_{cf} | constantes cinéticas globais | | | | | |
| K_c | constantes cinéticas na zona de coleta para diferentes valores atribuídos a R_f | | | | | |

Com os dados experimentais, pode-se determinar as dimensões de uma coluna industrial para concentração deste mesmo minério, operando nas condições expostas a seguir:

| | |
|---|--------------------------|
| massa de sólidos na alimentação | 40,0 t/h. |
| percentagem de sólidos na alimentação | 30,0%. |
| densidade do minério | 3,20 g/cm ³ . |
| composição mineralógica: | |
| mineral A | 40,0%; |
| mineral B | 4,0%; |
| mineral C | 10,0%; |
| mineral D | 46,0%; |
| diâmetro das partículas (d_{80}) | 32 μ m. |
| teor mínimo requerido do mineral A no concentrado | 80,0%. |

Com base nas expressões matemáticas definidas anteriormente e, utilizando-se técnicas de aproximações sucessivas para o cálculo de variáveis iterativas, podem ser determinados os parâmetros operacionais da coluna, para diferentes valores atribuídos ao diâmetro da coluna e à altura da zona de recuperação.

Para colunas industriais (diâmetros superiores a 1,5 m), são normalmente adotados *baffles* verticais para compartimentar a coluna, reduzindo os efeitos da turbulência interna. Assim, cada compartimento constitui uma **unidade-base** para fins de dimensionamento do diâmetro da coluna.

Adotando-se, neste caso:

número de unidades-base, $N = 4$;

diâmetro da unidade-base, $d_{cUB} = 1,50$ m.

São obtidos os valores apresentados a seguir, para diferentes alturas da zona de recuperação e considerando diversos níveis para a recuperação na zona de limpeza:

Tabela 11.2 – Altura (m) da zona de coleta para diversos parâmetros operacionais.

| PARÂMETROS OPERACIONAIS | ALTURA DA ZONA DE COLETA (m) | | | | | |
|---|------------------------------|------|------|------|------|------|
| | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 |
| Tempo de residência do líquido (min) | 23,0 | 26,3 | 29,7 | 33,0 | 36,4 | 39,8 |
| Tempo de residência das partículas (min) | 20,8 | 23,8 | 26,8 | 29,8 | 32,8 | 35,8 |
| Coefficiente de dispersão | 2,21 | 1,93 | 1,72 | 1,55 | 1,41 | 1,29 |
| Rf = 30% | | | | | | |
| Recuperação de massa no flotado (%) | 18,6 | 20,6 | 22,5 | 24,3 | 26,0 | 27,6 |
| Teor no mineral A no concentrado (%) | 88,9 | 88,6 | 88,3 | 87,9 | 87,6 | 87,3 |
| Recuperação do mineral A no flotado (%) | 41,4 | 45,6 | 49,6 | 53,4 | 57,0 | 60,3 |
| Capacidade de transporte (g/cm ² .min) | 1,76 | 1,94 | 2,12 | 2,29 | 2,45 | 2,61 |
| Rf = 40% | | | | | | |
| Recuperação de massa no flotado (%) | 22,1 | 24,2 | 26,2 | 28,0 | 29,7 | 31,3 |
| Teor no mineral A no concentrado (%) | 87,7 | 87,3 | 86,8 | 86,3 | 85,9 | 85,5 |
| Recuperação do mineral A no flotado (%) | 48,5 | 52,8 | 56,8 | 60,5 | 63,8 | 67,0 |
| Capacidade de transporte (g/cm ² .min) | 2,09 | 2,28 | 2,47 | 2,64 | 2,80 | 2,96 |
| Rf = 50% | | | | | | |
| Recuperação de massa no flotado (%) | 25,0 | 27,1 | 29,1 | 30,9 | 32,7 | 34,3 |
| Teor no mineral A no concentrado (%) | 86,6 | 86,0 | 85,4 | 84,8 | 84,3 | 83,7 |
| Recuperação do mineral A no flotado (%) | 54,1 | 58,3 | 62,2 | 65,6 | 68,8 | 71,7 |
| Capacidade de transporte (g/cm ² .min) | ,36 | ,56 | ,75 | ,92 | ,08 | ,23 |
| Rf = 50% | | | | | | |
| Recuperação de massa no flotado (%) | 27,4 | 29,6 | 31,6 | 33,4 | 35,1 | 36,6 |
| Teor no mineral A no concentrado (%) | 85,6 | 84,8 | 84,1 | 83,4 | 82,8 | 82,2 |
| Recuperação do mineral A no flotado (%) | 58,6 | 62,7 | 66,4 | 69,6 | 72,6 | 75,3 |
| Capacidade de transporte (g/cm ² .min) | 2,58 | 2,79 | 2,98 | 3,15 | 3,31 | 3,46 |

Assim, adotando-se uma coluna de 10 m de altura na zona de coleta, espera-se a obtenção de um concentrado contendo de 83 a 88% do mineral A, com uma recuperação na faixa de 53 a 70%. O diâmetro interno da coluna será dado por:

$$d_c = \sqrt{N \times d_{cUB}} \tag{11.25}$$

ou seja, $d_c = 3,0m$.

COMPARAÇÃO: CÉLULA MECÂNICA X COLUNA

As colunas de flotação diferem significativamente das células mecânicas convencionais tanto no *design* quanto na filosofia de operação. Os estudos comparativos do desempenho das colunas e células mecânicas, realizados em escalas piloto, semi-industrial e industrial, permitem, algumas considerações com relação à recuperação, teor, scale up e custo.

Recuperação

Na flotação, as perdas dos minerais de interesse ocorrem principalmente nas frações de granulometria grossa e fina. A coluna tem como característica a possibilidade de gerar bolhas com tamanho controlado e diâmetros inferiores aos da célula mecânica. Uma maior área superficial de bolhas obtida na coluna permite um aumento na probabilidade de colisão entre as partículas minerais e as bolhas de ar elevando, conseqüentemente, a recuperação do mineral flotado. Além disto, a ausência de turbulência na zona de coleta da coluna permite uma menor taxa de descoleta das partículas grossa comparada com as células mecânicas. Um outro fator importante no aumento de recuperação das partículas grossa e finas é o tempo de residência efetivo da bolha na coluna, já que as bolhas são geradas em sua base e percorrem todo o comprimento da zona de recuperação. O efeito combinado destes fatores tem resultado num aumento da recuperação dos minerais de interesse.

Teor

A coluna de flotação é capaz de produzir concentrados com teor do mineral de interesse mais elevado que as células mecânicas. Este aumento no teor é devido aos seguintes fatores:

a ausência de turbulência, na interface polpa-espuma, minimiza o arraste hidráulico das partículas hidrofílicas da zona de coleta para a de limpeza;

a altura elevada da camada de espuma ($\approx 1\text{m}$) apresenta um maior efeito de filtro das partículas hidrofílicas arrastadas pelas bolhas de ar;

a utilização de água de lavagem reduz a quantidade de partículas hidrofílicas arrastadas da zona de coleta para a de limpeza pela substituição da água de processo contida na polpa de alimentação.

Esta ação de limpeza é uma das principais razões para a utilização da coluna principalmente nas etapas *cleaner* de diferentes circuitos de concentração mineral.

Scale up

O *scale up* dos componentes das células mecânicas é complexo devido à hidrodinâmica da polpa. Por outro lado, o *scale up* das colunas de flotação considera que as condições de mistura podem ser contornadas por meio da utilização de *baffles*. Este é um fator importante para o beneficiamento de minérios de baixo teor devido à necessidade de tratar massas mais elevadas.

Custo

Para uma mesma capacidade, os circuitos industriais utilizando colunas de flotação têm menor custo de investimento em relação às células mecânicas devido aos seguintes fatores:

menor número de etapas de flotação;

ausência de peças móveis na coluna e menor número de equipamentos auxiliares de transporte;

menor número de pontos de controle.

As colunas apresentam um menor custo operacional, devido à ausência de peças móveis, menor potência instalada e custo de manutenção mais baixo.

Outras considerações

Os circuitos de colunas de flotação, além de poderem ser instalados em áreas abertas, ocupam uma área muito menor do que os circuitos de células mecânicas;

controle das colunas de flotação é mais eficiente que o das células mecânicas já que a medida das variáveis controladas é realizada em um número menor de pontos do circuito.

APLICAÇÕES

Os estudos de flotação em coluna no Brasil foram iniciados em 1985 pelo setor de tecnologia mineral do Centro de Desenvolvimento da Tecnologia Nuclear - CDTN - para aproveitamento de finos do minério fósforo-uranífero de Itataia. A primeira coluna industrial foi implantada em 1991 pela Samarco Mineração S.A. para flotação de quartzo do minério de ferro. Atualmente no Brasil existem cerca de 52 colunas industriais instaladas.

A seguir estão relacionados o número, dimensões e localização das colunas no circuito de concentração das principais unidades industriais.

Samarco Mineração S.A. A usina de concentração de minério de ferro da Samarco está localizada em Germano, município de Mariana, Minas Gerais, a cerca de 150 km de Belo Horizonte. A Samarco é um empreendimento integrado, constituído por mina, usina de concentração, mineroduto, pelotização e terminal marítimo. A concentração do material deslamado é realizada por flotação do quartzo. Na flotação do material deslamado é utilizado um circuito misto constituído de células mecânicas nas etapas *rougher* e *cleaner* e 4 (quatro) colunas de seção circular de 3,6 m de diâmetro e 13,6 m de altura na etapa *re-cleaner*. A fração não flotada da etapa *re-cleaner* constitui o concentrado final e a fração flotada é peneirada em 104 μm , sendo que o *oversize* é o rejeito final e o *undersize* é alimentado numa coluna de 2,4 m de diâmetro e 11,0 m de altura. O flotado desta coluna é rejeito final e o não flotado é recirculado na alimentação das colunas *re-cleaner*. Para concentração das lamas do *overflow* dos ciclones da etapa de deslamagem do produto da moagem, a Samarco implantou um circuito constituído de 2 (duas) colunas de seção retangular, sendo uma *rougher* de 3,0 x 4,0 x 12,0 m e outra *cleaner* de 3,0 x 2,0 x 12,0 m, obtendo-se no flotado da coluna *rougher* o rejeito de silicatos e no não flotado da coluna *cleaner* o concentrado de ferro.

Companhia Siderúrgica Nacional - CSN - No município de Congonhas - Minas Gerais - está localizada a Mineração Casa de Pedra da Companhia Siderúrgica Nacional, onde é feita a lavra e beneficiamento de minério de ferro hematítico/itabirítico. O concentrado produzido nesta unidade é transportado para a sua unidade siderúrgica em Volta Redonda - R.J. Em virtude do elevado teor de sílica na fração fina (-147 μm) foram implantadas 4 (quatro) colunas de 4,0 m de diâmetro e 10,0 m de altura, sendo 3 (três) na etapa *rougher* e 1 (uma) na etapa *cleaner*.

Minerações Brasileiras Reunidas S.A. - MBR - A MBR implantou na Mina do Pico em Itabirito - Minas Gerais - uma unidade de concentração por flotação em coluna para redução do teor de sílica da fração fina do minério de ferro hematítico/itabirítico. Esta unidade é constituída de 3 (três) colunas de 3,67 m de diâmetro e 14,0 m de altura, sendo 2 (duas) na etapa *rougher* e 1 (uma) na etapa *cleaner*.

S.A. Mineração da Trindade - SAMITRI - A SAMITRI é uma empresa do grupo Belgo Mineira e tem como objetivo a extração e beneficiamento de minérios de ferro. As unidades industriais de concentração de minérios de ferro hematíticos e itabiríticos estão localizadas no município de Mariana a cerca de 150 km de Belo Horizonte, MG. Na unidade industrial de produção de *pellet feed* a partir de minério hematítico estão em operação 3 (três) colunas de 2,4 m de diâmetro e 12,0 m de altura, sendo 2 (duas) na etapa *rougher* e 1 (uma) na etapa *cleaner*. Atualmente estão em fase de implantação 5 (cinco) colunas de seção retangular na unidade industrial de beneficiamento de minério itabirítico, sendo 2 (duas) colunas de 6,0 x 4,0 x 14,0 m na etapa *rougher*, 2 (duas) colunas

de 6,0 x 3,0 x 10,0 m na etapa *scavenger* e 1 (uma) coluna de 5,0 x 3,0 x 14,0 m na etapa *cleaner*.

Companhia Vale do Rio Doce S.A. - CVRD - A Companhia Vale do Rio Doce é uma das principais empresas produtoras de minério de ferro no Brasil. Possui 4 (quatro) unidades industriais de lavra e beneficiamento de minério de ferro, sendo 3 (três) instaladas no estado de Minas Gerais nos municípios de Itabira e Mariana e 1 (uma) no estado do Pará, em Carajás. Nas unidades industriais de Conceição (Itabira) e Timbopeba (Mariana) são utilizadas colunas na concentração do minério de ferro para flotação de quartzo. Em Conceição estão instaladas 9 (nove) colunas de seção retangular de 3,0 x 5,0 x 14,0 m, sendo 6 (seis) no estágio *rougher* e 3 (três) no estágio *cleaner* e em Timbopeba 3 (três) colunas de 4,0 m de diâmetro e 15,0 m de altura, sendo 2 (duas) no estágio *rougher* e 1 (uma) no estágio *cleaner*.

Serrana Fertilizantes S.A. - Unidade Araxá - A jazida de fosfato da Serrana em Araxá - Minas Gerais, distante 340 km de Belo Horizonte, faz parte da chaminé alcalina do Barreiro. Essa unidade tem como objetivo a lavra, beneficiamento de rochas fosfática e fabricação de alguns tipos de fertilizantes. O beneficiamento da rocha fosfática é realizado por flotação em coluna. Estão em operação, 6 (seis) colunas de seção retangular de 3,0 x 4,5 x 14,0 m distribuídas da seguinte maneira:

- uma coluna na flotação de apatita da lama natural;
- uma coluna na flotação de apatita da lama gerada;
- uma coluna na flotação de barita do circuito de grossos;
- duas colunas instaladas em paralelo na flotação de apatita do circuito de grossos;
- uma coluna na flotação de apatita do circuito de remoagem.

Em todas as etapas do processo são obtidos concentrados e rejeitos finais com um único estágio de flotação.

Serrana Fertilizantes S.A. - Unidade Cajati – A primeira unidade industrial de produção de fertilizantes fosfatados do Brasil está localizada, a cerca de 250 km da cidade de São Paulo, em Cajati. Esta unidade beneficia rocha fosfática com ganga carbonática e tem como objetivo a produção de fertilizantes e de ração animal. O minério lavrado na mina alimenta uma usina de beneficiamento mineral, com etapas de moagem, separação magnética, deslamagem, flotação de grossos (partículas entre 500 e 44 µm), flotação de ultrafinos (44 e 5 µm), espessamento e filtração. Os produtos da planta, concentrado de rocha fosfática e calcário purificado, alimentam um complexo químico onde são produzidos fertilizantes fosfatados e ração para nutrição animal. Em agosto de 1999 foram instaladas 5 (cinco) colunas de flotação de seção retangular distribuídas da seguinte maneira:

duas colunas (3,0 x 4,5 x 14,0 m) na flotação *cleaner* do circuito de grossos;

uma coluna (3,0 x 4,5 x 14,0 m) na flotação *rougher* do circuito de ultrafinos;

uma coluna (3,0 x 4,5 x 14,0 m) na flotação *scavenger* do circuito de ultrafinos;

uma coluna (3,0 x 4,5 x 10,0 m) na flotação *cleaner* do circuito de ultrafinos.

FOSFÉRTIL – Complexo de Mineração de Tapira - A unidade industrial de concentração por flotação do minério fosfático da Fosfértil está instalada no município de Tapira, MG, a 350 km de Belo Horizonte. Esta unidade é constituída das etapas de britagem, moagem, separação magnética, flotação e espessamento. O circuito de concentração por flotação é dividido em grossos e finos com as etapas *rougher* e *scavenger* sendo realizadas em células mecânicas. Na etapa *cleaner* do circuito de grossos são utilizadas duas colunas de seção retangular de 3,0 x 6,0 x 14,0 m e na etapa *cleaner* do circuito de finos uma coluna de 3,0 x 5,0 x 14,0 m. Atualmente está em fase de implantação um circuito constituído de duas colunas de 1,2 m de diâmetro e 9,0 m de altura para concentração do minério fosfático da região de Patos de Minas, MG.

ULTRAFÉRTIL – Complexo de Mineração de Catalão - A unidade industrial de beneficiamento de rocha fosfática da Ultrafértil está localizada no município de Catalão, GO. O circuito de concentração por flotação é dividido em grossos, finos e ultrafinos. As colunas de flotação são utilizadas nos circuitos de finos e ultrafinos. No circuito de finos a etapa *rougher* é realizada em duas colunas de seção retangular de 3,0 x 6,0 x 12,5 m e a etapa *cleaner* em uma coluna de 3,0 x 5,0 x 12,5 m. No circuito de ultrafinos é utilizada na etapa *rougher* uma coluna de seção retangular de 3,0 x 5,0 x 12,5 m e na etapa *cleaner* uma coluna de 3,0 x 4,5 x 12,5 m. Em ambos os circuitos, a etapa *scavenger* é realizada em células mecânicas.

Nacional de Grafite Ltda - NGL - A Companhia Nacional de Grafite é a principal companhia brasileira produtora de concentrado de grafite. Para isto conta com três unidades industriais localizadas nos municípios de Pedra Azul, Salto da Divisa e Itapeçerica em Minas Gerais. Estas unidades utilizam o processo de concentração por flotação. As unidades de Pedra Azul e Salto da Divisa utilizam na etapa *cleaner* duas colunas de seção circular de 1,2 m de diâmetro e 10,0 m de altura e duas de seção quadrada de 1,2 x 1,2 x 10,0 m, respectivamente.

Companhia Mineira de Metais - CMM - A companhia Mineira de Metais pertencente ao grupo Votorantin, possui uma unidade industrial de produção de concentrado de zinco sílico-carbonatado que utiliza o processo de flotação. Esta unidade está localizada no município de Vazant, MG e utiliza na etapa *cleaner* do circuito de flotação da calamina uma coluna de seção circular com 2,0 m de diâmetro de 13,0 m de altura.

Companhia Paraibuna de Metais - CPM - A companhia Paraibuna de Metais está localizada no município de Juiz de Fora, MG a 200 km de Belo Horizonte e possui um complexo industrial para produção de zinco metálico a partir de concentrado de sulfeto de zinco. O processo consiste basicamente das etapas de ustulação, lixiviação com ácido sulfúrico, eletrólise e fundição. Na etapa de lixiviação do concentrado ustulado é formado um precipitado gelatinoso de ferro com elevado teor de prata e chumbo. A prata contida neste precipitado está na forma de sulfeto, associado ao enxofre, e é recuperada por flotação utilizando uma coluna de 1,0 m de diâmetro e 11,8 m de altura.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) DOBBY, G. S. e FINCH, J. A - Mixing Characteristics of Industrial Flotation Columns. *Engineering Science*. Vol. 40, no. 7, pp. 1061-1068, 1985.
- 2) WHEELER, D. A. - Column Flotation - The Original Column. McGill University Seminar, May 1986.
- 3) DOBBY, G. S.; YIANATOS, J. B. e FINCH, J. A. - Estimation of Bubble Diameter in Flotation Columns from *Drift flux* Analysis. *Canadian Metallurgical Quarterly*. Vol. 27, no 2. Pp. 85-90, 1986.
- 4) DOBBY, G. S. e FINCH, J. A. - Flotation Column Scale-up and Modelling. *CIM Bulletin*, May, 1986.
- 5) YIANATOS, J. B.; FINCH, J. A. e LAPLANTE, A R. - Cleaning Action in Column Flotation Froths. *Trans. Inst. Min. Metall.*, 96, December, 1987.
- 6) YIANATOS, J. B; FINCH, J. A.; GOMES, R. E.; LAPLANTE A. R. e DOBBY, G. S. - Effect of Column Height on Flotation Column Performance. *Minerals and Metallurgical Processing* , February, 1988.
- 7) YICHAUSTI, R.A.; MCKAY, J. D. e FOOT, D. G. - Column Flotation Parameters - Their Effects. *Column Flotation 88*, chapter 17, 1988.
- 8) PAUL, R e MASLIYAH, J. - Flow Characterization of a Flotation Column - The *Canadian Journal of Chemical Engineering*, Col. 67, December, 1989.
- 9) YIANATOS, J. B e FINCH, J. A. - Gas Holdup versus Gas Rate in the Bubbly Regime. *International Journal of Mineral Processing*, Vol. 29, pp 141-146, 1990.
- 10) FINCH, J. A. e DOBBY, G, S. - *Column Flotation*. Pergamon Press 1ª edição - 1990.

Floculação

Carlos Adolpho Magalhães Baltar

Eng^o de Minas/UFPE, Mestre e Doutor em
Engenharia Metalúrgica e de Materiais/COPPE-UFRJ,
Professor do Dept^o de Engenharia de Minas/UFPE

INTRODUÇÃO

Em uma operação de espessamento, partículas maiores da mesma natureza sedimentam com maior velocidade. Esse fato é quantificado pela Lei de Stokes, para partículas esféricas, incompressíveis, em queda livre e regime laminar:

$$V = gd^2 (\rho_1 - \rho_2) / 18 \eta \quad [12.1]$$

onde:

V é a velocidade terminal da partícula, g é a aceleração gravitacional;

d é o diâmetro da esfera;

ρ_1 e ρ_2 a densidade da partícula e do líquido, respectivamente;

η representa a viscosidade absoluta do meio.

As partículas muito finas sedimentam com velocidade extremamente lenta, conforme pode ser observado nos dados de ZAJIC⁽¹⁾, apresentados na Tabela 12.1, que compara a velocidade de sedimentação de duas partículas de mesma natureza, porém com diferentes tamanhos.

Tabela 12.1 – Velocidade de sedimentação em função do tamanho da partícula coloidal [1].

| Tamanho da partícula (μm) | Velocidade de sedimentação |
|--|----------------------------|
| 1 | 1 mm/h |
| 0,01 | 1 mm/ano |

A equação [12.1] mostra que o aumento da velocidade de sedimentação (V) é possível com o “aumento” do diâmetro da esfera (d), obtido por meio de agregação das partículas.

O entendimento dos mecanismos envolvidos nos processos de agregação de partículas finas é de grande importância nas operações de separação sólido-líquido, de espessamento e filtração, onde a presença de partículas dispersas, com dimensões coloidais, pode resultar em significativa redução na capacidade do equipamento.

Não existe um limite granulométrico rígido para que uma partícula seja classificada como colóide. Embora, frequentemente, considere-se, como tal, partículas com pelo menos uma das dimensões entre 1 μm e 1 nm (2,3). A característica fundamental e comum a todos os colóides é uma elevada relação entre a área e volume. Em uma partícula coloidal, uma fração significativa das moléculas situa-se na superfície (Tabela 12.2), ou seja, próximo à interface sólido-líquido, onde se manifestam fenômenos como o da formação da dupla camada elétrica e da adsorção. Isso explica a forte relação existente entre ciência dos colóides e química de superfícies.

Tabela 12.2 – Proporção do número de moléculas na superfície em função do tamanho da partícula⁽⁴⁾.

| Tamanho ⁽¹⁾ , mm | Relação M_s/M_T ⁽²⁾ |
|-----------------------------|----------------------------------|
| 10 | 2-3/10 milhões |
| 10^{-3} | 1/450 |
| 10^{-5} | 1/4-5 |

partículas cúbicas, considera-se o tamanho do lado.
 M_s/M_T , relação entre o número de moléculas na superfície e o número total de moléculas na partícula.

À medida que o tamanho da partícula diminui, as forças de natureza física, como a da gravidade, tornam-se desprezíveis, enquanto as chamadas forças de superfície (forças estruturais, ou interações coloidais) crescem de importância e passam a determinar o comportamento dos sistemas coloidais (estabilidade, estrutura e reologia).

A separação sólido-líquido envolvendo partículas coloidais é possível por meio de operações de sedimentação e filtração. Em ambos os casos, o processo é favorecido por uma desestabilização do sistema, representada por uma agregação das partículas, geralmente obtida com a ajuda de substâncias químicas. A performance e a capacidade dos equipamentos de separação sólido-líquido dependem da eficiência do processo de agregação.

PROCESSOS DE AGREGAÇÃO

A presença de partículas coloidais é observada em diversos sistemas de origem natural ou industrial. Essas partículas podem apresentar-se como dispersões estáveis ou formar agregados de tamanhos variados.

Há três alternativas principais para o processo de agregação de partículas coloidais (5,6), conforme apresentado a seguir.

Coagulação, ocorre quando as forças superficiais de natureza atrativa superam as de natureza repulsiva. O agregado assim formado é chamado “coágulo”.

Aglomerção, acontece quando as partículas são agregadas por ação de um líquido imiscível, por exemplo, um óleo em uma suspensão aquosa. Nesse caso, o agregado é chamado “aglomerado”.

Floculação, resulta da ação de um polímero de elevado peso molecular que, em geral, adsorve-se de forma simultânea na superfície de várias partículas. O agregado é denominado “floc”.

Coagulação

Uma partícula mineral, em suspensão aquosa, adquire uma carga elétrica superficial como resultado das interações entre as espécies iônicas presentes na superfície e as moléculas de água. A consequência natural do excesso de carga elétrica na superfície de um sólido é a aproximação de íons com carga elétrica contrária (contra-íons), dando origem à formação da dupla camada elétrica. Como deve prevalecer a neutralidade elétrica, a quantidade de contra-íons atraídos para o campo de influência da partícula deve ser exatamente a que corresponde ao excesso de carga elétrica da superfície do sólido. Nas proximidades da partícula eletricamente carregada observa-se também a presença de íons com mesmo sinal, denominados co-íons. A presença da “nuvem” de contra-íons (Figura 12.1) dificulta a aproximação de duas partículas em rota de colisão impedindo a manifestação das forças atrativas de “van der Waals”.

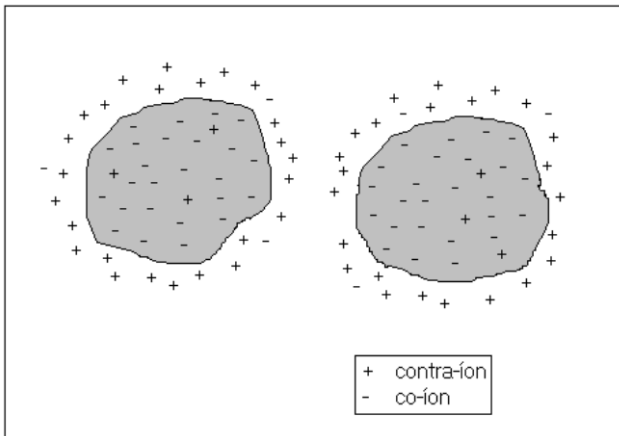


Figura 12.1 – Ilustração de partículas com excesso de carga elétrica negativa na superfície e contra-íons atraídos para a proximidade.

A estabilidade dos sistemas coloidais é tratada pela teoria de DLVO, desenvolvida independentemente pelos cientistas Derjaguin e Landau (1941) e Verwey e Overbeek (1948), cujas iniciais deram origem ao nome com o qual a teoria tornou-se conhecida. Essa teoria baseia-se nas variações de energia que são observadas quando as partículas aproximam-se umas das outras. Apenas as interações de van der Waals e eletrostáticas são consideradas. A energia potencial total de interação (V_i) é obtida por meio de balanço das energias potenciais das interações atrativas (V_A) e repulsivas (V_R):

$$V_T = V_A + V_R \quad [12.2]$$

A agregação ocorre quando $V_A > V_R$, enquanto a dispersão é estável quando acontece o contrário.

Para o caso de duas partículas esféricas, idênticas⁽⁷⁾:

$$V_A = - Aa / 12 d \quad [12.3]$$

$$V_R = 2 \pi \varepsilon a \zeta^2 \exp(-\kappa d) \quad [12.4]$$

Onde:

A é a constante de Hamaker;

a é o raio das partículas;

d é a distância de separação entre as partículas;

ε é a permissividade da solução;

ζ representa o potencial zeta;

κ é o parâmetro de Debye-Huckel ou o inverso da espessura da dupla camada elétrica.

Portanto, a coagulação é obtida com a redução, ou mesmo eliminação, da barreira energética repulsiva. Observa-se na Equação [4], que o objetivo pode ser alcançado pelo abaixamento do potencial zeta (ζ) ou pela redução da espessura da dupla camada elétrica ($1/\kappa$). Alguns procedimentos práticos permitem a minimização da barreira energética, como os apresentados a seguir.

Alterar a carga elétrica superficial da partícula.

A alteração da carga elétrica superficial ocorre por ação de íons determinantes de potencial (idp). Em sistemas com minerais em que as espécies H^+ e OH^- são determinantes de potencial (especialmente, óxidos e silicatos), a coagulação pode ser obtida por meio do controle do pH.

Promover a adsorção específica de íons.

A presença, na camada de Stern, de íons especificamente adsorvidos provoca o abaixamento do potencial zeta, se forem de carga elétrica oposta à da superfície.

Provocar a compressão da dupla camada elétrica.

A compressão da dupla camada elétrica verifica-se com adição de eletrólitos. É o que ocorre nas estações de tratamento de água, onde se usa sulfato de alumínio para precipitar os sólidos em suspensão.

Na verdade, além das forças eletrostáticas e de van der Waals, outras interações superficiais podem participar do processo de coagulação: as forças repulsivas de hidratação⁽⁸⁾, as atrativas de natureza hidrofóbica⁽⁹⁾ e as forças estéricas, que em geral são repulsivas⁽¹⁰⁾.

A coagulação é conseguida com a adição de eletrólitos inorgânicos multivalentes. Usam-se, em geral, cátions hidrolisáveis, como Al^{3+} e Fe^{3+} . Alguns polímeros sintéticos de baixo peso molecular (2×10^4 a 1×10^5), geralmente catiônicos, são citados como coagulantes^(11,12). Na verdade, a ação desses reagentes, apesar de estar relacionada a uma neutralização da carga elétrica da superfície mineral, representa um mecanismo de floculação por reversão localizada de carga^(5,13,14).

Aglomeração

A presença de gotículas de óleo imiscível em água pode promover a aglomeração de partículas⁽¹⁵⁾. A quantidade de óleo necessária pode variar de 3% a 25% em relação ao sólido⁽¹⁶⁾. Para interagir com o óleo, é necessário que a superfície mineral seja naturalmente hidrofóbica ou tenha sido hidrofobizada. Considerando-se que apenas as partículas hidrofóbicas são agregadas, a aglomeração pode ser usada como técnica para concentração de finos.

Floculação

A floculação caracteriza-se pela ação de um polímero, denominado floculante, que promove a agregação de partículas finas em forma de flocos. Os polímeros podem ser classificados quanto à origem, peso molecular e carga elétrica. Dessa forma, os floculantes podem ser: naturais, modificados ou sintéticos; de baixo ou elevado peso molecular; neutros, aniônicos ou catiônicos.

Os agregados podem ser formados independentemente das forças estruturais atuantes. Trata-se de um processo complexo cuja eficiência depende, entre outros fatores, da escolha apropriada do floculante, da forma de aplicação, do ambiente químico, do sistema hidrodinâmico e do tamanho das partículas.

Escolha do Reagente

A escolha do reagente deve levar em consideração, inicialmente, a finalidade da floculação. Assim, na operação de espessamento é mais importante o tamanho do floco, enquanto na filtração o floco deve ser compacto, com um mínimo de água retida em seu interior. Flocos resistentes são desejáveis em situações onde o manuseio envolve etapas de bombeamento. Em todos os casos, o tamanho da cadeia molecular, a natureza iônica do polímero, a densidade iônica e as características químicas dos grupos ativos da molécula são detalhes importantes que devem ser considerados na escolha do floculante.

Forma de Aplicação

Na desestabilização de uma suspensão por ação de um floculante polimérico, vários processos podem ocorrer, conforme é ilustrado na Figura 12.2, podem ocorrer de forma simultânea^(17,18):

homogeneização do polímero na suspensão;

adsorção na superfície do sólido,

acomodação das moléculas adsorvidas;

formação; crescimento e quebra dos flocos.

A completa homogeneização de um polímero em uma suspensão ocorre após haver decorrido um determinado tempo de sua adição. Assim, a adsorção pode acontecer antes da homogeneização. É fácil imaginar que no instante imediato à adição do polímero existam regiões com uma super concentração de floculante ^(17,19). Como consequência, as partículas próximas uma das outras ficam inteiramente recobertas pelas moléculas poliméricas e adquirem uma estabilização estérica. Na prática, esse fenômeno é refletido na turbidez do sobrenadante.

Portanto, a forma de adição do polímero é um fator determinante no desempenho do floculante. A solução do floculante deve ser adicionada o mais diluída possível e sob forte agitação. A agitação durante a adição do polímero deve ser tal que contribua o máximo possível para a redução do tempo necessário à completa homogeneização. O limite da agitação está relacionado ao início do processo de ruptura da molécula do polímero. A adição do floculante por etapas foi sugerida por diversos autores^(20,21) como forma de promover uma melhor distribuição do polímero na suspensão.

Ambiente Químico

A eficiência do floculante depende fortemente do ambiente químico da suspensão⁽²²⁾. A presença de íons dissolvidos tem influência na adsorção e conformação da molécula do polímero. As espécies químicas presentes tanto podem facilitar quanto inibir a adsorção do polímero na superfície das partículas. O efeito positivo ocorre quando a pré-adsorção de íons na superfície mineral resulta em sítios atrativos à adsorção do polímero⁽²³⁾ ou quando neutralizam parte da carga elétrica da molécula do polímero de modo a reduzir uma eventual repulsão eletrostática com a superfície⁽²⁴⁾. O efeito prejudicial é verificado nos casos de competição por sítios disponíveis na superfície mineral^(25,26) ou quando espécies ionizadas, de carga contrária, interagem com grupos iônicos do polímero podendo provocar a precipitação ou completa desativação do floculante^(27,28), além do encolhimento da molécula⁽²⁹⁾.

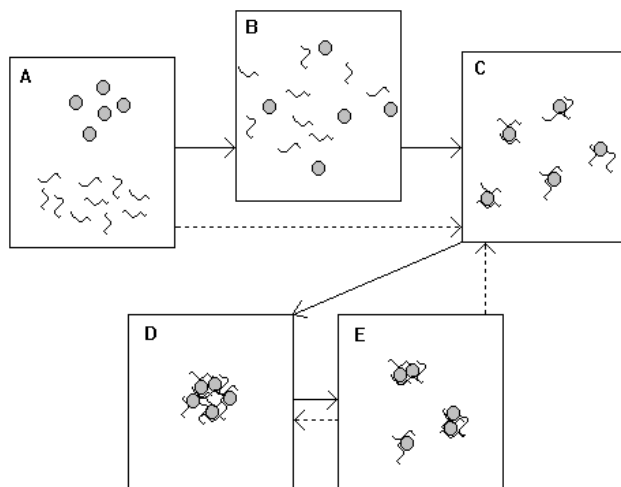


Figura 12.2 - Ilustração dos processos observados com a adição de um polímero a uma suspensão [19]. (A) adição, (B) homogeneização, (C) adsorção, (D) floculação e (E) quebra do floculo.

Sistema Hidrodinâmico

A ocorrência de colisões entre as partículas é um pré-requisito para que haja uma agregação. O movimento browniano de partículas coloidais, devido à energia térmica, proporciona colisões que podem resultar em uma agregação pericínética. No entanto, tal agregação ocorre de forma lenta.

A frequência e intensidade das colisões pode ser aumentada por um sistema de agitação externo, que provoca uma movimentação ortocinética das partículas. O sistema hidrodinâmico tem a função de promover e intensificar as colisões. A velocidade de floculação cresce com o aumento da agitação. No entanto, a partir de uma determinada velocidade crítica, característica de cada sistema, as forças de cisalhamento resultantes da agitação promovem a quebra dos flocos formados. A facilidade com que os flocos são quebrados aumenta significativamente com o tamanho. Isso significa que a velocidade crítica diminui à medida que o agregado cresce.

Portanto, o tamanho do floculo pode ser controlado pela velocidade de agitação. Para cada sistema de agitação corresponde um tamanho limite que representa um balanço dinâmico entre o crescimento e a quebra do floculo. Em testes de floculação, só é possível obter resultados reprodutíveis com rigoroso controle do sistema de agitação⁽³⁰⁾.

Tamanho das Partículas

Há uma correlação importante entre o tamanho da partícula e peso molecular do floculante. A cada tamanho de partícula corresponde um peso molecular mínimo, a partir do qual a floculação é possível. Esse peso molecular mínimo aumenta com o tamanho da partícula. MOUDGIL et al⁽³¹⁾ observaram que um poli(óxido)etileno com peso molecular de 10^6 pode promover a floculação de uma amostra de dolomita em granulometria abaixo de $37 \mu\text{m}$. Com o mesmo polímero, no entanto, não foi possível a floculação da fração da amostra com granulometria entre 53 e $43 \mu\text{m}$.

O tamanho da partícula também está relacionado à quantidade de floculante que se deve usar⁽³²⁾. Uma maior concentração de floculante deve ser usada em sistema com partículas ultrafinas, devido à maior área superficial total a ser coberta pelas moléculas do polímero. Nos sistemas com partículas ultrafinas, deve-se ter um cuidado especial com a forma de adição do polímero, considerando-se que essas partículas são mais susceptíveis a um recobrimento total, *overdose*, e, em decorrência, acontece uma estabilização estérica⁽¹⁶⁾.

O mecanismo de formação dos flocos também é influenciado pelo tamanho das partículas⁽³³⁾. A tendência à predominância da floculação por pontes *bridging flocculation* aumenta com a diminuição do tamanho das partículas, devido à menor quantidade de sítios, por partícula, disponível para o contato molécula-superfície *trains*.

POLÍMEROS SINTÉTICOS

Os reagentes frequentemente utilizados, nas operações de separação sólido-líquido, para promover a formação dos flocos são denominados floculantes. Em geral, são polímeros sintéticos que podem ser neutros ou iônicos.

Características

São polímeros solúveis em água que, em geral, apresentam peso molecular elevado. Um polímero é uma macromolécula formada por vários segmentos unitários, denominados monômeros. Em sua composição pode haver monômeros iguais ou diferentes entre si, resultando na formação de homopolímeros ou copolímeros, respectivamente.

Os polímeros podem ser neutros ou apresentar grupamentos ionizáveis. Nesse caso, são denominados polieletrólitos, que podem ser tratados de forma mais específica como poliânions ou polications, dependendo da natureza da carga. A presença de segmentos ionizados provoca o estiramento da macromolécula devido à repulsão eletrostática resultante. A expansão da molécula favorece a formação de flocos e acarreta um aumento na viscosidade da solução.

Em meio ácido (onde apresenta-se na forma não-iônica) uma molécula de ácido poliacrílico, com peso molecular de 7×10^4 , assume uma conformação esférica semelhante a de um fio aleatoriamente encolhido com um raio de cerca de 20 nm. Com o aumento do pH, e conseqüentemente da densidade iônica, a molécula do polímero estende-se gradualmente atingindo um comprimento de 250 nm⁽³⁴⁾.

Os floculantes mais eficientes em operações de espessamento são os polieletrólitos aniônicos com cadeia linear e elevado peso molecular, em geral, entre 10^6 e 10^7 . Os catiônicos são usados em operações de filtração e devem possuir uma cadeia menor, sendo preferidos, em geral, aqueles com peso molecular entre 10^4 e 10^5 . Polímeros aniônicos com baixo peso molecular são utilizados como dispersantes⁽³⁵⁾.

A solubilidade do polímero decresce com o aumento do tamanho da molécula. Essa tendência não pode ser contornada com uma agitação vigorosa já que a turbulência provoca a degradação do polímero por meio de rupturas ao longo da molécula^(36,37). Os polieletrólitos, devido ao caráter hidrofílico de seus grupos iônicos, são mais solúveis em água do que seu correspondente não-iônico. O esforço no desenvolvimento tecnológico dos floculantes tem sido direcionado no sentido de produzir polímeros que, sem perder a solubilidade em água, possam apresentar moléculas cada vez maiores.

Um polímero pode adsorver-se por meio de uma grande quantidade de pontos de contato. De acordo com MOSS⁽²¹⁾, uma poliácridamida, com peso molecular de 10^6 , pode estabelecer até 15.000 ligações com uma superfície mineral. Ainda que individualmente essas ligações possam ser frágeis, o conjunto das interações torna a adsorção praticamente irreversível⁽³⁸⁾.

Trabalho recente⁽³⁹⁾ mostrou a vantagem do uso simultâneo de dois polímeros, sendo um não-iônico e outro iônico. Flocos maiores com menor retenção de água foram obtidos com base em amostras de lodo ativado. O floculante também pode ser usado com um surfatante. Esse procedimento pode resultar em flocos mais resistentes e maior compactação no sedimento⁽⁴⁰⁾.

Vantagens

Embora alguns polímeros naturais (polissacarídeos) ou modificados (carboximetilcelulose) tenham sido bastante utilizados no passado⁽⁴¹⁾, a partir da década de 60, essa prática foi gradualmente substituída pelo uso de polímeros sintéticos. Embora mais caros, os polímeros sintéticos apresentam uma série de vantagens com relação aos seus antecessores^(25,42):

possibilidade de manipulação de sua estrutura, já que são polímeros inteiramente desenvolvidos em laboratório, é possível modificar sua estrutura de modo a moldar suas características no sentido de melhorar o seu desempenho;

composição química definida;

ampla disponibilidade (os naturais podem, eventualmente, apresentar limitações de natureza política ou climática);

maior estabilidade química e biológica.

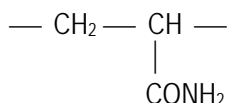
As desvantagens estão relacionadas ao custo mais elevado⁽⁴³⁾, dificuldade de manuseio⁽⁴⁴⁾, fenômeno do “envelhecimento” da solução⁽³⁴⁾ e dificuldade de informações técnicas detalhadas sobre os produtos⁽⁴³⁾.

Os Mais Utilizados

Neutros

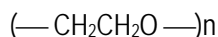
Os mais importantes polímeros neutros para a indústria mineral são as poli(acrilamidas) (PAM) e o poli(óxido)etileno (POE).

Os flocculantes do tipo poli(acrilamida) e seus derivados predominam amplamente na indústria mineral, em operações de separação sólido-líquido. A poli(acrilamida) é um polímero neutro, obtido a partir da polimerização da acrilamida, cuja fórmula é indicada abaixo.



Recomenda-se que o polímero deve ser, o tanto quanto possível, isento de agentes iniciadores e monômeros livres. A presença de traços dessas substâncias acarretam, respectivamente, a degradação do polímero e riscos à saúde humana e ao meio ambiente. Apesar de não ser alvo de grandes preocupações ambientais^(37,43) as poli(acrilamidas) não são bio-degradáveis.

O poli(óxido)etileno é um polímero neutro, que adsorve-se por meio de pontes de hidrogênio e interações hidrofóbicas^(45,46). Comercialmente, pode ser encontrado com diferentes tamanhos de molécula. Os de baixo peso molecular são polimerizados na presença de ácidos ou base de Lewis, enquanto os de peso molecular elevado são obtidos em reações complexas que envolvem a participação de agentes catalisadores⁽⁴⁷⁾. A fórmula do poli(óxido)etileno é apresentada a seguir:

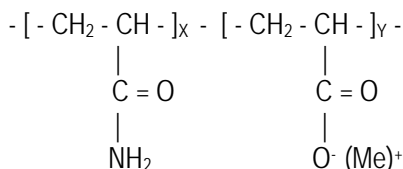


O POE é facilmente solúvel em água e caracteriza-se por uma forte atividade superficial que se reflete no espalhamento de uma película molecular estável na interface água-ar^(45,48).

Aniônicos

Os principais polímeros aniônicos são baseados no ácido poli(acrílico) e seus sais. Esses polímeros são obtidos a partir da copolimerização da acrilamida com o ácido acrílico ou por reações de hidrólise da poliacrilamida.

Em solução aquosa, a principal reação química da poliacrilamida é a hidrólise do grupamento amida, dando origem à forma ionizada mais solúvel. Na hidrólise, o grupamento amida é substituído por um grupamento carboxílico. Como consequência, a molécula adquire uma carga negativa em meio neutro ou alcalino. A repulsão eletrostática entre os grupamentos ionizados resulta no estiramento da molécula.



onde Me⁺ representa um hidrogênio ou cátion monovalente.

O grau de hidrólise (Y) é definido pela expressão abaixo, onde X e Y representam o número de grupamentos amida e o número de grupamentos carboxílicos, respectivamente.

$$Y = Y / (X + Y)$$

Observando-se as fórmulas estruturais da poliacrilamida e de sua forma hidrolisada, percebe-se que o número total de grupamentos (n) é dado pela equação: n = X + Y. Nas poliacrilamidas não-hidrolisadas Y = 0 e, conseqüentemente, o grau de hidrólise é zero. O contrário ocorre nos ácidos poli(acrílicos), no qual X = 0, e Y = 1, representando uma hidrólise completa. Em geral, nas poliacrilamidas que despertam maior interesse comercial predominam os grupamentos não hidrolisados, ou seja, X > Y.

Na indústria mineral, as poliacrilamidas usadas possuem até 45% de grupamentos carboxilatos⁽⁴⁴⁾. Considera-se que um grau de hidrólise em torno de 30% proporciona os melhores resultados^(34,49). Um valor menor pode ser insuficiente para promover o completo estiramento da molécula, importante na formação de flocos por pontes *bridging flocculation*. Por outro lado, uma densidade iônica muito elevada pode resultar em dificuldade para adsorção em superfícies com carga de mesmo sinal, devido à repulsão eletrostática. A tolerância máxima à densidade de ionização do polímero vai depender do potencial elétrico da superfície da partícula.

Naturalmente, a densidade iônica de uma poliacrilamida hidrolisada (PAMH) depende do pH (Tabela 12.3) e da concentração de sais na solução. Em meio ácido, a incorporação de íons H⁺ pelo grupamento carboxil resulta na neutralização da molécula.

Por sua vez, as poliacrilamidas hidrolisadas (PAMH), na presença de cátions, especialmente os divalentes, podem formar precipitados. O grupamento carboxil forma compostos insolúveis com algumas espécies catiônicas⁽⁵⁰⁾. Em alguns casos, esse fato provoca a completa desativação do floculante^(22,27,28).

Tabela 12.3 - Influência do pH na ionização da uma poliacrilamida 20,6% hidrolisada⁽⁵¹⁾.

| pH | COO-/COOH |
|----|-----------|
| 4 | 0,29 |
| 5 | 2,9 |
| 6 | 29,0 |
| 7 | 290,0 |
| 8 | 2900,0 |

De modo geral, pode-se considerar que praticamente todas as poliacrilamidas apresentam pelo menos 1 a 3% de grupamentos carboxílicos, resultantes de reações inadvertidas de hidrólise durante a preparação e a estocagem^(34,43).

As poliacrilamidas sofrem degradação, podendo perder totalmente seu poder floculante. Os principais fatores que podem contribuir para as alterações no polímero são:

esforços de cisalhamento^(52,53);

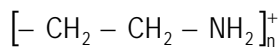
presença de radicais livres na solução^(54,55);

envelhecimento da solução^(56,57).

Catiônicos

Os floculantes catiônicos são reagentes que caracterizam-se pela presença de um átomo de nitrogênio e uma carga positiva como, por exemplo, o amino (—NH_3^+). A carga positiva tem origem na protonação ou quaternização do grupo funcional. Em geral, esses floculantes são obtidos a partir da copolimerização da acrilamida com um monômero catiônico^(16,58).

Como a maioria das partículas minerais tem superfície com excesso de carga negativa, os polímeros catiônicos adsorvem-se, principalmente, por interação eletrostática e apresentam uma configuração horizontal com predominância dos pontos de contato *trains*. Como consequência, esse tipo de polímero não é indicado para a formação de flocos por pontes *bridging flocculation*. Os polímeros catiônicos de baixo peso molecular são amplamente utilizados como floculante em operações de filtragem. A fórmula do poli(etilenoimina) é apresentada abaixo:



MECANISMOS DE ADSORÇÃO DOS FLOCULANTES

Os polímeros podem adsorver-se na superfície mineral por meio de uma ou mais das alternativas descritas a seguir.

Ligações de Hidrogênio

Constitui-se no principal mecanismo de adsorção dos polímeros não-iônicos em superfícies hidrofílicas. O átomo de hidrogênio possui pequeno tamanho e tendência a tornar-se polarizado positivamente. Em razão dessas características, pode interagir com átomos vizinhos eletronegativos promovendo a ligação.

Uma molécula de poliacrilamida pode estabelecer ligações de hidrogênio por meio do grupo funcional carbonila ($C = O$) com sítios eletropositivos da superfície mineral ou do grupamento amida NH_2 em sítios eletronegativos^(59,60).

Na molécula do poli(óxido)etileno, a ligação de hidrogênio ocorre por meio do grupo éter^(48,59). Sítios com grupos OH^- isolados servem como principal opção para a adsorção para o POE na superfície mineral, a exemplo de grupos isolados do tipo silanol ($SiOH$) na superfície de silicatos^(60,61). Moléculas de água, adsorvidas fisicamente na superfície, também podem funcionar como sítios para o estabelecimento de ligações de hidrogênio com o átomo de oxigênio da molécula do POE⁽⁶²⁾.

As ligações de hidrogênio proporcionam interações que são consideradas individualmente frágeis ($10-40 \text{ kJ.mol}^{-1}$), se comparadas, por exemplo, com ligações covalentes (cerca de 500 kJ.mol^{-1})⁽⁶³⁾. Essas interações são constantemente estabelecidas e desfeitas, em um processo contínuo. No entanto, o tamanho da molécula do floculante garante uma grande quantidade de pontos de interação, tornando improvável a desorção simultânea em todos os sítios. Isso significa que a adsorção é praticamente irreversível⁽⁵¹⁾. A energia de adsorção aumenta proporcionalmente com o número de sítios de interação.

Interações Hidrofóbicas

A adsorção por meio de interações hidrofóbicas ocorre por meio da cadeia hidrocarbônica do polímero e é sempre possível nos casos em que a superfície da partícula é naturalmente hidrofóbica ou foi hidrofobizada.

O Poli(óxido-etileno) adsorve-se por meio do grupo etileno ($—CH_2CH_2—$) em sítios hidrofóbicos da superfície mineral, como os do tipo siloxano ($Si-O-Si$) da sílica^(46,60). Nos sistemas onde prevalece esse tipo de interação, a densidade de adsorção do polímero aumenta com a hidrofobização da superfície^(64,65).

Interações Eletrostáticas

Ocorrem sempre que a superfície mineral e o polímero apresentam cargas contrárias e constitui-se na principal forma de adsorção dos floculantes catiônicos⁽³⁸⁾.

É evidente que esse mecanismo não pode ser considerado em sistemas com polímeros neutros, como nos casos da poli(acrilamida) e do poli(óxido)etileno.

Em sistemas com a poli(acrilamida) hidrolisada (aniônica), a adsorção por interação eletrostática tem uma importância secundária. A superfície mineral deve estar abaixo do seu ponto isoelétrico. Em geral, isso ocorre em meio bastante ácido, onde a poli(acrilamida) perde o seu caráter aniônico devido à hidrólise do grupo carboxílico (—COOH).

Ligações Químicas

A adsorção resulta de uma interação química entre grupos ativos da molécula do polímero e sítios metálicos disponíveis na superfície do mineral formando compostos insolúveis por meio de ligações covalentes ou iônicas⁽⁵⁾. Essa forma de adsorção é específica e pode contribuir para uma floculação seletiva.

Ligações Coordenadas

Os polímeros adsorvem-se na superfície mineral formando complexos ou quelatos⁽⁵⁸⁾. A molécula do poli(óxido)etileno pode formar complexos com íons como K^+ , Cd^{2+} , Mg^{+2} e outras espécies presentes na superfície mineral^(46,60).

VELOCIDADE DE ADSORÇÃO

Em geral, as primeiras moléculas do polímero adsorvem-se prontamente na superfície mineral. Esse fato pode ser observado na Figura 12.3, onde a isoterma de adsorção coincide com o eixo das ordenadas para pequenas concentrações de floculante. A adsorção é um processo controlado pelo transporte, pelo menos em sua etapa inicial, quando existe uma grande disponibilidade de sítios na superfície⁽¹⁹⁾. Isso significa que a velocidade de adsorção é função da frequência com que as referidas moléculas chegam até à superfície, ou seja, depende da difusão ou do gradiente de velocidade induzido.

À medida que a adsorção prossegue, no entanto, o recobrimento parcial da superfície dificulta a adsorção das moléculas seguintes, de modo a provocar um retardamento do processo. Em geral, a saturação verifica-se em concentrações bastante baixas. Observa-se, na Figura 3, que o semi-platô é atingido entre 1,5 e 3,0 mg.m^{-2} para os polímeros neutros e em torno de 0,5 mg.m^{-2} para os polieletrólitos⁽⁶⁾. A presença de eletrólitos, de carga contrária, modifica a forma da curva do polieletrólito, aproximando-a da do polímero não-iônico.

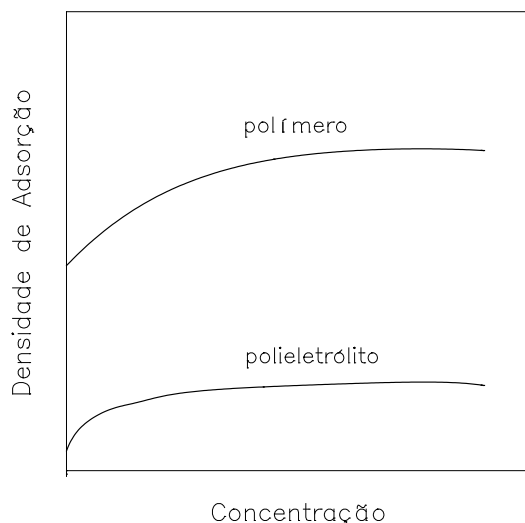


Figura 12.3 - Formas típicas para as isotermas de adsorção, no caso de polímeros não iônicos, e de polieletrólitos⁽⁶⁾.

De acordo com GREGORY^(13,18), a quantidade de colisões por unidade de volume e unidade de tempo (J_{12}) entre N_1 partículas e N_2 moléculas do polímero, existentes na suspensão no instante inicial do processo, pode ser dada por:

$$J_{12} = \kappa_{12} N_1 N_2 \quad [12.5]$$

Se toda colisão resultar em adsorção, a velocidade de adsorção é dada por:

$$- dN_2 / dt = \kappa_{12} N_1 N_2 \quad [12.6]$$

Supondo-se que tanto as moléculas do polímero quanto as partículas comportam-se como esferas, a constante de velocidade (κ_{12}) pode ser obtida por meio das expressões de Smoluchowski:

$$\kappa_{12} = (2 k T / 3 \mu) (r_1 + r_2)^2 / r_1 r_2 \quad [12.7]$$

e

$$\kappa_{12} = (4 / 3) G (r_1 + r_2)^3 \quad [12.8]$$

Para os sistemas pericinéticos, onde prevalece o transporte por difusão, e para os sistemas ortocinéticos, na presença de um gradiente de velocidade induzido e uniforme (G), respectivamente; onde k é a constante de Boltzmann, T é a temperatura absoluta, μ é a viscosidade, r_1 é o raio da partícula e r_2 é o raio do polímero. Para os sistemas pericinéticos, esse último parâmetro pode ser calculado com base na determinação do coeficiente de difusão da molécula⁽⁶⁶⁾ por meio da equação de Stokes-Einstein:

$$D = k T / 6 \pi \mu r_2 \quad [12.9]$$

Nos sistemas agitados, considera-se o raio de giração da molécula (R_g), o qual está relacionado ao peso molecular do polímero, de acordo com FLORY⁽⁶⁷⁾:

$$[\eta] M = 6^{3/2} \phi (R_g^2)^{3/2} \quad [12.10]$$

Na expressão acima, $[\eta]$ é a viscosidade intrínseca do polímero, M é o peso molecular, e ϕ é uma constante (parâmetro de Flory-Fox).

Supondo-se que o número de partículas por unidade de volume (N_1) permanece inalterado e que a constante de velocidade (κ_{12}) independe da fração da superfície coberta pelas moléculas do polímero, o tempo (t_A) necessário para a adsorção de uma fração (f) do polímero presente na suspensão pode ser obtido por meio da seguinte expressão^(13,19):

$$t_A = - \ln (1 - f) / \kappa_{12} N_1 \quad [12.11]$$

A expressão⁽¹⁰⁾ é útil para estimar o tempo mínimo necessário para a adsorção. Na verdade, sabe-se que N_1 e κ_{12} diminuem com a evolução do processo, o que significa um tempo real para a adsorção maior que o calculado.

FATORES QUE INFLUENCIAM NA DENSIDADE DE ADSORÇÃO

A adsorção de um polímero em uma superfície mineral é influenciada por uma série de parâmetros relacionados à molécula do floculante e ao meio. A densidade de adsorção depende, principalmente, dos fatores descritos a seguir.

Superfície Mineral

A densidade de adsorção é consequência da afinidade da molécula do floculante pela superfície mineral. Dependendo do mecanismo de adsorção do floculante, a existência de sítios metálicos atrativos, excesso de carga elétrica oposta à da molécula e a hidrofobicidade são características da superfície mineral que podem contribuir para uma maior adsorção do polímero.

Tamanho da Molécula

A influência do tamanho da molécula do polímero está relacionada ao tamanho do floco produzido e ao mecanismo de formação dos mesmos. Deve-se lembrar que a solubilidade do floculante diminui com o aumento do tamanho da molécula.

À medida que cresce o tamanho da molécula do polímero, aumenta sua capacidade em agregar partículas, produzindo flocos grandes, pesados, que sedimentam com facilidade. Portanto, floculantes com peso molecular elevado devem ser usados em operação de espessamento. Por outro lado, em operação de filtração, onde os flocos devem ser formados por reversão localizada de carga *patch flocculation*, os polímeros com cadeia curta são mais eficientes, já que devem ocupar apenas parte da superfície mineral.

Em sistemas onde a adsorção do polímero ocorre através de muitos pontos de sua cadeia, ou seja, quando a molécula espalha-se sobre a superfície em uma adsorção horizontal *flat adsorption*, a massa de molécula adsorvida por unidade de área é independente do peso molecular. O número de moléculas adsorvidas, no entanto, diminui com o aumento do peso molecular. Uma situação inversa acontece quando a molécula assume uma conformação com predominância de alças e caudas. Nesse caso, a massa adsorvida por unidade de área da superfície aumenta com o peso molecular⁽⁶⁸⁾, enquanto o número de moléculas adsorvidas não é afetado pelo peso molecular.

Há uma relação empírica que relaciona a massa adsorvida por unidade de área (Γ) com o peso molecular (M)^(34,63):

$$\Gamma = k' M^a \quad [12.12]$$

Onde, k' e a são constantes. A constante "a" relaciona-se à conformação do polímero, e pode variar de 0 (conformação inteiramente estendida sobre a superfície) a 1 (quando interage com a superfície em apenas um único ponto, proporcionando uma configuração vertical).

Densidade Iônica da Molécula

Esse parâmetro está intimamente associado à conformação da molécula do polímero. Quanto maior for a densidade iônica da molécula, maior será o seu estiramento. A variação na conformação da molécula do polímero é refletida nas propriedades reológicas da solução e pode ser monitorada por meio da viscosidade^(69,70).

Nos polímeros não-iônicos, as interações entre cadeias hidrocarbônicas e pontes de hidrogênio intramolecular acarretam uma retração da macromolécula, enquanto nos polímeros iônicos, a repulsão eletrostática resultante da interação entre os grupos iônicos provoca o estiramento da molécula. Na presença de eletrólitos, no entanto, os polímeros iônicos comportam-se como os polímeros neutros.

A densidade iônica do polímero também pode influenciar a densidade de adsorção em superfícies com excesso de carga de mesmo sinal. A densidade de adsorção de poliácridamidas hidrolisadas (PAMH), em superfícies com carga negativa, diminui com aumento da densidade iônica da molécula⁽⁶⁸⁾. Isso ocorre devido à repulsão eletrostática molécula-superfície e entre moléculas adsorvidas.

Salinidade

Um polímero não-iônico é pouco sensível à salinidade. Com os floculantes aniônicos ocorre o contrário. Espécies catiônicas presentes na suspensão influenciam fortemente o seu comportamento⁽³⁵⁾. Diversos fatores contribuem para isso, como os apresentados a seguir.

As moléculas inicialmente esticadas, devido à repulsão eletrostática entre os grupamentos ionizados, vão sendo gradualmente neutralizadas e contraídas à medida que aumenta a concentração de sais.

No caso das poliácridamidas, algumas espécies catiônicas como Ca^{2+} , Ba^{2+} e Mg^{2+} formam complexos insolúveis com o grupamento carboxil do polímero, podendo provocar sua completa desativação^(25,27).

A Figura 12.4 ilustra o efeito da presença de sais na densidade de adsorção de uma poliácridamida aniônica⁽²⁸⁾.

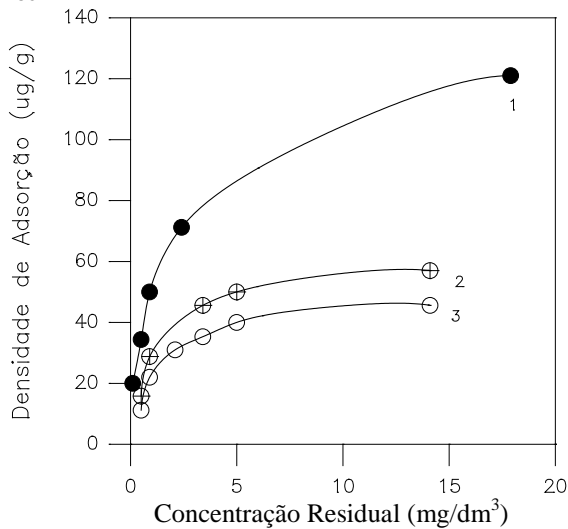


Figura 12.4 - Influência de espécies catiônicas na isoterma de adsorção de uma poliácridamida aniônica em rejeitos finos de carvão⁽²⁸⁾. Curva 1 - ausência de sais. Curva 2 - presença de CaCl_2 ($1 \times 10^{-4} \text{ mol}\cdot\text{dm}^{-3}$). Curva 3 - presença de AlCl_3 ($1 \times 10^{-4} \text{ mol}\cdot\text{dm}^{-3}$).

Em algumas situações, no entanto, a presença de sais pode favorecer a adsorção de um polímero aniônico. É o que ocorre quando as repulsões intermoleculares entre o floculante e a superfície mineral com carga elétrica negativa dificultam a adsorção do polímero. A partir de um determinado potencial elétrico negativo da superfície, a adsorção da poliácridamida aniônica só é possível com a adição de sais que promovam a redução das forças repulsivas⁽⁷¹⁾.

A presença de algumas espécies catiônicas adsorvidas na superfície mineral pode favorecer a adsorção de polímeros aniônicos, como a poliácridamida hidrolisada^(23,72), seja por meio físico (estabelecimento de pontes) ou químico (formação de poliácridatos na superfície). Esse efeito é análogo ao dos ativadores em flotação.

Efeito do pH

A influência do pH está relacionada principalmente à ionização da molécula do polímero e à carga elétrica da superfície mineral. O pH tem grande influência no estabelecimento de ligações de hidrogênio, principal mecanismo de adsorção dos polímeros.

A capacidade da sílica em adsorver moléculas de poliácridamida diminui com o aumento do pH^(73,74). Os íons OH⁻ exercem o papel de catalisadores no processo de hidratação da sílica. A completa hidratação da superfície inibe a formação das pontes de hidrogênio necessárias à adsorção do polímero.

CONFORMAÇÃO DA MOLÉCULA ADSORVIDA

Ao adsorver-se na superfície mineral, a molécula do polímero passa por um período de arrumação. O tempo necessário para a molécula atingir a sua conformação de equilíbrio é proporcional à densidade de adsorção. A conformação da molécula adsorvida, pouco a pouco, tende a tornar-se horizontal à medida que os pontos de fixação da cadeia do polímero na partícula vão sendo estabelecidos⁽⁷⁵⁾. O rearranjo permite a adsorção adicional de outras moléculas do polímero, em uma seqüência contínua de adsorção-arrumação-adsorção que pode tornar o tempo necessário para o equilíbrio bastante longo.

Na conformação de equilíbrio, em geral, apenas uma parte da molécula permanece em contato direto com a superfície, o restante estende-se em direção à fase líquida. Devido a esse fato, as moléculas apresentam-se formando pontos de contato *trains*, alças *loops* e caudas *tails*, conforme é ilustrado na Figura 12. 5.

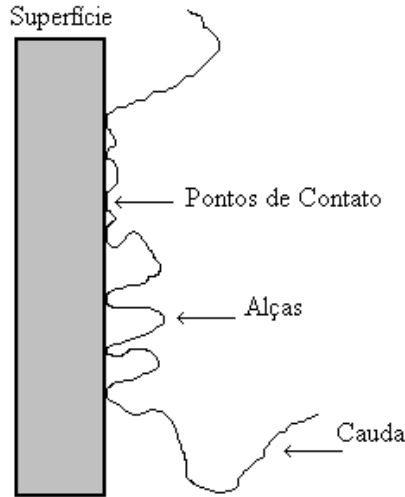


Figura 12.5 – Conformação de uma molécula polimérica adsorvida sobre a superfície de um sólido.

Nos casos em que a molécula do polímero e a superfície possuem cargas contrárias, a conformação de equilíbrio é alcançada em menor tempo e a molécula assume uma conformação horizontal, com maior quantidade de pontos de contato. No entanto, quando as partes possuem cargas de mesmo sinal ou, em casos de polímeros não-iônicos, a molécula tende a permanecer com uma conformação vertical durante um maior período de tempo, formando grandes alças e caudas.

Portanto, a conformação da molécula depende da afinidade do polímero pela superfície. De modo geral, os pontos de contato *trains* prevalecem em condições de grande afinidade como, por exemplo, no caso de atração eletrostática^(29,69), dando origem a uma adsorção horizontal *flat adsorption*, enquanto as alças *loops* e caudas *tails* prevalecem quando a molécula e a superfície possuem carga de mesmo sinal. A espessura hidrodinâmica da camada formada por moléculas de um polímero iônico adsorvidas pode ser cerca de 5 a 6 vezes menor do que no caso da polímero não iônico⁽⁷⁷⁾.

FORMAÇÃO E CRESCIMENTO DOS FLOCOS

De forma análoga ao que ocorre com a adsorção, a Equação 12.4] pode ser usada para definir a velocidade de floculação, fazendo-se $N_1 = N_2$. Dessa forma, a variação da quantidade de flocos por unidade de volume (N_f) com o tempo é dada pela frequência de colisão entre as partículas:

$$dN_f / dt = \kappa N_1^2 \quad [12.13]$$

A Equação [12.14] supõe que toda colisão resulta na formação de flocos. No entanto, como na realidade apenas algumas colisões são efetivas, La Mer et al.^(78,79) introduziram um termo relacionada à eficiência de colisão (E):

$$E = \theta (1 - \theta) \quad [12.14]$$

Onde θ é a fração da superfície recoberta pelo polímero. O modelo de La Mer considera que a colisão só resulta na formação de floco quando ocorre entre uma região (θ) da superfície de uma partícula recoberta pelo floculante e uma região ($1 - \theta$) descoberta de outra partícula. Choques entre regiões cobertas ou descobertas são inúteis. De acordo com esse modelo, a eficiência máxima de colisão é de 1/4 e ocorre quando o recobrimento da superfície é de 50% ($\theta = 1/2$).

Adicionando-se a expressão [12.14] à [12.13], obtém-se a expressão de La Mer para a velocidade de floculação (F):

$$F = dN_f / dt = \kappa \theta (1 - \theta) N_f^2 \quad [12.15]$$

A Equação 12.15] indica que a velocidade com que os flocos são formados é proporcional à eficiência de colisão e ao quadrado da concentração de sólidos na suspensão.

Após duas décadas, em 1984, o fator da eficiência de colisão de La Mer foi modificado por Hogg⁽⁸⁰⁾, que supõe uma distribuição aleatória das moléculas do polímero na superfície, mas considera a possibilidade de uma reorientação das partículas no momento do choque no sentido de possibilitar a adesão. Hogg considerou ainda que a colisão eficiente ocorre não somente quando a região coberta da primeira partícula encontra a região descoberta da segunda, mas também na situação inversa, ou seja, quando o encontro ocorre entre a região descoberta da primeira e a região coberta da segunda.

Portanto, o modelo de Hogg considera a quantidade de sítios na superfície da partícula onde as moléculas do polímero podem adsorver-se. De acordo com esse modelo, a colisão entre duas partículas seria estéril apenas nos casos em que ambas as superfícies estivessem inteiramente cobertas pelo polímero ou inteiramente descobertas. A expressão para o fator de eficiência de colisão (E_{ij}) de Hogg é dada por:

$$E_{ij} = 1 - \theta^{n_i + n_j} - (1 - \theta)^{n_i + n_j} \quad [12.16]$$

Onde, n_i e n_j representam o número de sítios existentes nas partículas i e j . Nos casos em que esse número de sítios (n) é o mesmo em todas as partículas, o termo para a eficiência de colisão torna-se:

$$E = 1 - \theta^{2n} - (1 - \theta)^{2n} \quad [12.17]$$

O modelo de La Mer corresponde à situação particular em que $n_i = n_j = 1$. Nesse caso, a Equação [12.17] reduz-se à [12.18]:

$$E = 2 \theta (1 - \theta) \quad [12.18]$$

O modelo de Hogg é válido para valores de $n \geq 1$. Um valor $n < 1$ indica que a partícula é menor do que a molécula do polímero e o fator da eficiência de colisão torna-se irreal.

Posteriormente (1987), MOUDGIL et al.⁽⁸¹⁾ observaram que, em alguns casos, o modelo de Hogg superestima a eficiência de colisão e sugeriram um modelo onde considera-se que apenas uma fração dos sítios existentes na superfície são ativos. A expressão para a eficiência de colisão é dada por:

$$E = 2 \theta \phi^2 (1 - \theta) \quad [12.19]$$

Onde ϕ representa a fração de sítios ativos na superfície da partícula. No caso particular em que todos os sítios são ativos ($\phi = 1$), a Equação [12.19] reduz-se à [12.18].

MECANISMOS DE FLOCULAÇÃO

A formação dos flocos ocorre por meio de dois mecanismos principais: a floculação por pontes *bridging flocculation* e a floculação por reversão localizada de carga *patch flocculation*.

A floculação por pontes é observada em sistemas com polímeros de elevado peso molecular, não iônicos ou com carga elétrica de mesmo sinal da superfície mineral. Nesses sistemas apenas uma parte da molécula interage diretamente com o sólido (Figura 12.6). O restante da cadeia polimérica estende-se em forma de "alças" e "caudas" a partir da superfície, de modo a possibilitar o contato e adsorção em outras partículas, dando origem à formação de agregados que, por sua vez, tendem a unir-se em agregados maiores que podem conter centenas ou mesmos milhares de partículas individuais⁽⁸²⁾.

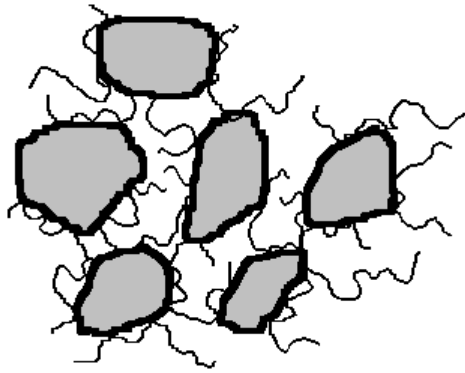


Figura 12.6 - Mecanismo da formação de flocos por meio de pontes com a molécula do polímero *bridging flocculation*.

A conformação vertical (molécula esticada no sentido da fase líquida) facilita o processo de floculação por pontes. Quanto maior for o peso molecular e mais estendida estiver a conformação da molécula, maior será o tamanho das alças e caudas e, conseqüentemente, a probabilidade de contato e adsorção em outras partículas para formação e crescimento do flocu.

A floculação por reversão localizada de carga *patch flocculation* ocorre quando um polímero com peso molecular médio ou baixo tem carga elétrica oposta à da superfície, e assim espalha-se sobre o sólido, revertendo a carga elétrica da superfície nas regiões de adsorção. Como conseqüência, a superfície passa a apresentar uma distribuição heterogênea de cargas, com áreas positivas e outras negativas (Figura 12.7). Quando a colisão de duas partículas ocorre entre regiões com cargas opostas, acontece a formação do flocu.

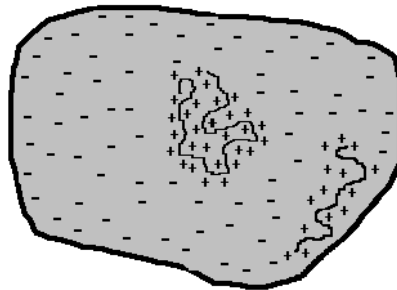


Figura 12. 7 – Adsorção de um polímero catiónico em uma superfície com excesso de carga negativa, resultando na reversão localizada de carga.

Naturalmente, os dois mecanismos de adsorção podem estar presentes em um mesmo sistema, desde que as condições básicas para a reversão localizada (polímero e partículas com cargas opostas) e formação de pontes (tamanho adequado de partícula, polímero com molécula estendida e elevado peso molecular) sejam satisfeitas.

Outros mecanismos de floculação são conhecidos, como a floculação por rede molecular *network flocculation* e a floculação por depleção *depletion flocculation*. A floculação por rede molecular é possível com polímeros que apresentam molécula bastante ramificada, que podem aprisionar partículas dando origem ao floco. A floculação por depleção, ou adsorção negativa do polímero, ocorre quando a distância entre as partículas é menor do que a molécula do floculante. A molécula é ejetada da região e as partículas se agregam⁽⁸³⁾.

PRÉ-TRATAMENTO

O pré-tratamento da suspensão, com eletrólitos ou polímeros catiônicos de baixo peso molecular, resulta na formação de micro-agregados, por coagulação ou floculação por reversão localizada de carga, respectivamente. Como conseqüência da agregação e do correspondente aumento de volume e redução da superfície específica total, a velocidade de floculação aumenta consideravelmente e o consumo de floculante é reduzido.

Por sua vez, o pré-condicionamento com surfatante tem grande influência na adsorção, conformação do polímero na superfície mineral, na estrutura e características dos flocos. A presença de moléculas de surfatante previamente adsorvidas pode aumentar a resistência dos flocos e a compactação do sedimento⁽⁸⁴⁾. A Figura 12.8 mostra que a altura do sedimento diminui com o aumento da concentração do surfatante, com todos os testes sendo realizados na proximidade do pcz.

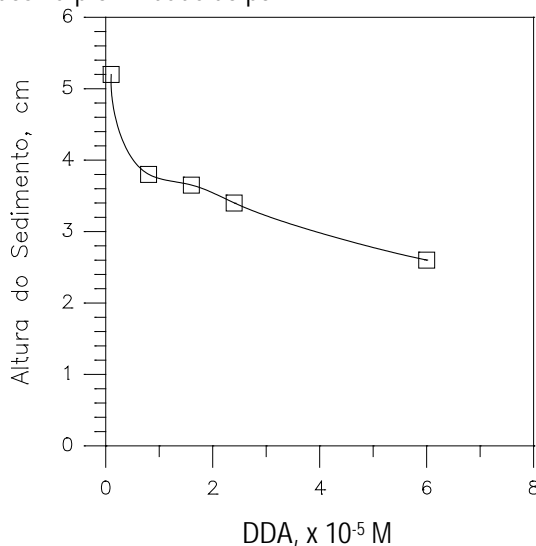


Figura 12.8 - Influência da concentração de surfatante na altura do sedimento formado por sílica coloidal nas proximidades do pcz, após floculação com poliácridamida⁽⁸⁴⁾.

ESTRUTURA E CARACTERÍSTICAS DOS FLOCOS

Por meio do monitoramento das condições de adsorção e conformação da molécula do floculante na superfície mineral, é possível controlar o mecanismo predominante na formação dos flocos e, conseqüentemente, a estrutura e características do floco.

A floculação por pontes produz flocos com estrutura aberta, onde as partículas não se tocam (Figura 12.6). As ligações entre partículas ocorrem por meio da macromolécula do floculante. Nos sistemas onde predomina esse tipo de mecanismo, o crescimento dos flocos é um processo rápido. Os flocos têm forma helicoidal, são grandes, flexíveis e aprisionam água em seu interior⁽⁸⁵⁾. Apesar da água retida diminuir a densidade média, os flocos apresentam alta velocidade de sedimentação, devido ao tamanho. Flocos com essas características são apropriados para operações de espessamento. A reconstrução dos flocos destruídos pelas tensões de cisalhamento é mais difícil nos sistemas onde predomina esse tipo de mecanismo⁽⁷⁶⁾, devido à quebra de moléculas do polímero.

No caso de predominância do mecanismo de floculação por reversão localizada de carga, existe o contato direto partícula-partícula. Os flocos têm crescimento lento, apresentam formas esféricas e uniformidade de tamanho, são pequenos, compactos, rígidos, densos e permeáveis^(58,63), sendo adequados para operações de filtração. A forma do agregado é semelhante à que ocorre em processos de coagulação com eletrólitos.

A resistência do floco cresce com a quantidade de pontos de contato da molécula com a superfície e com a intensidade energética de cada interação.

AValiação DO PROCESSO

Em geral, a avaliação do processo é feita indiretamente mediante a determinação de parâmetros como velocidade de sedimentação, turbidez do sobrenadante, compressibilidade do sedimento, resistência do floco, velocidade de filtração e características reológicas da suspensão.

Não se deve avaliar um processo de floculação com base em um único parâmetro^(20,86). As condições operacionais ótimas mudam conforme o parâmetro considerado. Por exemplo, a concentração de floculante que proporciona a melhor velocidade de sedimentação pode não ser exatamente a concentração que vai proporcionar a melhor clarificação do sobrenadante.

FLOCULAÇÃO SELETIVA

A floculação pode ser usada como técnica para concentração de finos, desde que haja uma adsorção seletiva do floculante. Nesse caso, ocorre a agregação entre partículas de uma mesma espécie mineral, enquanto as demais permanecem dispersas, permitindo a separação sólido-sólido. A separação pode ser feita por sedimentação, elutriação, peneiramento ou flotação dos flocos (foco-flotação). A floculação seletiva envolve as seguintes etapas:

dispersão, adsorção do floculante;

formação e crescimento do floco;

separação e, quando necessário, limpeza, para libertar impurezas aprisionadas no interior dos flocos.

A eficiência do processo exige a completa dispersão inicial das partículas, a dosagem adequada do floculante e a seleção de um polímero seletivo. A dispersão inicial da polpa é necessária para promover a individualização das partículas. Os polifosfatos, o silicato de sódio (Na_2SiO_3) ou um polímero aniônico de baixo peso molecular são os dispersantes mais utilizados^(87,88).

A concentração do floculante merece uma atenção especial. Uma concentração acima do ponto ótimo pode favorecer uma heterofloculação, enquanto uma concentração insuficiente compromete a estrutura e eficiência da floculação.

O maior obstáculo com relação à seletividade decorre da facilidade com que os polímeros adsorvem-se nas superfícies minerais. Conforme foi comentado anteriormente, um floculante pode adsorver-se por meio de diferentes mecanismos (ligações de hidrogênio, interações hidrofóbicas, atração eletrostática e interação química). Essa variedade de opções torna difícil uma ação específica do polímero sobre a superfície de uma única espécie mineral.

Na escolha de um floculante para um processo de separação sólido-sólido, deve-se considerar as seguintes possibilidades descritas a seguir.

Alguns polímeros possuem grupos funcionais com capacidade para formar compostos químicos com determinados íons presentes na superfície do sólido⁽⁸⁹⁾. O grupamento carboxil (—COO^-) presente nas poliacrilamidas hidrolisadas tem grande afinidade por determinados cátions, especialmente os alcalinos terrosos (Ca^{+2} , Mg^{+2} , Ba^{+2} , e Sr^{+2}), com os quais forma sais insolúveis, de modo semelhante ao que ocorre na flotação de calcita, fluorita, barita, etc. com coletores carboxílicos, como os sais do ácido oléico, por exemplo.

No caso da poli(acrilamida) aniônica, o aumento do grau de hidrólise implica em uma maior quantidade de grupos carboxil na molécula e, conseqüentemente, em maior probabilidade de formar ligações químicas com os sítios favoráveis da superfície mineral⁽⁹⁰⁾. A seletividade do processo também pode ser favorecida se a superfície da espécie que deve permanecer dispersa apresentar excesso de carga negativa, já que com o aumento do grau de hidrólise há uma maior repulsão eletrostática e dificuldade para a adsorção do polímero.

A adsorção por ligações de hidrogênio pode ocorrer de forma seletiva. O poli(óxido)etileno (POE) adsorve-se, por ligações de hidrogênio, preferencialmente, em sítios silanol livres presentes na superfície de silicatos⁽⁴⁵⁾. Em trabalho recente, com minerais oxidados, MATHUR e MOUDGIL⁽⁶⁰⁾ relacionaram a seletividade à existência de ligações de hidrogênio específicas, com o POE adsorvendo-se por meio de reações ácido-base. Moléculas do polímero adsorvem-se fortemente em óxidos minerais com elevada acidez como os do tipo MO_3 , M_2O_5 e MO_2 , ao contrário do que ocorre com minerais oxidados do tipo MO_2 , M_2O_3 e MO .

Outra possibilidade consiste na hidrofobização seletiva de uma determinada espécie mineral (como na flotação), seguida da adsorção do polímero, por meio de sua cadeia hidrocarbônica, em sítios hidrofóbicos da superfície mineral^(46,91). As partículas hidrofílicas devem permanecer dispersas.

A densidade de adsorção do polímero aumenta com a hidrofobização da superfície. BROSETA e MEDJAHED⁽⁶⁵⁾ verificaram uma variação na adsorção de uma poli(acrilamida) não-iônica em função do tratamento dado à superfície de partículas de areia quartzítica. A densidade de adsorção aumentou de $150 \mu\text{g}/\text{m}^2$ (amostra com menor hidrofobicidade) para até $1070 \mu\text{g}/\text{m}^2$ (amostra mais hidrofóbica).

Recentemente, foi sugerido o uso de agentes inibidores de sítios^(92,93) e a síntese de polímeros que considerem as características químicas de superfície e o tamanho das partículas⁽⁸⁷⁾.

Um obstáculo para uma aplicação comercial mais ampla da floculação seletiva está relacionado à dificuldade de se reproduzir resultados de testes com espécies individuais em sistemas mistos e naturais. A perda de seletividade pode ser atribuída a diversos fatores:

- interferência de íons dissolvidos de outra espécie mineral;
- recobrimento superficial *slimes coating*;
- aprisionamento de partículas no floco;
- contaminação durante a moagem.

Para a solução desses problemas recorre-se ao uso de agentes complexantes⁽⁹⁴⁾, dispersantes e a introdução de um estágio de limpeza do floco⁽⁸⁷⁾.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) ZAJIC, J.E. *Water Pollution – Disposal and Reuse*, 2 ed. New York, Marcel Dekker, Inc., 1971.
- 2) NAPPER, D.H. *Polymeric Stabilization of Colloidal Dispersions*, London, Academic Press, 1983.
- 3) HUGHES, M.A. "Coagulation and Flocculation". In.: Svarovsky, L. (ed.), *Solid-Liquid Separation*. 2 ed. Butterworths, 1981.
- 4) EVERETT, D.H. *Basic Principles of Colloid Science*. London, Royal Society of Chemistry, 1988.
- 5) ATTIA, Y.A. Flocculation. In.: *Colloid Chemistry in Mineral Processing*. Laskowski, J.S.; Ralston, J. (eds.). Elsevier Science Publishers, Chapter 9 (1992), p. 277-308.
- 6) LYKLEMA, J. "The Colloidal Background of Flocculation and Dewatering. In: Moudgil, B.M., Scheiner, B.J. (eds.), *Flocculation Dewatering*, New York, USA, Engineering Foundation, (1988), 1-20.
- 7) GREGORY, J. The role of colloid interactions in solid-liquid separation. *Water Science and Technology*, 27, 10 (1993), 1-17.
- 8) PASHLEY, R.M., Israelachvili, J.N., "DLVO and Hydration Forces between Mica Surfaces in Mg²⁺, Ca²⁺, Sr²⁺, and Ba²⁺ Chloride Solutions", *Journal of Colloid and Interface Science*, v. 97, n. 2, pp. 446-455, 1984.
- 9) CLAESSION, P.M., Christenson, H.K. "Very Long Range Attractive Forces between Uncharged Hydrocarbon and Fluorocarbon Surfaces in Water". *The Journal of Physical Chemistry*, v. 92, pp. 1650-1655, 1988.
- 10) NAPPER, D.H. Steric Stabilization, *Journal of Colloid and Interface Science*, 58, 2 (1977), 390-407.
- 11) RICHSTFDON, P.F.; Connelly, L.J. Industrial Coagulants and Flocculants. In.: *Reagents in Mineral Technology*. Somasundaran, P. and Moudgil, B.M. (editors). Marcel Dekker, Inc. (1988), 519-558.
- 12) HOGG, R. Flocculation Dewatering. *International Journal of Mineral Processing*, 58 (1-4), 2000, 223-236.

- 13) GREGORY, J. Effects of Polymers on Colloid Stability. In.: The Scientific Basis of Flocculation. Ives, K.J. (Editor). Sijthoff & Noordhoff (1978), 101-130.
- 14) SOMASUNDARAN, P.; Ramachandran, R. Innovative Approaches to Elucidate Flocc Structures and Polymer Conformations at Interfaces. In.: Flocculation Dewatering. Moudgil, B.M; Scheiner, B.J. (Editors). Engineering Foundation (1988), 21-41.
- 15) LASKOWSKI, J.S. Oil assisted fine particle processing. In.: Colloid Chemistry and in Mineral Processing. Laskowski, J.S.; Ralston, J. (Editors). Elsevier Science Publishers, Chapter 12 (1992), 361-394.
- 16) LEWELLYN, M.E.; Avotins, P.V. Dewatering/Filtering Aids. In.: Reagents in Mineral Technology. Somasundaran, P. and Moudgil, B.M. Marcel Dekker, Inc. New York (1988), 559-578.
- 17) HOGG, R. "The Dynamics of Polymer-Induced Flocculation of Fine-Particle Suspensions". In: Moudgil, B.M., Scheiner, B.J. (eds.), Flocculation Dewatering, New York, USA, Engineering Foundation, 1988.
- 18) GREGORY, J. "Flocculation of Fine Particles". In: Mavros, P., Matis, K.A. (eds), Innovations in Flotation Technology, Dordrecht, The Netherlands, Kluwer Academic Publishers, (1992), 101-124.
- 19) GREGORY, J. "Polymer Adsorption and Flocculation in Sheared Suspensions", *Colloids and Surfaces*, 31 (1988), 231-253.
- 20) MOUDGIL, B.M., SHAH, B.D. "Selection of Flocculants for Solid-Liquid Separation Processes". In: Advances in Solid-Liquid Separation. Muralidhara, H.S. (ed.). New York, USA, Battelle Press, pp. 191-204, 1986.
- 21) MOSS, N. "Theory of Flocculation", *Mine and Quarry*, v. 7, n. 5, pp. 57-61, 1978.
- 22) REY, P.A. "The Effect of Water Chemistry on the Performance of Anionic Polyacrylamide-Based Flocculants". In: *Flocculation & Dewatering*. Moudgil, B.M., Scheiner, B.J. (eds.). New York, USA, Engineering Foundation. p. 195-214, 1988.
- 23) MICHAELS, A.S., Morelos, O. "Polyelectrolyte Adsorption by Kaolinite". *Industrial and Engineering Chemistry*, v. 47, n. 9, pp. 1801-1809, 1955.
- 24) KHANGAONKAR, P.R., Subramani, K.J.B. "Flocculation of Hematite Fines by Anionic Polyacrylamide Polymers". *Minerals Engineering*, v. 6, n. 7, pp. 765-774, 1993.

- 25) KITCHENER, J.A. "Flocculation in Mineral Processing". In: Ives (ed), *The Scientific Basis of Flocculation*, Alphen aan den Rijn, The Netherlands, Sijthoff & Noordhoff International Publishers, 1978.
- 26) LEE, L.T., Somasundaran, P. "Effects of Inorganic and Organic Additives on the Adsorption of Nonionic Polyacrylamide on Hematite". *Journal of Colloid and Interface Science*, v. 142, n. 2, pp. 470-479, 1991.
- 27) HENDERSON, J.M., Wheatley, A.D. "Factors Effecting a Loss of Flocculation Activity of Polyacrylamide Solutions: Shear Degradation, Cation Complexation, and Solution Aging". *Journal of Applied Polymer Science*, v. 33, pp. 669-684, 1987.
- 28) PENG, F.F., Di, P. "Effect of Multivalent Salts - Calcium and Aluminum on the Flocculation of Kaolin Suspension with Anionic Polyacrylamide". *Journal of Colloid and Interface Science*, v. 164, pp. 229-237, 1994.
- 29) DAHLGREN, M.A.G. "Effect of Counterion Valency and Ionic Strength on Polyelectrolyte Adsorption". *Langmuir*, v. 10, pp. 1580-1583, 1994.
- 30) LA MER, V.K., Smellie, Jr., R.H., Lee, P-K. "Flocculation, Subsidence, and Filtration of Phosphate Slimes. IV. Flocculation by Gums, and Polyelectrolytes and Their Influence on Filtration Rate". *Journal of Colloid Science*, v. 12, pp. 230-239, 1957.
- 31) MOUDGIL, B.M.; Behl, S.; Prakash, T.S. Effect of particle size in flocculation. *Journal of Colloid and Interface Science*, 158 (1993), 511-512.
- 32) SCHEINER, B.J. New dewatering technique for fine particle waste. In.: International Mineral Processing Congress, Proceedings, XVI. Forsberg, E. (Editor), Elsevier Science Publishers, Amsterdam (1988), 1951-1961.
- 33) OTSUBO, Y. Effect of particle size on the bridging structure and elastic properties of flocculated suspensions. *Journal Colloid and Interface Science*, 153, 2, 1992, 584-586.
- 34) VINCENT, B. "The Effect of Adsorbed Polymers on Dispersion Stability". *Advances in Colloid and Interface Science*, v. 4, pp. 193-277, 1974.
- 35) DUPONT, L.; Foissy, A; Mercier, R.; Mottet, B. Effect of calcium ions on the adsorption of polyacrylic acid onto alumina. *Journal Colloid and Interface Science*, 161, 455-464 (1993).

- 36) DUPUIS, D.; Lewandowski, F.Y.; Steiert, P., et al. Shear thickening and time-dependent phenomena: the case of polyacrylamide solutions. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics*, 54 (1994), 11-32.
- 37) THOMAS, W.M., Wang, D.W. "Acrylamide Polymers". In: Mark, H.F., Bikales, N.M., Overberger, C.G., Menges, G. (eds), *Encyclopedia of Polymer Science and Engineering*, 2 ed. New York, John Wiley & Sons, 1985.
- 38) KITCHENER, J.A. "Minerals and Surfaces". In: Laskowski, J.S., Ralston, J. (eds.), *Colloid Chemistry in Mineral Processing*, chapter 1, Amsterdam, The Netherlands, Elsevier Science Publishers, 1992.
- 39) LEE, C.H.; Liu, J.C. Enhanced sludge dewatering by dual polyelectrolytes. *Water Research*, 34, 18 (2000), 4430-4436.
- 40) BALTAR, C.A.M.; Oliveira, J.F. Flocculation of colloidal silica with polyacrylamide and the effect of dodecylamine and aluminium chloride pre-conditioning. *Minerals Engineering*, 11, 5 (1998), 463-467.
- 41) MOODY, G. "The Use of Polyacrylamides in Mineral Processing". *Minerals Engineering*, v. 5. n. 3-5, pp. 479-492, 1992.
- 42) MOLYNEUX, P. *Water-Soluble Synthetic Polymers: Beauty with Performance*. v. 1, Florida, USA, CRC Press, 1982.
- 43) BOLTO, B.A. "Soluble Polymers in Water Purification", *Progress Polymer Science*, v. 20, pp. 987-1041, 1995.
- 44) ROGERS, D.W., Poling, G.W. "Compositions and Performance Characteristics of some Commercial Polyacrylamide Flocculants", *The Canadian Mining and Metallurgical Bulletin*, pp. 1-7, May 1978.
- 45) RUBIO, J., Kitchener, J.A. "The Mechanism of Adsorption of Poly(ethylene oxide) Flocculant on Silica". *Journal of Colloid and Interface Science*, v. 57, n. 1, pp. 132-142, 1976.
- 46) RUBIO, J. The flocculation properties of poly(ethylene oxide). *Colloids and Surfaces*, 3, 79-95 (1981).
- 47) VORCHHEIMER, N. Synthetic Polyelectrolytes. In.: *Polyelectrolytes for Water and Wastewater*. Schwoyer, W.L.K. (editor), CRC Press, Florida (1986).
- 48) SAUER, B.B; Yu, H. *Macromolecules*, 22, 786-791 (1989).

- 49) MICHAELS, A.S. "Aggregation of Suspensions by Polyelectrolytes", *Industrial and Engineering Chemistry*, v. 46, pp. 1485-1490, 1954.
- 50) ALBONICO, P., Lockhart, T.P. "pH Effects on the Solubility of Polyacrylamides in Hard Brines". *Journal of Applied Polymer Science*, v. 55, pp. 69-73, 1995.
- 51) HOLLANDER, A.F., Somasundaran, P., Gryte, C.C. "Adsorption Characteristics of Polyacrylamide and Sulfonate-Containing Polyacrylamide Copolymers on Sodium Kaolinite". *Journal of Applied Polymer Science*, v.26, pp. 2123-2138, 1981.
- 52) NAGASHIRO, W., Tsunoda, T. "Degradation of Polyacrylamide Molecules in Aqueous Solutions by High-Speed Stirring". *Journal of Applied Polymer Science*, v. 21, pp. 1149-1153, 1977.
- 53) NAKANO, A., Minoura, Y. "Degradation of Aqueous Poly(acrylic acid) and its Sodium Salt Solutions by High-Speed Stirring". *Journal of Applied Polymer Science*, v. 22, pp. 2207-2215, 1978.
- 54) KHERADMAND, H., François, J., Plazanet, V. "Effect of Additives on the Degradation of Acrylamide-Acrylic Acid Copolymer in Aqueous Solution". *Journal of Applied Polymer Science*, v. 39, pp. 1847-1857, 1990.
- 55) HEITNER, H.I. "Effect of Functional Groups on Stability of Anionic Polyacrylamide Flocculants in the Presence of Fe²⁺ and Oxygen". In: Moudgil, B.M., Scheiner, B.J. (eds), *Flocculation Dewatering*, New York, Engineering Foundation, 1988.
- 56) McCORMICK, C.L., Nonaka, T., Johnson, C.B. "Water-Soluble Copolymers. Synthesis and Aqueous Solution Behaviour of Associative Acrylamide/N-Alkylacrylamide Copolymers". *Polymer*, v. 29, pp. 731-739, 1988.
- 57) SHYLUK, W.P., Stow, Jr., F.S. "Aging and Loss of Flocculation Activity of Aqueous Polyacrylamide Solutions", *Journal of Applied Polymer Science*, v. 13, pp. 1023-1036, 1969.
- 58) KRISHNAN, S.V.; Attia, Y.A. Polymeric Flocculants. In.: Reagents in Mineral Technology. Somasundaran, P. and Moudgil, B.M. Marcel Dekker, Inc. New York (1988), 485-518.
- 59) KOKSAL, E.; Ramachandran, R.; Somasundaran, P.; Maltesh, C. Flocculation of oxides using Polyethylene Oxide. *Powder Technology*, 62, 253-259 (1990).
- 60) MATHUR, S.; Moudgil, B.M. Adsorption mechanism(s) of poly(ethylene oxide) on oxide surfaces. *Journal of Colloid and Interface Science*, 196, 92-98 (1997).

- 61) BJELOPAVLIC, M.; Singh, P.K.; El-Shall, H.; Moudgil, B.M. Role of surface molecular architecture and energetics of hydrogen bonding sites in adsorption of polymers and surfactants. *Journal of Colloid and Interface Science*, 226, 159-165 (2000).
- 62) BRHL, S.; Moudgil, B.M. Mechanisms of poly(ethylene oxide) interactions with dolomite and apatite. *Journal of Colloid and Interface Science*, 161, 443-449 (1993).
- 63) ROSE, G.R., John, M.R., "Flocculation". In: Mark, H.F., Bikales, N.M., Overberger, C.G., Menges, G. (eds), *Encyclopedia of Polymer Science and Engineering*, 2 ed. New York, John Wiley & Sons, 1985.
- 64) BALTAR, C.A.M.; Oliveira, J.F. In: Influência de interações hidrofóbicas na compactação de um sedimento. Congresso Brasileiro de Química, XXXIX, Anais. Goiânia (1999), p.146.
- 65) BROSETA, D., Medjahed, F. "Effects of Substrate Hydrophobicity on Polyacrylamide Adsorption". *Journal of Colloid and Interface Science*, v. 170, pp. 457-465, 1995.
- 66) SPIELMAN, L.A. "Hydrodynamic Aspects of Flocculation". In: Ives, K.J. (ed), *The Scientific Basis of Flocculation*, Alphen aan den Rijn, The Netherlands, Sijthoff & Noordhoff, 1978.
- 67) FLORY, P.J. In: Otsubo, Y., Watanabe, K. "Rheological Studies on Bridging Flocculation", *Colloids and Surfaces*, v. 50, pp. 341-352, 1990.
- 68) BAJPAI, A.K. "Kinetics of Poly(acrylic acid) Adsorption at the Liquid-Glass Interface". *Journal of Applied Polymer Science*, v. 51, pp. 651-659, 1994.
- 69) OTSUBO, Y. "Effect of Surfactant Adsorption on the Polymer Bridging and Rheological Properties of Suspensions". *Langmuir*, v. 10, pp. 1018-1022, 1994.
- 70) MACKENZIE, J.M.W. "Relationships between Rheological and Flocculating Properties of Polymer Flocculants", *Transactions Society of Mining Engineering*, v. 299, pp. 44-48, 1964.
- 71) LECOURTIER, J., Lee, L.T., Chauveteau, G. "Adsorption of Polyacrylamides on Siliceous Minerals". *Colloids and Surfaces*, v. 47, pp. 219-231, 1990.
- 72) BALTAR, C.A.M. Influência da Interação Polímero-Surfatante na Flocculação de uma Sílica Coloidal com Poliacrilamida. Tese de Doutorado, COPPE/Universidade Federal do Rio de Janeiro, 1997, 198 p.

- 73) GRIOT, O., Kitchener, J.A. "Role of Silanol Groups in the Flocculation of Silica Suspensions by Polyacrylamide. Part 1 - Chemistry of the Adsorption Process". *Transaction Faraday Science*, v. 61, pp. 1026-1032, 1965.
- 74) GRIOT, O., Kitchener, J.A. "Role of Silanol Groups in the Flocculation of Silica Suspensions by Polyacrylamide. Part 2 - Surface Changes of Silica Suspensions on Ageing". *Transaction Faraday Science*, v. 61, pp. 1032-1038, 1965.
- 75) MUHLE, K., Domasch, K. "Stability of Particle Aggregates in Flocculation with Polymers", *Chemical Engineering Processing*, v. 29, pp. 1-8, 1991.
- 76) CLAESSION, P.M., Dahlgren, M.A.G., Eriksson, L. "Forces between Polyelectrolyte-Coated Surfaces: Relations between Surface Interaction and Floc Properties", *Colloids and Surfaces*, v. 93, pp. 293-303, 1994.
- 77) RADEVA, T., Petkanchin, I. "Electro-Optic Study of Oxide Particles in Hydrolyzed Polyacrylamide Solutions", *Journal of Colloid and Interface Science*, v. 182, pp. 1-5, 1996.
- 78) HEALY, T.W., La Mer, V.K. "The Adsorption-Flocculation Reactions of a Polymer with an Aqueous Colloidal Dispersion", *The Journal of Physical Chemistry*, v. 66, pp. 1835-1838, 1962.
- 79) SMELLIE, Jr., R.H., La Mer, V.K. "Flocculation, Subsidence, and Filtration of Phosphate Slimes. III. Subsidence Behavior", *Journal of Colloid Science*, v. 11, pp. 720-731, 1956.
- 80) HOGG, R. "Collision Efficiency Factors for Polymer Flocculation", *Journal of Colloid and Interface Science*, v. 102, n. 1, pp. 232-236, 1984.
- 81) MOUDGIL, B.M., Shah, B.D., Soto, H.S. "Collision Efficiency Factors in Polymer Flocculation of Fine Particles", *Journal of Colloid and Interface Science*, v. 119, n. 1, pp. 466-473, 1987.
- 82) VREUGDE, M.J.A., Poling, G.W. "The Effect of Flocculation on Reclaim Water Quality for Flotation", *Canadian Mining and Metallurgical Bulletin*, pp. 1-6, Dec. 1975.
- 83) RAWSON, S.; Ryan, K.; Vincent, B. Depletion flocculation in sterically stabilized aqueous systems using polyelectrolytes. *Colloids and Surfaces*, 34, 89-93 (1988/89).

- 84) BALTAR, C.A.M.; Oliveira, J.F. Interação polímero-surfatante e seu efeito nas características dos flocos. In.: Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Metalurgia Extrativa, XVII, Anais. Águas de São Pedro-SP (1998), 626-643.
- 85) ERIKSSON, L., Alm, B., Aldén, L. Relations between Flocculation Mechanisms, Flocc Structures and Separation Properties. In: Moudgil, B.M., Scheiner, B.J. (eds), *Flocculation & Dewatering*, New York, USA, Engineering Foundation, 1988.
- 86) SOMASUNDARAN, P.; Ramachandran, R. Mineral aggregate formation and the measurement of aggregate size. In.: Coagulation and Flocculation. Dobiás, B. (editor), Marcel Dekker, New York (1993), 627-652.
- 87) MATHUR, S.; Singh, P.; Moudgil, B.M. Advances in selective flocculation technology for solid-solid separations. *International Journal of Mineral Processing*, 58, 1-4 (2000), 201-222.
- 88) RUBIO, J.; Marabini, A.M. Factors affecting the selective flocculation of hydroxyapatite from quartz and/or calcite mixtures. *International Journal and Minerals Processing*, 20 (1987), 59-71.
- 89) MUHLE, K. "Floc Stability in Laminar and Turbulent Flow". In: Dobiás, B. (ed.), *Coagulation and Flocculation*, chapter 8, New York, USA, Marcel Dekker, Inc., 1993.
- 90) JIN, R.; Hu, W.; Hou, X. Mechanism of selective flocculation of hematite from quartz with hydrolyzed polyacrylamide. *Colloids and Surfaces*, 26 (1987), 317-331.
- 91) RUBIO, J. New basis for selective flocculation of mineral slimes. *Transactions of the Institute of Mining and Metallurgy*, section C, 86, C97-C100 (1977).
- 92) BEHL, S.; Moudgil, B.M. Control of active sites in selective flocculation. II Role of site blocking agents. *Journal of Colloid and Interface Science*, 161 (1993), 422-429.
- 93) Behl, S.; Moudgil, B.M. Control of active sites in selective flocculation. III Mechanism of site blocking. *Journal of Colloid and Interface Science*, 161 (1993), 430-436.
- 94) ACAR, S.; Somasundaran, P. Flocculation of sulfides and the role of a complexing agent in it. *International Journal of Mineral Processing*, 27, 111-123 (1989).

Reologia no Tratamento de Minérios

Mario Valente Possa

Eng^o de Minas/UFRGS, Mestre e Doutor em
Engenharia Mineral/EPUSP,
Tecnologista Sênior do CETEM/MCT

INTRODUÇÃO

O Brasil caracteriza-se por apresentar estruturas geológicas com idades das mais antigas conhecidas, estando seu território situado dentro de uma ampla faixa de clima tropical, propiciando, desta forma, que grande parte dos depósitos de minerais brasileiros viesse a se formar com espessas coberturas intemperizadas, que, por vezes, vieram a se constituir em jazidas. A característica comum na maioria destas jazidas é de apresentar uma grande quantidade de lamelas, constituídas principalmente de argilo-minerais ou outros minerais advindos de processos genéticos de alteração, apresentando tamanhos finos, ultrafinos e coloidais.

Minerais úteis com estes tamanhos também são encontrados em volumosos depósitos de rejeitos que estão à espera do desenvolvimento de uma tecnologia capaz de proporcionar o seu beneficiamento de forma econômica. Paralelamente, cada vez mais a sociedade vem pressionando no sentido de minimizar os danos causados por estes depósitos ao meio ambiente, fazendo com que num futuro próximo, venha a tornar-se obrigatório o aproveitamento destes rejeitos ou seu confinamento sem agressão ao meio ambiente.

O beneficiamento de partículas finas vem se constituindo num grande desafio para os tratamentistas de minérios uma vez que, com o decréscimo do tamanho das partículas, começa a diminuir a ação das forças de caráter mecânico sobre as mesmas, passando a tornar significativas as forças referentes aos fenômenos eletrostáticos e aquelas devido à descontinuidade do meio (viscosidade). Neste momento, o estudo da reologia torna-se muito importante para o entendimento do comportamento das partículas numa polpa, razão pela qual tem-se verificado nos últimos anos um interesse cada vez maior em diagnosticar os efeitos da viscosidade na fluidodinâmica das polpas, passando-se da fase de observação e constatação à de estudo, buscando na engenharia química uma base teórico/prática mais desenvolvida. Os estudos têm-se aprofundado graças ao grande avanço tecnológico experimentado pelos instrumentos de medição e de análise para partículas até mesmo de tamanhos coloidais.

As polpas de minério podem apresentar um comportamento reológico newtoniano, quando a viscosidade independe da taxa de cisalhamento, ou não-newtoniano, quando ela for dependente. No primeiro caso, a viscosidade medida em qualquer ponto do circuito será a mesma, desde que não tenha sido adicionado algum agente modificador. Já no segundo caso, a viscosidade estará sendo modificada constantemente dependendo do grau de agitação da polpa; numa homogeneização, bombeamento ou no interior de um equipamento.

No presente capítulo serão apresentados os efeitos da reologia de polpas no tratamento de minérios dando-se ênfase aos processos de ciclonação e de moagem. São apresentadas as forças que atuam na caracterização da reologia de uma polpa, modelos empíricos para a determinação da viscosidade em fluidos newtonianos e não-newtonianos e tipos de viscosímetros.

CARACTERIZAÇÃO DA POLPA

A reologia da polpa é um assunto que vem despertando um interesse cada vez maior nos pesquisadores que atuam no tratamento de minérios diante do desafio imposto pelas empresas de mineração e pela sociedade em beneficiar minérios onde a presença de partículas finas e ultrafinas é cada vez mais significativa. Pode-se definir reologia como sendo a ciência que estuda a deformação e o escoamento de materiais sob a ação de uma força. O comportamento reológico dos materiais pode apresentar uma variação de resultados desde um fluido viscoso newtoniano a de um sólido elástico, passando por estados intermediários denominados de “viscoelásticos”.

HUNTER (1992) e SHAW (1992) salientam que a análise teórica da reologia requer um extensivo arranjo de expressões matemáticas onde não são feitas maiores considerações sobre as causas, ficando restritas, em muitos casos, a tão somente a regiões de comportamento linear da teoria viscoelástica. Para que se possa ter um progresso na solução de problemas práticos, torna-se necessário adotar-se uma abordagem pragmática, buscando compreender o comportamento macroscópico e fazer inferências sobre o que pode estar ocorrendo em escala microscópica, envolvendo características individuais das partículas e da água na polpa, bem como as interações partícula-partícula.

Na caracterização microscópica da reologia de uma polpa PAWLIK e LASKOWSKI (1999) consideram importante o balanço de três forças originadas pela: interação hidrodinâmica; forças entre partículas; e difusão browniana. A contribuição específica de cada força depende do tamanho, da distribuição de tamanhos, da forma e da rugosidade das partículas, da percentagem de sólidos e das condições físico-químicas da polpa.

Hidrodinâmica

Na interação hidrodinâmica de um sistema água-partícula, o movimento de uma partícula na água é o resultado de um conjunto de forças que agem em diferentes sentidos tais como: força externa aplicada, força peso, empuxo e a força de resistência oferecida pelo fluido à partícula em movimento. Esta última força depende principalmente: da velocidade da partícula; da sua forma; da quantidade de turbulência no seio do fluido; e da interação com outras partículas adjacentes ou com as paredes do equipamento que as contém.

O parâmetro empregado para caracterizar a turbulência a que uma partícula em movimento está submetida em um fluido é o número de Reynolds.

O número de Reynolds da partícula, em virtude de seu movimento em um fluido, é dado pela equação:

$$Re_p = \frac{\rho_L v d_i}{\mu} \quad [13.1]$$

onde:

ρ_L densidade ou peso específico do fluido (t/m^3);

v velocidade relativa partícula-fluido (m/s);

d_i diâmetro da partícula (m);

μ viscosidade absoluta ou dinâmica do fluido (kg/m.s).

Os diferentes tipos de regimes de uma partícula caracterizados pelo número de Reynolds são os laminar, turbulento e intermediário.

Não há limites bem definidos para números de Reynolds na caracterização dos tipos de regime. Para partículas esféricas, o regime laminar (Lei de Stokes) pode ser verificado para $Re_p < 0,1$, podendo chegar até 2 sob condições controladas; o regime turbulento (Lei de Newton) estaria compreendido na faixa de valores de 500 a $1.000 < Re_p < 150.000$ e o regime intermediário, de $0,1 < Re_p < 500$ a 1.000.

Para partículas irregulares torna-se necessário realizar uma correção no número de Reynolds mediante o cálculo do fator de esfericidade da partícula, ψ , que pode ser calculado pela equação:

$$\psi = \left(\frac{d_v}{d_s} \right)^2 \quad [13.2]$$

onde:

d_v diâmetro volumétrico, ou seja, o diâmetro de uma esfera que tenha o mesmo volume da partícula;

d_s diâmetro de área, ou seja, o diâmetro de uma esfera que tenha a mesma área da partícula.

Considerando uma partícula esférica em queda livre, grande parte dos mecanismos que a governam pode ser descrito pelas Leis de Newton e de Stokes.

Newton concluiu que a força de resistência exercida pelo fluido ao movimento de uma partícula varia com o quadrado da sua velocidade. Essa teoria não é completa, uma vez que leva em consideração apenas o aspecto dinâmico da força de resistência do fluido à partícula, não considerando os aspectos de turbulência e da viscosidade. Por isso, é muito difícil ocorrer uma concordância entre a Lei de Newton e os dados experimentais, razão pela qual foi inserido um coeficiente de correção na equação, denominado de coeficiente de resistência ou arraste, C_d , para a determinação da força de resistência, F_d .

A equação geral para a força de resistência, F_d , é dada por

$$F_d = \frac{1}{2} C_d A \rho_L v^2 \quad [13.3]$$

onde:

F_d força de resistência ou arraste (kgm/s²);

C_d coeficiente de resistência ou de arraste, função da forma da partícula e do tipo de regime do fluxo (adimensional);

A área projetada da partícula, normal ao seu movimento (m²).

A força de resistência ao movimento é constituída por duas componentes: a resistência de forma que é uma força do tipo inercial e a resistência de fricção, do tipo viscosa.

A resistência de forma tem origem na assimetria da distribuição de pressão do fluido sobre a partícula nas suas duas faces opostas, criando uma componente na direção do fluxo, com sentido contrário ao movimento da partícula.

A resistência de fricção é consequência da viscosidade do fluido. No deslocamento (movimento relativo) entre a partícula e o fluido é gerada uma força de cisalhamento na superfície da partícula, resultando também numa componente na direção do fluxo, com sentido contrário ao movimento desta.

No regime turbulento, a viscosidade não apresenta um papel importante na magnitude da força de resistência, predominando portanto a componente de resistência de forma. Por outro lado, no regime laminar a força de resistência passa a ser influenciada pela viscosidade do fluido e neste caso, predomina a componente de resistência de fricção.

No regime intermediário, à medida que aumenta o número de Reynolds da partícula, começa a diminuir gradativamente a participação da resistência de fricção e a aumentar a da resistência de forma.

Numa sedimentação, o balanço das forças atuantes na partícula envolverá a força peso no sentido da sedimentação e no sentido contrário, o empuxo e a força de arraste.

Quando a força de resistência ao movimento de sedimentação de uma partícula adquire um valor igual e de sentido oposto à resultante de todas as forças atuantes na mesma, sua aceleração será nula ($dv/dt = 0$) e conferirá à partícula uma velocidade constante denominada velocidade terminal de queda ou sedimentação. Para uma partícula esférica com diâmetro d_i e volume $\pi d_i^3/6$, a sua velocidade terminal, v_s , será dada pela equação baseada na Lei de Newton:

$$v_s = \sqrt{\frac{4 d_i (\rho_s - \rho_l) g}{3 C_d \rho_l}} \quad [13.4]$$

onde:

v_s velocidade terminal de sedimentação (m/s);

ρ_s densidade da partícula;

ρ_l densidade do fluido.

Para a resolução dessa equação, torna-se necessário determinar o coeficiente de resistência, C_d , que está relacionado com o número de Reynolds da partícula, Re_p .

De acordo com NAPIER-MUNN (1990) e PLITT (1991), para números de Reynolds da partícula maiores que 1.000, regime turbulento, C_d é praticamente independente do número de Reynolds da partícula e é somente uma função da forma da partícula, com valores em torno de 0,44.

A sedimentação muito lenta ou sob o regime laminar de uma partícula esférica é muito bem expressa pela Lei de Stokes.

Há uma relação linear entre C_d e Re_p , onde:

$$C_d = \frac{24}{Re_p} \quad [13.5]$$

e a força de resistência dada pela equação

$$F_d = 3\pi d_i \mu v \quad [13.6]$$

Tem-se então, para a velocidade terminal (queda ou sedimentação) calculada pela Lei de Stokes:

$$v_s = \frac{d_i^2 (\rho_s - \rho_L) g}{18\mu} \quad [13.7]$$

Para a região de regime intermediário, envolvendo número de Reynolds da partícula situados entre 0,2 e 1.000, MASLIYAH (1979) apud PLITT (1991) propôs a seguinte equação para a velocidade terminal:

$$v_s = \frac{d_i^2 (\rho_s - \rho_L) g}{18\mu(1 + 0,15 Re_p^{0,687})} \quad [13.8]$$

De acordo com BIRD et al. (1978) pode-se tomar o valor aproximado de C_d no regime intermediário, para $2 < Re_p < 500$, como sendo igual a:

$$C_d = \frac{18,5}{Re_p^{0,6}} \quad [13.9]$$

Os estudos envolvendo sedimentação em queda livre retratam uma situação teórica ou para polpas com baixas percentagens de sólidos (menores que 3% em volume). A realidade no tratamento de minérios envolve o movimento de partículas em uma polpa de minérios onde à medida que aumenta a quantidade de sólidos, aumentam as colisões entre elas e as suas trajetórias ficam influenciadas pelo movimento das demais e pelo deslocamento da água através dos canais gerados entre as partículas. Tem-se como resultado, uma velocidade terminal de uma dada partícula menor do que aquela observada em queda livre.

As velocidades terminais de partículas numa sedimentação em queda retardada para regimes turbulento e laminar podem ser calculadas, aproximadamente, pelas Leis de Newton e de Stokes (equações 13.4 e 13.7) modificadas, respectivamente,

$$v_s = \sqrt{\frac{4d(\rho_s - \rho_p)g}{3C_d \rho_p}} \quad (\text{Lei de Newton}) \quad [13.10]$$

$$v_s = \frac{d^2 (\rho_s - \rho_p) g}{18\mu} \quad (\text{Lei de Stokes}) \quad [13.11]$$

onde, ρ_p = densidade da polpa.

Forças entre Partículas

O papel das forças entre partículas em um meio aquoso pode ser explicado pelas teorias DLVO clássica (de autoria dos cientistas Derjaguin e Landau (russos) e Verwey e Overbeek (holandeses)), apresentada na década de 40 e X-DLVO que é a teoria DLVO estendida, sendo esta, mais recente (LINS (1995)).

Pela teoria DLVO a energia de interação pode provocar dispersão ou agregação de partículas e tem por origem as forças de Van der Waals e aquelas entre as duplas camadas elétricas.

As forças de Van der Waals atuantes entre duas partículas de mesma natureza, imersas em água, são sempre de atração. Estas forças dependem ainda da distância entre as partículas e são independentes da carga das partículas, do pH do meio e não dependem de forma significativa da concentração de eletrólito na solução. Já a interação entre as duplas camadas elétricas de partículas com a mesma carga superficial provocará a repulsão cuja intensidade é função da distância entre elas, da magnitude da carga ou potencial de superfície, do valor do pH do meio e da natureza e concentração do eletrólito. Entretanto para uma dada carga superficial, independem da natureza da partícula (LYKLEMA (1989) apud LINS (1995)).

Pela teoria DLVO, a energia total V_T (Figura 13.1) é igual a adição da energia atrativa devida às forças de Van der Waals (V_W) com a energia repulsiva decorrente da interação entre as duplas camadas elétricas (V_E).

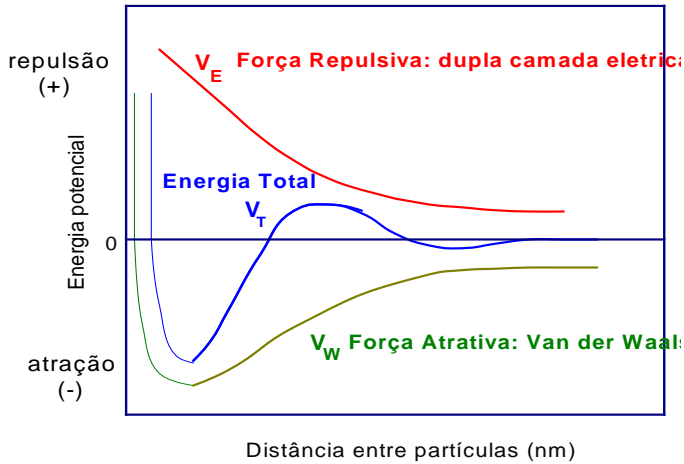


Figura 13.1 - Energias de interação entre partículas - teoria DLVO (Lins, 1995).

Com o advento de novos equipamentos, que vem proporcionando um maior alcance na observação de fenômenos microscópicos e ainda com a contribuição de simulações matemáticas, tornou possível aos cientistas confirmarem a teoria DLVO apresentada há mais de meio século e mais, levarem em consideração outro tipo importante de energia de interação, denominada forças estruturais (CHURAEV, 1991), vindo a constituir a denominada teoria X-DLVO. De acordo com LINS (1995), a origem destas forças estruturais ainda não está bem estabelecida. PASHLEY (1992) propõe uma explicação tendo por base a suposição de que a presença de uma superfície mineral altera a natureza da água na região próxima a sua superfície.

As forças estruturais podem ser repulsivas de hidratação ou atrativas hidrofóbicas. As primeiras são resultantes de mudanças na estrutura da água causadas pela indução de superfícies hidrofílicas hidratadas ou por íons hidratados próximos à superfície das partículas. As segundas devem-se a repulsão das partículas à água, promovendo a sua agregação.

Difusão Browniana

A difusão browniana está relacionada com a tendência apresentada pelas partículas em migrar de uma região mais concentrada para uma outra, de baixa concentração, sendo uma consequência direta do movimento Browniano, com trajetórias irregulares, em ziguezague, devido a colisões ao acaso com as moléculas do meio de suspensão, com outras partículas ou com as paredes do equipamento. Quanto menores as partículas, mais nítido será o movimento browniano.

VISCOSIDADE

A viscosidade de um fluido pode ser definida como sendo a propriedade que o mesmo apresenta em oferecer uma maior ou menor resistência à deformação, quando sujeito a esforços de escorregamento. O fluido, em tratamento de minérios, é constituído pelo sistema água/minério, ou seja, a polpa.

Isaac Newton realizou um dos primeiros estudos de fluxo de um fluido. Ele considerou um modelo constituído por duas lâminas paralelas, de mesma área, **A**, próximas uma da outra, a uma distância, **y**, entre as quais existe um fluido. Ao se aplicar uma força tangencial **F** sobre a lâmina superior, mantendo fixa a inferior, cada partícula do fluido percorre uma trajetória paralela às lâminas e com velocidade constante. No entanto, a velocidade das diversas partículas varia de **v**, junto à lâmina superior, a zero, junto à lâmina inferior. Newton postulou que a força tangencial **F** é diretamente proporcional a área **A** da lâmina e ao gradiente de velocidade ou taxa de cisalhamento **dv/dy**. A relação **F/A** é denominada tensão de cisalhamento e a relação tensão de cisalhamento por taxa de cisalhamento é denominada viscosidade absoluta ou dinâmica **μ**.

Assim,

$$\mu = \frac{F/A}{dv/dy} = \frac{\tau}{\gamma} \quad [13.12]$$

onde:

τ tensão de cisalhamento (Pa);

γ taxa de cisalhamento (1/s).

Um fluido newtoniano caracteriza-se por possuir viscosidade constante, viscosidade absoluta (**μ**), independentemente da variação da taxa de cisalhamento. É o coeficiente angular da reta, na Figura 13.2. Num regime laminar, um fluido newtoniano escoar em um tubo como se o fluido fosse constituído por inúmeros cilindros concêntricos com diferentes velocidades, como um telescópio.

Outros fluidos podem apresentar uma viscosidade dependente da taxa de cisalhamento. Estes são denominados fluidos não-newtonianos e podem ser classificados em: pseudoplástico com tensão de escoamento, plástico de Bingham, pseudoplástico e dilatante. Todos estes tipos de escoamento são independentes do tempo de atuação de uma taxa de cisalhamento constante. Há casos, de escoamentos de fluido dependentes do tempo de aplicação de uma taxa de cisalhamento. Eles são classificados como tixotrópicos ou reopéticos.

Os tixotrópicos apresentam uma diminuição da viscosidade aparente com o tempo de atuação de uma taxa de cisalhamento constante até alcançar um equilíbrio. É uma transformação isotermal reversível. Tem-se como exemplos as tintas e muitas argilas, particularmente a bentonita que se "liquefaz" por agitação e se "solidifica" quando em repouso. Já os reopéticos são raros e apresentam um comportamento oposto ao dos tixotrópicos. Há um aumento da viscosidade aparente com o tempo de atuação de uma taxa de cisalhamento constante.

A Figura 13.2 ilustra os diferentes tipos de comportamento de polpas tendo por base, estudos realizados para fluidos.

Para os fluidos não-newtonianos, a resistência oferecida ao escoamento é medida pela viscosidade aparente (μ_{ap}) cujo valor é o coeficiente angular da reta que passa pela origem e pelo ponto de interesse na curva (tensão por taxa de cisalhamento). Ela corresponde à viscosidade de um fluido newtoniano que exibe a mesma tensão de cisalhamento para uma dada taxa de cisalhamento (DARLEY e GRAY, 1988).

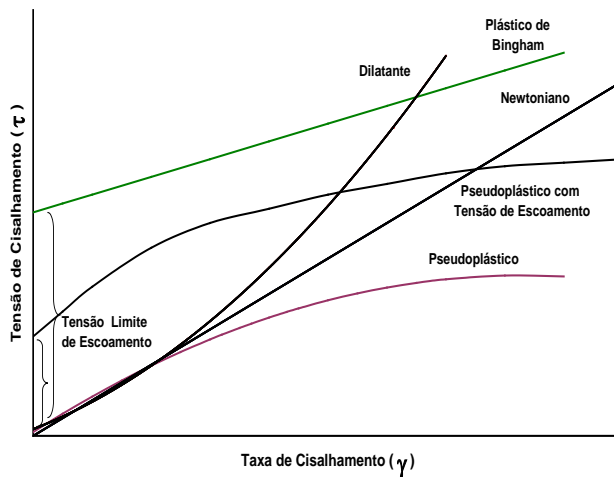


Figura 13.2 - Tipos de comportamento reológico de polpas (BAKSHI e KAWATRA, 1996).

Os fluidos denominados plástico de Bingham e pseudoplástico com tensão de escoamento distinguem-se dos outros fluidos por requererem uma tensão inicial, denominada de tensão limite de escoamento (*yield stress*), para que o fluido comece a escoar. De acordo com CHAVES (1996), a maioria das polpas em tratamento de minérios apresenta o comportamento de plástico de Bingham.

Nos fluidos pseudoplásticos, a viscosidade aparente diminui com o aumento da taxa de cisalhamento. Este comportamento pode ser encontrado em sistemas coloidais onde as partículas assimétricas, com orientação ao acaso, ficam inicialmente emaranhadas,

formando uma rede, dificultando o escoamento. Com o aumento da taxa de cisalhamento esta rede se rompe e o escoamento é facilitado, diminuindo a viscosidade.

Nos fluidos dilatantes, tem-se um aumento da viscosidade aparente com o aumento da taxa de cisalhamento. De acordo com SHAW (1992), este comportamento deve-se ao efeito da dilatação da polpa, com a água sendo suficiente apenas para preencher os vazios. Com o aumento da taxa de cisalhamento é gerada uma instabilidade na polpa fazendo com que as partículas se movam umas em relação às outras, expandindo a polpa. A água sendo insuficiente para preencher os novos vazios gerados dá lugar ao aparecimento de forças de tensão superficial. Pode ser observado também nos fluidos dilatantes, uma tensão limite de escoamento (*yield stress*).

A unidade de viscosidade mais utilizada é o mPa.s cuja correspondência com outras unidades também empregadas é:

$$1 \text{ mPa.s} = 1 \text{ cP} = 0,001 \text{ kg/m.s} \quad [13.13]$$

onde:

mPa.s miliPascal segundo;

cP centiPoise;

kg/m.s quilograma por metro segundo.

O comportamento não-newtoniano é descrito por equações empíricas que, freqüentemente, são modificações da Lei de Newton pois os aspectos teóricos até hoje não foram bem estabelecidos.

Num trabalho recente, CEYLAN et al. (1999) apresentaram uma equação para o cálculo do coeficiente de arraste para um fluido não-newtoniano cujo comportamento reológico possa ser descrito pela **Lei de Potência** (maiores detalhes adiante). A referida equação é dada por

$$C_d = \frac{24}{Re_n} X_n \quad [13.14]$$

onde:

X_n fator de correção para o coeficiente de arraste, tal que $X_n(n) = X_n$ e $X_n(1) = 1$;

Re_n número de Reynolds modificado.

O número de Reynolds modificado para fluido não-newtoniano é calculado por

$$Re_n = \frac{\rho_L d_i^n v^{(2-n)}}{\kappa} \quad [13.15]$$

onde:

ρ_L peso específico do fluido (t/m³);

d_i diâmetro da partícula esférica (m);

n índice do comportamento do fluido que obedece a Lei de Potência ($n = 1$) para fluido newtoniano, $n < 1$ para fluido pseudoplástico e $n > 1$ para dilatante);

v velocidade relativa fluido/partícula (m/s);

κ índice de consistência do fluido.

Modelos Empíricos

O principal modelo empírico empregado na caracterização do escoamento de um fluido, de acordo com DARLEY e GRAY (1988), é o de Ostwald de Waele, baseado na **Lei da Potência**, cuja equação é dada por

$$\tau = \tau_0 + \kappa \gamma^n \quad [13.16]$$

onde:

τ tensão de cisalhamento (Pa);

τ_0 tensão limite de escoamento (Pa) sendo:

$\tau_0 = 0$ para fluidos newtoniano, pseudoplástico e dilatante;

κ índice de consistência do fluido sendo;

$\kappa = \mu$ para fluido newtoniano;

$\kappa = \mu_{ap} / (\gamma)^{n-1}$ para fluido não-newtoniano ($\mu_{ap} = \tau / \gamma = \kappa (\gamma)^{n-1}$);

γ taxa de cisalhamento (1/s);

n índice do comportamento do fluido sendo:

$n = 1$ para fluido newtoniano;

$n < 1$ para fluido pseudoplástico;

$n > 1$ para fluido dilatante.

Um outro modelo também empregado é o de **Casson**, cuja equação é dada por:

$$\tau^{1/2} = \tau_0^{1/2} + \mu_{ap}^{1/2} \dot{\gamma}^{1/2} \quad [13.17]$$

Tipos de Viscosímetros

Há um grande número de viscosímetros comerciais para serem escolhidos de acordo com a sua geometria, as faixas de viscosidades e as taxas de cisalhamento necessárias para o trabalho ou estudo. Os critérios para a escolha devem envolver, principalmente: a natureza do material; se é de baixa ou alta viscosidade; se é elástico ou não; a dependência da temperatura na viscosidade etc. Outra importante consideração é a precisão e exatidão requeridas e se as medidas são para controle de qualidade ou para pesquisa.

A maioria dos viscosímetros disponíveis no mercado, que estão incorporados em ensaios padrão de muitas indústrias, em vez de descrever a viscosidade ou a tensão de cisalhamento abrangendo uma ampla faixa de taxas de cisalhamento, somente produz um único ponto da curva de escoamento, sendo os restantes desconhecidos. Tal procedimento não traz conseqüências para fluidos newtonianos porque a viscosidade é independente da taxa de cisalhamento mas pode deixar a desejar para fluidos não-newtonianos.

Um cuidado especial deve ser dado à temperatura da polpa, cujo controle pode ser obtido empregando termostatos. Quando se deseja alterar a temperatura, pode-se envolver a caixa de alimentação da bomba com serpentinas.

De acordo com KIRK e OTHMER (1982), há três tipos básicos de viscosímetros: capilares, rotacionais e de movimento de um corpo.

Os viscosímetros de fluxo capilar são os mais antigos e usados para a medida de viscosidade. A tensão de cisalhamento é fornecida em função da pressão que o fluido é submetido ao fluir através de um tubo capilar. Eles são precisos nas medidas de viscosidades de fluidos newtonianos até valores de 20.000 mPa.s. Uma desvantagem deste tipo de viscosímetro é que a velocidade de cisalhamento varia de zero, no centro do capilar, a um valor máximo nas paredes. O viscosímetro de fluxo capilar mais conhecido é

o de Ostwald. Há diversas marcas com pequenas variações como os Cannon-Fenske, Ubbelohde, FritzSimons, SIL, Atlantic, Ford, entre outros.

A equação básica para o cálculo de viscosidade em viscosímetros capilares, estabelecida por Hagen-Poiseuille, é dada por KIRK e OTHMER (1982):

$$\mu = \frac{\pi r_p^4 \Delta P t}{8 Q_v L_p} \quad [13.18]$$

onde:

μ viscosidade;

r_p raio do capilar;

ΔP queda de pressão através do capilar;

t tempo;

Q_v vazão volumétrica;

L_p comprimento do capilar.

A taxa de cisalhamento (γ_w) e a tensão de cisalhamento (τ_w) nas paredes do capilar podem ser calculadas por

$$\gamma_w = \frac{4 Q_v \pi}{r_p^3} e \quad [13.19]$$

$$\tau_w = \frac{r_p \Delta P}{2 L_p} \quad [13.20]$$

onde:

γ_w taxa de cisalhamento na parede do capilar;

τ_w tensão de cisalhamento na parede do capilar.

Os viscosímetros rotacionais são constituídos de duas partes básicas separadas pelo fluido que está sendo analisado. As partes podem ser de cilindros concêntricos (copo e rotor), de placas, de cone e placa ou de discos. Uma das partes gira em relação à outra e

produz cisalhamento no fluido. A viscosidade é medida em função do torque fornecido para produzir uma determinada velocidade angular ou, uma velocidade angular necessária para produzir um determinado torque. Eles são mais versáteis que os de fluxo capilar e podem ser usados para fluidos não-newtonianos. Um moderno viscosímetro constituído por copo e rotor foi desenvolvido pela Debex, da África do Sul, e permite medir viscosidades da polpa *on line* e está sendo testado no JKMRC, na Austrália (SHI e NAPIER-MUNN 1996). As marcas de viscosímetros rotacionais mais conhecidas são: o Brookfield Synchro-Lectric, constituído por um copo e disco, sendo eficientes para baixas taxas de cisalhamento de até 74 1/s, segundo BAKSHI e KAWATRA (1996), o Fann, com cilindros concêntricos, para baixas e médias taxas de cisalhamento e o Haake Rotovisco, com cilindros concêntricos ou cone e placa, para altas taxas de cisalhamento chegando até 30.000 1/s e podendo medir viscosidades de até 10⁹ mPa.s.

Para fluidos newtonianos Margules (apud KIRK e OTHMER, (1982) apresentou uma equação relacionando viscosidade, medida em viscosímetros com cilindros concêntricos (copo e rotor), com a velocidade angular e o torque aplicado no rotor,

$$\mu = \left(\frac{M}{w_a 4 \pi h_r} \right) \left(\frac{1}{r_i^2} - \frac{1}{r_o^2} \right) = \frac{kM}{w_a} \quad [13.21]$$

onde:

- M torque aplicado no rotor;
- h_r altura do rotor mergulhada no fluido;
- w_a velocidade angular do rotor;
- r_i raio do rotor;
- r_o raio do copo;
- k parâmetro do viscosímetro.

A taxa e a tensão de cisalhamento podem ser obtidas pelas equações,

$$\gamma = \frac{2 w_a r_o^2}{(r_o^2 - r_i^2)} \quad [13.22]$$

$$\tau = \frac{M}{2 \pi r_i^2 h_r} \quad [13.23]$$

Para viscosímetros de cone e placa tem-se para fluidos newtonianos,

$$\mu = \frac{3 \alpha M}{2 r_n^3} \quad [13.24]$$

$$\gamma = \frac{M}{\theta} \quad [13.25]$$

$$\tau = \frac{3 M}{2 \pi r_n^3} \quad [13.26]$$

onde:

r_n raio do cone;

θ ângulo entre o cone e a placa.

Os viscosímetros de um corpo em movimento baseiam-se no movimento de uma esfera, de bolhas de ar, de disco ou de barra através do fluido a ser medido a viscosidade. Estes viscosímetros são utilizados de forma restrita, sendo mais de interesse acadêmico e destinados a fluidos newtonianos cuja viscosidade é calculada com base na Lei de Stokes. Existem viscosímetros especiais como os da Bendix Ultra-Viscoson, Automation Products Dynatrol e Nametre que utilizam a técnica de vibração ultrasônica de um corpo. Neste último, de acordo com BAKSHI; KAWATRA (1996) e KAWATRA; BAKSHI (1996), o que transmite a vibração é uma esfera e as medidas de viscosidade da polpa podem ser obtidas *on-line*.

REOLOGIA NO TRATAMENTO DE MINÉRIOS

A reologia da polpa desempenha um papel muito importante nos diversos processos de tratamento de minérios como classificação, moagem, concentração, sedimentação e filtração, com atuação na velocidade de sedimentação das partículas. Esta dependência é mais acentuada à medida que diminui o tamanho da partícula. A reologia tem participação também no transporte de polpas ao longo de dutos não só na usina de beneficiamento, como também em minerodutos.

A influência da reologia não é bem compreendida e, em vista disso, ela é raramente incorporada como uma variável em projetos, análises e otimização. Uma das principais razões é a dificuldade de estudá-la em suspensões instáveis, que ocorrem em grande parte dos processos de beneficiamento de minérios, aliado ao fato da falta de normas para a medida da viscosidade (SHI e NAPIER-MUNN (1996a).

Até pouco tempo, quando as frações de partículas finas e ultrafinas eram descartadas dos circuitos de beneficiamento, considerava-se a percentagem de sólidos como a única responsável pela variação da viscosidade na polpa. Com a necessidade de beneficiar partículas finas e ultrafinas intensificaram-se os estudos envolvendo essas frações. Com o auxílio de instrumentos mais modernos de medição de propriedades das partículas, outras variáveis foram creditadas como significativas para a viscosidade da polpa. São elas a distribuição de tamanhos das partículas, o ambiente químico e a temperatura das polpas. A seguir, serão relatados trabalhos recentes alusivos à influência da viscosidade/reologia no tratamento de minérios.

Em um estudo muito interessante, HEALY et al. (1993) descreveram o comportamento de polpas de pigmento de dióxido de titânio com diferentes percentagens de sólidos em massa (45, 50 e 55%), a uma mesma taxa de cisalhamento (50 1/s), sob a ação de dispersante (silicato de sódio) em diferentes pHs. A maior viscosidade, para as três diferentes percentagens de sólidos, foi alcançada em pH 8,5, sendo decrescentes para pHs nas faixas mais ácidas e básicas. Quanto à influência da percentagem de sólidos, como era esperado, as maiores viscosidades foram observadas nas polpas com elevadas percentagem de sólidos.

Segundo BAKSHI e KAWATRA (1996) somente polpas com baixa percentagem de sólidos 3-5% por volume podem, normalmente, apresentar um comportamento de fluido newtoniano, embora HEALY et al. (1993) tenham observado este comportamento com polpas de até 30% de sólidos por volume.

PLITT (1991) investigou a influência do tamanho de partículas na viscosidade de uma polpa. Esta, contendo 100% de material abaixo de 10 μm e com 10% de sólidos por volume, equivale a uma polpa contendo 30% de sólidos por volume, mas com 100% do material acima de 10 μm , demonstrando ainda o risco de se relacionar exclusivamente viscosidade com percentagem de sólidos da polpa.

SHI e NAPIER-MUNN (1996b) descreveram o comportamento de polpas (minério sulfetado de cobre-chumbo-zinco) com diferentes percentagens de sólidos por volume (15, 30 e 45%) e diferentes concentrações de partículas passante em 38 μm (20, 50 e 95%). Os pesquisadores constataram que a reologia das mesmas apresentava três tipos de comportamento: dilatante, pseudoplástico e plástico de Bingham.

Para uma baixa percentagem de sólidos por volume (15%), a polpa comportou-se como um material dilatante. Aumentando a quantidade de finos contidos de 20 para 95% passante em 38 μm , o comportamento de material dilatante tornou-se mais pronunciado.

Para uma percentagem de sólidos por volume intermediária (30%) e uma pequena quantidade de finos (20% passante em 38 μm), a polpa apresentou características de um material plástico de Bingham. Para uma grande quantidade de finos, ainda permaneceu a tendência do comportamento de material dilatante.

Quando a percentagem de sólidos por volume aumentou para 45% e a quantidade de finos maior que 20%, as polpas apresentaram um comportamento pseudoplástico com tensão de escoamento.

Aumentando ou a percentagem de sólidos por volume ou a quantidade de finos resultou, geralmente, num aumento da tensão de cisalhamento, sendo que o aumento foi mais significativo com o aumento da percentagem de sólidos. A interação da quantidade de finos e percentagem de sólidos não pode ser desconsiderada. Ficou constatado que o efeito da quantidade de finos na tensão de cisalhamento é muito pequeno para pequenas percentagens de sólidos.

Num trabalho realizado por KAWATRA e EISELE (1988) eles constataram também o efeito marcante da relação entre a percentagem de sólidos e quantidade de finos com a viscosidade, conforme mostrado na Figura 13.3. Em ensaios de ciclonação com minério de ferro foram coletadas amostras da alimentação (80% passante em 74 μm) e do *overflow* (80% passante em 44 μm) com diferentes percentagem de sólidos.

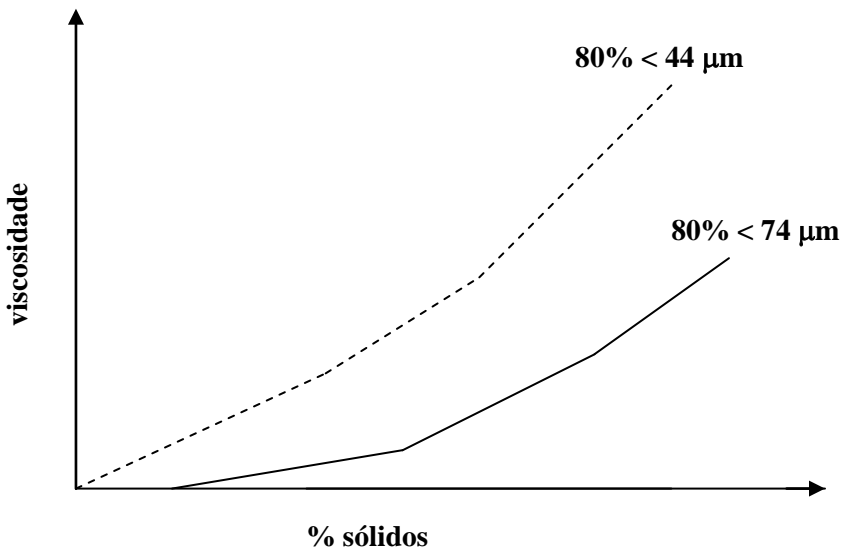


Figura 13. 3 - Relação entre percentagem de sólidos e quantidade de finos com a viscosidade (KAWATRA e EISELE, 1988).

KAWATRA et al. (1996) realizando estudos com ciclones concluíram que nas polpas que variaram de 19 a 40% de sólidos em massa, a mudança da viscosidade não acarretou um efeito significativo na curva de partição reduzida, embora provocasse uma maior diferença entre os valores de d_{50} e d_{50c} .

Por outro lado, HSIEH e RAJAMANI (1991) constataram que o parâmetro α (nitidez da separação na partição reduzida) decrescia com o aumento da viscosidade da polpa. O parâmetro α da curva de partição reduzida, apresentado por LINCH e RAO(1975) no modelamento matemático de ciclones, caracteriza a qualidade da separação. Os valores de α variam de 1,5 a 3,5. Geralmente o α independe das dimensões do ciclone e das condições operacionais para uma dada alimentação, assumindo uma similaridade geométrica entre os ciclones de diferentes tamanhos (LIMA (1997)).

Efeitos da Viscosidade em Ciclones

UPADRASHTA et al. (1987) e DYAKOWSKI et al. (1994) concluíram que aumentando o número de Reynolds (o que diminui a viscosidade), a velocidade tangencial da polpa, próxima ao eixo do ciclone, também aumenta, resultando numa maior proporção de fluido no *overflow*.

Para valores grandes do número de Reynolds e posições no ciclone onde $r/r_c > 0,6$, os perfis das velocidades tangencial, radial e vertical são praticamente independentes do valor do número de Reynolds. Já para posições onde $r/r_c < 0,4$, em cotas abaixo do *vortex finder*, a pseudoplasticidade influencia os perfis das velocidades (UPADRASHTA et al., 1987).

BAKSHI e KAWATRA (1996) apresentaram uma equação relacionando a taxa de cisalhamento com parâmetros operacionais e geométricos do ciclone,

$$\gamma = u \cdot n \cdot v_i \cdot r_c^n \cdot (1/r^{1+n}) \quad [13.27]$$

onde:

$$u \quad \text{parâmetro} = 0,45; \quad [13.28]$$

$$n \quad \text{parâmetro} = 0,8; \quad [13.29]$$

v_i velocidade no *inlet* (cm/s);

r_c raio do ciclone (cm);

r = distância radial a partir do eixo de simetria (cm).

A velocidade de alimentação da polpa, v_i , ao atingir a seção cilíndrica do ciclone, sofre uma redução num valor ν e transforma-se na velocidade tangencial v_t . A relação entre estas duas velocidades é dada por

$$v_t/v_i = \nu. \quad [13.28]$$

O parâmetro n está relacionado com a velocidade tangencial da polpa no interior de um ciclone. À medida que aumenta a distância radial r ao longo do raio, a velocidade tangencial cresce até atingir um valor máximo. A partir de então, ela começa a decrescer em direção às paredes do ciclone. A velocidade tangencial está relacionada com uma dada distância radial a partir do eixo do ciclone, pela equação:

$$v_t r^n = \text{constante}. \quad [13.29]$$

Os valores dos parâmetros ν e n são determinados experimentalmente, que, para condições normais de operação, são atribuídos os valores de 0,45 e 0,8, respectivamente (HEISKANEN, 1993).

Num trabalho de DYAKOWSKI et al. (1994), utilizando um ciclone de 44 mm de diâmetro com diferentes viscosidades de polpa, modificadas pela adição de CMC (carboximetilcelulose) nas concentrações de 0,3; 1,0 e 3,0%, eles observaram que em altas viscosidades, ocorria uma redução na rotação do fluido à medida que se aproximava do ápex. Isso foi também observado por outros pesquisadores, segundo DYAKOWSKI et al. (1994), inclusive com a ausência do núcleo de ar, indicando que a velocidade tangencial diminuiu mais significativamente em fluidos com altas viscosidades do que naqueles com viscosidades mais baixas.

Em geral, a magnitude das velocidades aumenta com o decréscimo da viscosidade, o que era esperado. Uma segunda observação é que as diferenças são maiores, próximas ao ápex que ao teto. Isso mostra que o alcance da rotação do fluido no fundo do ciclone (longe do *inlet*) é influenciada pela viscosidade do fluido, ao contrário do que acontece no teto, onde a velocidade tangencial é função da velocidade no *inlet*.

A dependência da queda de pressão de alimentação da polpa é muito mais significativa para um fluido pseudoplástico do que para um fluido newtoniano.

Outras observações importantes sobre o efeito da viscosidade foram destacadas por DYAKOWSKI et al. (1994) e ASOMAH; NAPIER-MUNN (1997). Eles constataram que há um decréscimo de pressão com o aumento da viscosidade aparente e nas regiões com altas taxas de cisalhamento encontra-se uma maior concentração de partículas. Um aumento da viscosidade acarreta um aumento da partição de água no *underflow* e um aumento do d_{50} e nos fluidos não-newtonianos estudados foram encontrados envelopes de velocidade vertical zero (EVVZ) similares aos de fluidos newtonianos.

Com os resultados obtidos nas medidas das velocidades num *Laser Doppler Velocimeter* (LDV), em ensaios com ciclone de vidro com 75 mm de diâmetro, utilizando três tipos de fluido: somente água (viscosidade 1 cP); água+glicerina, na proporção 1:1 (viscosidade 10 cP) e água com calcário com 10,47% sólidos em massa (viscosidade 1,13 cP), HSIEH e RAJAMANI (1991) observaram que o curto circuito é mais pronunciado numa posição do ciclone a 270° do *inlet* e constataram ainda, que ele aumenta com o aumento da viscosidade do fluido.

Uma outra consideração que merece destaque diz respeito à viscosidade da polpa nos modelos matemáticos. Alguns avaliam seus efeitos de forma indireta, por meio da percentagem de sólidos. Tal procedimento poderá levar a erros significativos, uma vez que a viscosidade da polpa não depende somente da percentagem de sólidos. Este efeito da viscosidade, em muitos casos, poderá perder seu significado físico por estar oculto nos parâmetros k dos modelos, após terem sido estimadas por procedimentos matemáticos. Num modelo matemático de Asomah, citado em ASOMAH e NAPIER-MUNN (1997), a viscosidade é incorporada por meio do termo número de Reynolds que por sua vez é função da viscosidade. Este procedimento só é válido para polpas com comportamento newtoniano, pois a viscosidade da polpa, em qualquer ponto de seu percurso, será constante. Por outro lado, se ela apresentar um comportamento não-newtoniano, no interior do ciclone, por exemplo, onde são verificadas altas taxas de cisalhamento, a classificação ocorrerá numa condição em que a viscosidade será diferente daquela medida em um outro ponto do circuito.

Para levar em conta esta característica, POSSA (2000) empregou uma metodologia em que a viscosidade de uma polpa de rocha fosfática com comportamento não-newtoniano é estudada numa ampla faixa de taxas de cisalhamento. Para que seja incorporada à variável viscosidade aparente, no estudo de beneficiamento de polpas não-newtonianas, tornou-se necessário determiná-la no lugar geométrico do equipamento onde ocorre o processo, uma vez que a intensidade dos esforços de cisalhamento que a polpa está sendo submetida é que irá determinar o valor da viscosidade aparente em questão. POSSA (2000) considerou que o lugar geométrico onde ocorre o processo de separação no interior de um ciclone é o do envelope de velocidades verticais zero (EVVZ), onde situa-se o d_{50} . Esta viscosidade particular foi denominada de viscosidade de separação μ_{50c} . De acordo com PEREIRA (1997), a viscosidade de separação μ_{50c} , que é pela autora denominada de viscosidade efetiva, é o elo de ligação entre os fluidos com comportamentos newtonianos e não-newtonianos. Ainda de acordo com POSSA (2000), foi demonstrado que é possível obter-se com uma polpa de 35% sólidos, previamente dispersa com reagente químico até alcançar uma viscosidade mais baixa, d_{50c} tão finos quanto aqueles obtidos com uma mesma polpa, mas com 15% sólidos.

Aplicação de Modelo Ostwald de Waele na Ciclonagem

Com uma amostra de rocha fosfática representativa da alimentação do circuito de deslamagem dos finos naturais da Fertilizantes SERRANA S.A. (1996), e que apresenta uma distribuição de tamanhos apresentada na Tabela 13.1, a seguir, foram preparadas cinco tipos de polpa, sendo duas delas modificadas com a adição de dispersante para diminuir a viscosidade da polpa com 35% sólidos natural, conforme mostrado na Tabela 13.2. A viscosidade inicial de cada tipo de polpa foi medida com o viscosímetro Brookfield, modelo RV, com a velocidade do disco em 100 rpm.

Tabela 13.1 - Distribuição de tamanhos da amostra de finos de rocha fosfática estudada.

| TAMANHO (μm) | MASSA PASSANTE (%) | MASSA RETIDA (%) |
|------------------------------|-----------------------|---------------------|
| 35,56 | 93,5 | 6,5 |
| 26,20 | 88,9 | 4,6 |
| 19,31 | 83,9 | 5,0 |
| 14,22 | 78,9 | 5,0 |
| 10,48 | 74,1 | 4,8 |
| 7,72 | 69,4 | 4,7 |
| 5,69 | 64,8 | 4,6 |
| 4,19 | 60,5 | 4,3 |
| 3,09 | 56,5 | 4,0 |
| 2,28 | 52,9 | 3,6 |
| 1,68 | 49,4 | 3,5 |
| 1,24 | 45,9 | 3,5 |
| 0,91 | 43,1 | 2,8 |
| 0,67 | 39,6 | 3,5 |
| 0,49 | 32,5 | 7,1 |
| - 0,49 | | 32,5 |

Tabela 13.2 - Características das polpas utilizadas nos ensaios.

| % SÓLIDOS MÉDIA | | ESTADO | VISC. BROOKFIELD | VARIAÇÃO TEMP. | MODIFICADOR VISCOSIDADE |
|--------------------|------|----------|---------------------|--------------------|----------------------------|
| MASSA | VOL. | | mPa.s | $^{\circ}\text{C}$ | (massa/t fof.seco) |
| 14,9 | 4,9 | natural | 23-34 | 24-30 | - |
| 24,8 | 8,8 | natural | 108-140 | 26-36 | - |
| 36,8 | 14,5 | natural | 232-240 | 26-32 | - |
| 35,1 | 13,6 | dispersa | 112-130 | 27-34 | Polysal A (946g/t) |
| 33,2 | 12,7 | dispersa | 20-24 | 28-33 | Polysal A (2,6kg/t) |

Com cada tipo de polpa utilizado nos ensaios foi realizado um estudo para caracterizar o seu comportamento reológico. Este estudo foi desenvolvido em um reômetro HAAKE Rotovisco (modelo RS 100, sensor DG 41, DIN 53018), tipo rotacional - cilindros concêntricos) com variação de taxa de cisalhamento de até 4.000 1/s. Com esses valores obtidos com aqueles de tensão de cisalhamento foi caracterizado o tipo de comportamento reológico e estabelecida a equação do modelo de Ostwald de Waele (Lei de Potência), com auxílio do programa de ajuste de curvas para cada.

Os resultados obtidos no estudo de reologia realizado com o reômetro HAAKE RS 100, com os diferentes tipos de polpas utilizados nos ensaios de ciclonagem, estão apresentados na Figura 13.4 e Anexos 1,2 e 3.

Na Tabela 13.3 são apresentados os resultados encontrados para o modelo de Ostwald de Waele [equação 13.16] com os respectivos valores de R² (coeficiente de determinação, [equação 13.30]), obtidos nos ajustes, para os diferentes tipos de polpas estudados (Tabela 13.2).

O coeficiente de determinação ou R² é a razão entre a variância dos resíduos (diferença entre os valores das variáveis dependente e independente) e a variância total da variável dependente. Assim, por exemplo, se o valor observado é a variável dependente e o valor previsto, a variável independente, R² pode ser calculado pela equação:

$$R^2 = 1 - \frac{\sum(\text{obs} - \text{prev.})^2}{\sum(\text{obs})^2 - \frac{(\sum\text{obs})^2}{n}} \tag{13.30}$$

onde, n = número de valores da variável dependente.

Tabela 13.3 - Equação do modelo Ostwald de Waele para as polpas estudadas.

| % SÓLIDOS | ESTADO | VISC. | MODELO $\tau = \kappa \dot{\gamma}^n$ | R ² |
|-----------|----------|-------|--|----------------|
| 15 | natural | baixa | $\tau = 0,0267 (\dot{\gamma})^{0,6733}$ | 0,9929 |
| 25 | natural | média | $\tau = 0,1718 (\dot{\gamma})^{0,5306}$ | 0,9782 |
| 35 | natural | alta | $\tau = 1,4949 (\dot{\gamma})^{0,3568}$ | 0,9534 |
| 35 | dispersa | média | $\tau = 0,3288 (\dot{\gamma})^{0,4658}$ | 0,9547 |
| 35 | dispersa | baixa | $\tau = 0,0087 (\dot{\gamma})^{0,8085}$ | 0,9989 |

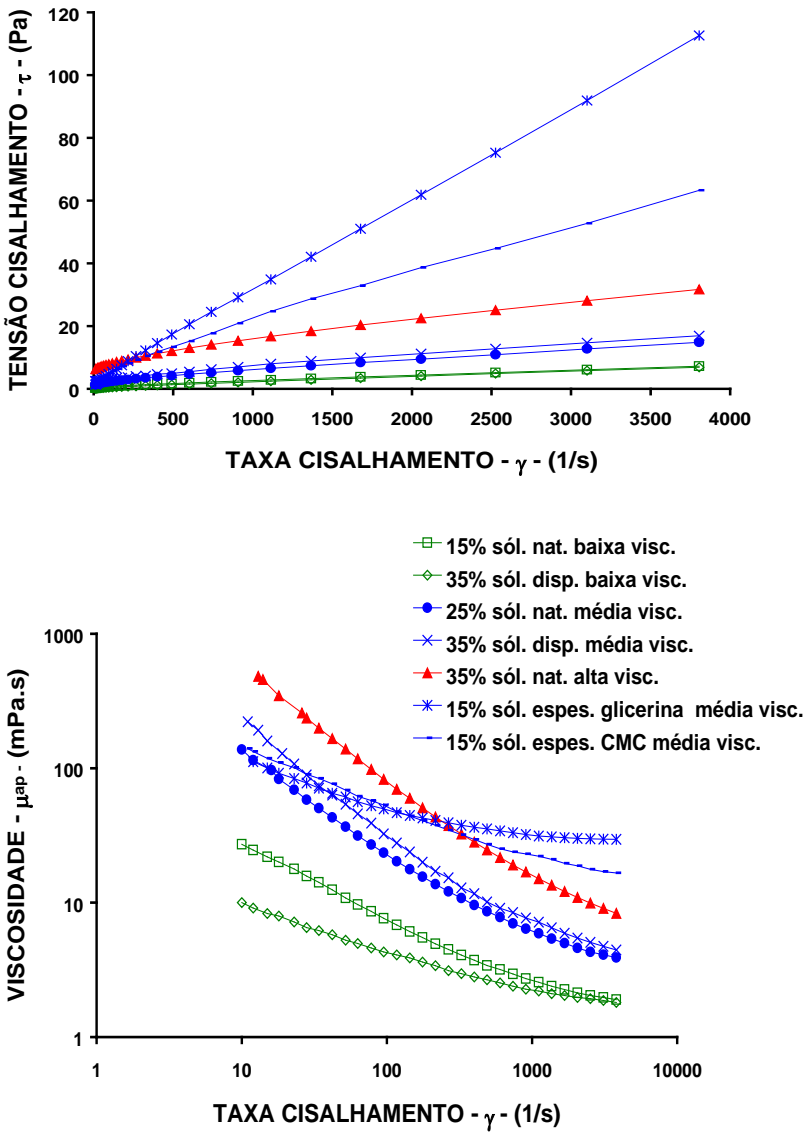


Figura 13.4 - Resultados do estudo de reologia das polpas (POSSA,2000).

Pelos resultados mostrados na Figura 13.4 e Tabela 13.3 observa-se que todas as polpas apresentaram um comportamento reológico pseudoplástico, destacando-se a polpa com 35% sólidos em estado natural que apresentou a maior plasticidade, devido ao menor valor do índice n . Desta forma, para cada tipo de polpa submetida aos ensaios de ciclonagem, a viscosidade aparente foi função da taxa de cisalhamento $\dot{\gamma}$.

Os resultados foram muito bem ajustados pelo modelo de Ostwald de Waele, apresentando uma pequena dispersão entre os valores observados e aqueles previstos pelo modelo, conforme demonstrado pelos coeficientes de determinação R^2 onde todos são maiores que 0,95.

Viscosidade na Moagem

O consumo de energia no processo de moagem na indústria mineral é muito significativo uma vez que em média, atinge cerca de 25% do total requerido para o processamento global da usina e somente menos de 5% dessa energia é efetivamente destinada à geração de novas superfícies (KAWATRA e EISELE, 1988). Otimizar o processo de moagem, portanto, está diretamente relacionado com a otimização do consumo de energia. Dentro deste espírito, KLIMPEL (1982,1983), no início da década de 80 estudou com detalhes os efeitos da reologia da polpa na moagem. Ele propôs correlações empíricas para as taxas de moagem, tendo por base os resultados obtidos em ensaios realizados sob várias condições, em escalas de laboratório e industrial. A maioria das polpas de carvão e de minério que contém uma percentagem de sólidos por volume menor que 40-45%, uma distribuição normal de tamanhos e uma viscosidade baixa, apresenta um comportamento reológico do tipo dilatante. Sob essas condições, a taxa de quebra é de primeira ordem. Em muitos casos, aumentando a viscosidade da polpa pelo aumento da percentagem de sólidos ou da quantidade de finos ou ainda, controlando a distribuição de tamanhos, a polpa pode revelar um comportamento pseudoplástico e, se não apresentar uma tensão limite de escoamento (*yield stress*), as taxas de quebra ainda mantém-se como sendo de primeira ordem, mas seus valores são maiores que aqueles obtidos com uma polpa com comportamento dilatante. Essa é uma das condições que proporciona uma maior eficiência de moagem. Aumentando ainda mais a viscosidade da polpa (percentagem de sólidos, quantidade de finos ou controle da distribuição de tamanhos), ela pode passar a exibir valores mais significativos de tensões limites de escoamento e as taxas de quebra devido a isso, deixam de ser de primeira ordem e seus valores decrescem consideravelmente. Para contornar esse problema, KLIMPEL (1982,1983) sugeriu a adição de reagentes químicos para mudar o comportamento reológico da polpa. A adição de dispersantes, por exemplo, pode diminuir a tensão limite de escoamento e aumentar a sua fluidez. O dispersante adequado é função do tipo de minério ou material que está sendo moído. As dosagens de dispersantes normalmente são pequenas, menos que 0,1% em peso.

Num trabalho mais recente de SHI e NAPIER-MUNN (1996), com base em grande número de dados industriais, foram confirmados os resultados e melhor compreendidas as observações de KLIMPEL (1982,1983), sobre os efeitos da reologia das polpas no processo de moagem. Foram consideradas, como parâmetros, a variação da viscosidade (independentemente de outras variáveis), da densidade, da quantidade de partículas finas e da vazão de alimentação no moinho para polpas com comportamento reológico dilatante, pseudoplástico e newtoniano. Constataram que aumentando a vazão de alimentação sempre reduzirá a taxa de moagem (relação entre a geração de novas superfícies produzidas para as condições consideradas); aumentando a viscosidade, geralmente aumenta a taxa de moagem, exceto para polpas dilatantes com uma grande tensão limite de escoamento; aumentando a quantidade de finos, aumenta a taxa de moagem para polpas com comportamento pseudoplástico e diminui, para polpas dilatantes e newtonianas. SHI e NAPIER-MUNN (1996) concluíram que se o objetivo de um trabalho for o de otimizar o processo de moagem, primeiro torna-se necessário compreender a reologia da polpa. Também, parece que alguns fenômenos inesperados e intuitivos da prática industrial podem ser atribuídos à reologia da polpa.

FUERSTENAU et al. (1990) estudaram o efeito de dispersantes (tipo polímeros) na viscosidade de polpas densas na moagem a úmido com bolas. Eles concluíram que as polpas com percentagens de sólidos relativamente baixas (segundo os autores, menos de 40% de sólidos por volume), suas viscosidades aparentes são mais ou menos independentes da distribuição de tamanhos de partículas ou adição de qualquer dispersante. Para maiores percentagens de sólidos, a reologia da polpa suporta uma mudança qualitativa, que é refletida no aumento significativo da viscosidade aparente. Além de uma certa percentagem de sólidos, a viscosidade aumenta repentinamente e as taxas de moagem decrescem. Esta entrada de sólidos é alcançada progressivamente com valores baixos, quando o tamanho médio de partícula torna-se mais fino, devido à presença de uma maior quantidade de finos gerados durante a moagem. A adição de dispersantes poliméricos pode desagregar os flocos, e como consequência, a polpa pode suportar mais 7% de sólidos antes de atingir um limite crítico.

HARTLEY et al. (1978) estudaram o ganho de rendimento na moagem a partir da adição de reagentes. Esse ganho foi expresso pelo fator de taxa de moagem (igual a relação entre as novas superfícies produzidas com a adição de reagente por novas superfícies produzidas sem a adição de reagente). Na Tabela 13.4, a seguir, são apresentados os ganhos de rendimento obtidos com alguns tipos de aditivos adicionados na moagem de minérios e materiais.

O fator taxa de moagem é calculado por:

$$F_m = \frac{S_1}{S_2} = \frac{\sum_{i=1}^n M_{i1}/dm}{\sum_{i=1}^n M_{i2}/dm} \quad [13.31]$$

onde:

F_m fator taxa de moagem;

S₁ e S₂ superfície total de duas distribuições de tamanhos;

M_{i1} e M_{i2} massa retida em um intervalo de tamanhos de duas distribuições;

dm tamanho médio de um intervalo de tamanhos.

Tabela 13.4 - Ganhos de rendimento obtidos com alguns aditivos usados no processo de moagem.

| ADITIVO | MINÉRIO/MATERIAL | FATOR TAXA DE MOAGEM* |
|--------------------------------------|------------------------|-----------------------|
| água | mármore | 1,6 |
| água | clínquer | 1,3 |
| isopentanol | quartzo | 1,29 |
| isopentanol | Pó de ferro | 20,1 |
| acetona | clínquer | 1,37 |
| amina (Flotigan) | quartzito | 2,2 |
| amina (Flotigan) | calcáreo | 1,7 |
| ácido oleico | calcáreo | 1,1 |
| oleato de sódio | quartzo | 2,0 |
| oleato de sódio | calcáreo | 2,0 |
| estearato de sódio | clínquer | 1,2 |
| ácido naftênico | clínquer | 1,33 |
| naftenato de sódio | quartzito | 1,40 |
| sulfonaftenato de sódio | quartzito | 1,80 |
| acetato de anila | quartzo | 1,23 |
| carbonato de sódio | calcáreo | 2,0 |
| dióxido de carbono | quartzito | 1,55 |
| polimetafosfato de sódio (Calgon) | minério chumbo e zinco | 1,65 |

* Relação entre novas superfícies produzidas com aditivo/ novas superfícies produzidas sem aditivo.

Na literatura técnica, há uma grande quantidade de trabalhos realizados em escala de laboratório que demonstram um aumento nas taxas de moagem, quando são usados aditivos. No entanto, quando são realizados em escala industrial, geralmente os resultados não se reproduzem. Os responsáveis pelos circuitos industriais não podem dar-se ao luxo de adicionar mais reagentes químicos, sem ter a certeza de que implicará num aumento de eficiência.

As forças hidrodinâmicas na polpa podem ocultar os efeitos causados na moagem pela adição de reagentes. Incrementos de melhorias no desempenho da moagem produzidos pelos aditivos químicos podem ser absorvidos pelos efeitos das contínuas mudanças na alimentação do moinho. Até mesmo com alimentações constantes, a moagem em circuito fechado frequentemente é dinamicamente instável. A percentagem de sólidos num moinho muda constantemente. Devido a tais flutuações, um aditivo de moagem que seja potencialmente eficiente pode dar a impressão de não produzir efeito esperado.

Um aditivo de moagem pode ter, basicamente, dois tipos de atuação: reduzindo o consumo de energia, kWh/t, ou mudando a forma de quebra das partículas e com isso aumentando sua liberação. Como resultado, espera-se que um aditivo de moagem irá aumentar a produção sem aumentar a quantidade de finos ou gerar um produto mais fino para uma mesma produção. A meta de maximizar a recuperação de mineral útil, a um menor custo, é função do balanço entre essas duas situações.

Deve ser lembrado também que se de alguma forma a adição de reagentes químicos pode resultar em uma otimização do processo de moagem, em muitos casos, esses mesmos reagentes podem ser prejudiciais aos processos subseqüentes, constantes do circuito, como por exemplo, a flotação.

SÍMBOLOS E UNIDADES

As unidades podem ser apresentadas como múltiplo ou submúltiplo.

| | |
|---|--|
| A = área projetada da partícula (m^2) | M = torque aplicado ao rotor |
| C_d = coeficiente de resistência ou arraste | M_i = massa retida em um intervalo de tamanhos |
| d_i = tamanho ou diâmetro da partícula (μm) | n = expoente de equações. Para a lei de Potência é o índice de comportamento do fluido |
| d_{50} = tamanho ou diâmetro mediano da partição real (μm) | P = pressão (psi ou kPa) |
| d_{50c} = tamanho ou diâmetro mediano da partição corrigida (μm) | ΔP = diferença de pressão |
| dm = tamanho médio de um intervalo de tamanhos | Q_v = vazão volumétrica de polpa (L/min) |
| d_s = diâmetro de uma esfera com área equivalente (μm) | r = distância radial a partir do eixo do ciclone (cm) |
| d_v = diâmetro de uma esfera com volume equivalente (μm) | r_c = raio do ciclone (cm) |
| F = força tangencial (kgm/s^2) | r_i = raio do rotor do viscosímetro |
| F_d = força de resistência ou arraste (kgm/s^2) | r_o = raio do copo do viscosímetro |
| F_m = fator taxa de moagem | r_p = raio do capilar |
| g = aceleração da gravidade (m/s^2) | Re_p = número de Reynolds da partícula (adimensional) |
| h_r = altura do rotor mergulhada no fluido | Re_n = número de Reynolds modificado (adimensional) |
| k_0, k_n = parâmetros de equações de modelos | R^2 = coeficiente de determinação |
| L_p = comprimento do capilar | S_i = superfície total de uma distribuição de tamanhos |

v = velocidade relativa partícula/fluido (m/s)

v_i = velocidade no *inlet* (m/s)

v_r = velocidade radial (m/s)

v_s = velocidade terminal da partícula (m/s)

v'_s = termo de correção da sedimentação em queda impedida

v_t = velocidade tangencial (m/s)

v_v = velocidade vertical ou axial (m/s)

ω_a = velocidade angular (rad/s)

X_n = fator de correção do coeficiente de arraste

Letras Gregas

α = parâmetro de nitidez da separação

γ = taxa de cisalhamento (1/s)

γ_w = taxa de cisalhamento nas paredes do capilar

κ = índice de consistência do fluido

μ = viscosidade absoluta (kg/m.s ou mPa.s)

μ_a = viscosidade da água (kg/m.s ou mPa.s)

μ_{ap} = viscosidade aparente (kg/m.s ou mPa.s)

μ_{50c} = viscosidade de separação (kg/m.s ou mPa.s)

θ = ângulo entre o cone e a placa do viscosímetro

ρ_a = densidade ou peso específico da água (t/m³)

ρ_L = densidade ou peso específico do líquido (t/m³)

ρ_s = densidade ou peso específico do sólido (t/m³)

ρ_p = densidade ou peso específico da polpa (t/m³)

τ = tensão de cisalhamento (Pa)

τ_0 = tensão limite de escoamento (Pa)

τ_w = tensão de cisalhamento nas paredes do capilar

υ = parâmetro de redução de velocidade de polpa

ψ = fator de esfericidade

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) ASOMAH, A.K.; NAPIER-MUNN, T.J. (1997) An empirical model of hydrocyclones, incorporating angle of cyclone inclination. Minerals Engineering, v. 10, nº 3, p. 339-43.
- 2) BAKSHI, A.K.; KAWATRA, S.K. (1996) Rapid determination of non-Newtonian flow behaviour in mineral suspensions. Minerals and Metallurgical Processing, v. 13, nº 4, p. 165-9, November.
- 3) BIRD, R.B.; STEWART, W.E.; LIGHTFOOT, E.N. (1978) Transporte de interfase en sistemas isotérmicos. In: Fenómenos de transporte. Editorial Reverté S.A., capítulo 6. (várias paginações).
- 4) CEYLAN, K.; HERDEM, T.; ABBASOV, T (1999) A theoretical model of drag force in the flow of non-newtonian fluids around spherical solid particles. Powder Technology. vol. 103, p. 286-91.
- 5) CHAVES, A.P. (1996) Teoria e Prática do Tratamento de Minérios. Editora Signus, v. 1, 235p.
- 6) CHURAEV, N.V. (1991) Surface forces and their role in mineral processing. In: XVII International Mineral Processing Congress, Dresden, v.2, p. 1-15.
- 7) DARLEY, H.C.H.; GRAY, G.R. (1988) Rheology of drilling fluids. In: Composition and Properties of Drilling and Completion Fluids, fifth edition, Gulf Publishing Company, chapter 5, p. 184-281.
- 8) DYAKOWSKI, T.; HORNUNG, G.; WILLIAMS, R.A. (1994) Simulation of non-newtonian flow in a hydrocyclone. Transaction of the Institution of Chemical Engineers, v. 72, part A, p. 513-20.
- 9) Fertilizantes SERRANA S.A. - Complexo Industrial ARAFÉRTIL (1996) Dados obtidos em visita técnica à usina de beneficiamento, Araxá, Minas Gerais.
- 10) FUERSTENAU, D.W.; KAPUR, P.C.; VELAMAKANNI, B. (1990) A multi-torque model for the effects of dispersants and slurry viscosity on ball milling. International Journal of Mineral Processing, v. 28, p. 81-98.
- 11) HARTLEY, J.N.; PRISBREY, K.A.; WICK, O.J. (1978) Chemical additives for ore grinding: How effective are they? Engineering and Mining Journal, v. 179, nº 10, p. 105-11.

- 12) HEALY, T. W.; BOGER, D. V.; WHITE, L. R.; SCALES, P. J. (1993) Particulate fluids - a key concept in advanced mineral processing. In: XVIII International Mineral Processing Congress, Sydney, Australia, p. 47-55, May.
- 13) HEISKANEN, K.G.H. (1993) Particle classification. Powder Technology Series, Brian Scarlet ed., várias paginações, 321 p.
- 14) HSIEH, K.T.; RAJAMANI, K. (1991) Mathematical model of hydrocyclone based on physics of fluid flow. American Institute of Chemical Engineers Journal, v. 37, nº 5, p. 735-46.
- 15) HUNTER, R.J. (1992) Rheology of colloidal dispersions. In: Foundations of colloid science, Clarendon Press-Oxford, v. II, chapter 18, p. 993-1057.
- 16) KAWATRA, S.K.; BAKSHI, A.K.; RUSESKEY, M.T. (1996) The effect of viscosity on the cut (d_{50}) size of hydrocyclone classifiers. Minerals Engineering, v. 9, nº 8, p. 881-91.
- 17) KAWATRA, S.K.; BAKSHI, A.K. (1996) On-line measurement of viscosity and determination of flow types for mineral suspensions. International Journal of Mineral Processing, v. 47, nº 3-4, p. 275-83.
- 18) KAWATRA, S.K.; EISELE, T.C. (1988) Rheological effects in grinding circuits. International Journal of Mineral Processing, v. 22, p. 251-9.
- 19) KIRK, R. E.; OTHMER, D.F. (1982) Refractories to silk. In: Encyclopedia of chemical technology, v. 20, third edition, John Wiley & Sons, p. 259-319.
- 20) KLIMPEL, R.R. (1982) Slurry rheology influence on the performance of mineral/coal grinding circuits. Mining Engineering, December, p. 1665-8.
- 21) KLIMPEL, R.R. (1983) Slurry rheology influence on the performance of mineral/coal grinding circuits - part 2. Mining Engineering, January, p. 21-6.
- 22) LIMA, J.R.B. (1997) Estudo da modelagem matemática da microciclonagem, Tese de Livre Docência, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, EPUSP, 162 p..
- 23) LINS, F.A.F. (1995) Uma metodologia para o cálculo da constante de Hamaker de minerais e aplicação da teoria X-DLVO à agregação e flotação de talco, Tese de Doutorado, COPPE-UFRJ, Rio de Janeiro, 123 p.

- 24) LYKLEMA, J. (1989) The colloidal background of flocculation and dewatering. In: MOUDGIL, B.; SCHEINER, J. eds. Flocculation and Dewatering, Eng. Foundation, New York, p. 1-20.
- 25) LYNCH, A..J.; RAO, T.C. (1975) Modelling and scale-up of hydrocyclone classifiers. In: XI International Mineral Processing Congress, paper 9, Calgari, Italy.
- 26) MASLIYAH, J.H. (1979) Hindered settling in multi-species particle system. Chemical Engineering Science, v. 34, p. 1166.
- 27) NAPIER-MUNN, T.J. (1990) The effect of dense medium viscosity on separation efficiency. Coal Preparation, v. 8, p. 145-65.
- 28) PASHLEY, R.M. (1992) Interparticulate forces. In: LASKOWSKI, J.S.; RALSTRON, J. eds.,Colloid Chemistry in Mineral Processing, chapter 3, p. 97-114.
- 29) PAWLIK, M.; LASKOWSKI, J.S. (1999) Evaluation of flocculants and dispersants through rheological tests. In: Polymers in Mineral Processing. 38 th Annual Conference of Metallurgists of CIM, Quebec, Canada, p. 541-55, August.
- 30) PEREIRA, C.M.S. (1997) Separação sólido-fluido não-newtoniano em hidrociclone, 126 p., Tese de Doutorado, COPPE-UFRJ, Rio de Janeiro.
- 31) PLITT, L.R. (1991) A mathematical model of the gravity classifier. In: XVII th International Mineral Processing Congress, Dresden, v. 1, p. 123-35.
- 32) POSSA, M.V. (2000) Efeitos da viscosidade no processo de deslamagem com microciclones em polpa não-Newtoniana de rocha fosfática, Tese de Doutorado, EPUSP, São Paulo, 154 p.
- 33) SHAW, D.J. (1992) Rheology. In: Introduction to Colloid and Surface Chemistry, Butterworths-Heinemann Ltd, fourth edition, chapter 9, p. 244-61.
- 34) SHI, F.N.; NAPIER-MUNN, T.J. (1996a) Measuring the rheology of slurries using an on-line viscometer. International Journal of Mineral Processing, v. 47, nº 3-4, p. 153-76.
- 35) SHI, F. N.; NAPIER-MUNN, T.J. (1996b) A model for slurry rheology. International Journal of Mineral Processing, v. 47, nº 1-2, p. 103-23.
- 36) UPADRASHTA, K.R.; KETCHAM, V.J.; MILLER, D.J. (1987) Tangential velocity profile for pseudoplastic power-law fluids in the hydrocyclone - a theoretical derivation. International Journal of Mineral Processing, v. 20, p. 309-18.

ANEXO 1
Reômetro HAAKE RS100
REOLOGIA DAS POLPAS

| 15% SOL. NAT. BAIXA VISC. | | | 25% SOL. NAT. MEDIA VISC. | | |
|---------------------------|--------|-------|---------------------------|--------|--------|
| TAXA | TENSAO | VISC. | TAXA | TENSAO | VISC. |
| 1/s | Pa | mPa.s | 1/s | Pa | mPa.s |
| 3805 | 7,22 | 1,90 | 3805 | 14,83 | 3,90 |
| 3101 | 6,10 | 1,97 | 3101 | 12,71 | 4,10 |
| 2526 | 5,15 | 2,04 | 2526 | 10,86 | 4,30 |
| 2057 | 4,38 | 2,13 | 2058 | 9,46 | 4,60 |
| 1677 | 3,79 | 2,26 | 1677 | 8,38 | 5,00 |
| 1366 | 3,26 | 2,39 | 1366 | 7,37 | 5,40 |
| 1114 | 2,84 | 2,56 | 1113 | 6,56 | 5,90 |
| 907 | 2,46 | 2,72 | 907 | 5,80 | 6,40 |
| 739 | 2,18 | 2,95 | 739 | 5,17 | 7,00 |
| 602 | 1,91 | 3,18 | 602 | 4,69 | 7,80 |
| 490 | 1,67 | 3,41 | 490 | 4,21 | 8,60 |
| 400 | 1,49 | 3,73 | 400 | 3,84 | 9,60 |
| 326 | 1,32 | 4,07 | 326 | 3,52 | 10,80 |
| 266 | 1,19 | 4,49 | 266 | 3,21 | 12,10 |
| 216 | 1,06 | 4,94 | 216 | 2,95 | 13,70 |
| 176 | 0,96 | 5,50 | 176 | 2,74 | 15,60 |
| 144 | 0,87 | 6,10 | 144 | 2,54 | 17,70 |
| 117 | 0,79 | 6,82 | 117 | 2,37 | 20,30 |
| 95 | 0,72 | 7,64 | 95 | 2,23 | 23,50 |
| 78 | 0,67 | 8,61 | 78 | 2,10 | 27,00 |
| 63 | 0,60 | 9,67 | 63 | 1,98 | 31,50 |
| 52 | 0,56 | 10,84 | 52 | 1,90 | 36,70 |
| 42 | 0,52 | 12,44 | 42 | 1,80 | 43,00 |
| 34 | 0,48 | 14,13 | 34 | 1,71 | 50,40 |
| 28 | 0,44 | 15,78 | 28 | 1,63 | 58,30 |
| 23 | 0,40 | 17,79 | 23 | 1,58 | 69,10 |
| 18 | 0,36 | 20,03 | 18 | 1,49 | 83,00 |
| 15 | 0,35 | 21,91 | 16 | 1,54 | 96,70 |
| 12 | 0,29 | 24,59 | 12 | 1,37 | 114,70 |
| 10 | 0,27 | 27,18 | 10 | 1,37 | 137,50 |

$$\text{Tensão} = a (\text{Taxa})^n$$

$$a = 0,02674$$

$$n = 0,67326$$

$$\text{Tensão} = a (\text{Taxa})^n$$

$$a = 0,171769$$

$$n = 0,530622$$

ANEXO 2
Reômetro HAAKE RS100
REOLOGIA DAS POLPAS

| 35% SOL. NAT. ALTA VISC. | | | 35% SOL. DISP. MEDIA VISC. | | |
|--------------------------|--------|--------|----------------------------|--------|--------|
| TAXA | TENSAO | VISC. | TAXA | TENSAO | VISC. |
| 1/s | Pa | mPa.s | 1/s | Pa | mPa.s |
| 3805 | 31,69 | 8,33 | 3805 | 16,93 | 4,45 |
| 3101 | 28,09 | 9,06 | 3101 | 14,67 | 4,73 |
| 2526 | 25,05 | 9,92 | 2526 | 12,78 | 5,06 |
| 2058 | 22,49 | 10,93 | 2058 | 11,24 | 5,46 |
| 1677 | 20,32 | 12,12 | 1677 | 9,94 | 5,93 |
| 1366 | 18,40 | 13,47 | 1366 | 8,88 | 6,50 |
| 1113 | 16,75 | 15,05 | 1113 | 7,98 | 7,17 |
| 907 | 15,34 | 16,92 | 907 | 6,97 | 7,68 |
| 739 | 14,10 | 19,08 | 739 | 6,24 | 8,44 |
| 602 | 13,02 | 21,63 | 602 | 5,47 | 9,08 |
| 490 | 12,07 | 24,64 | 490 | 4,95 | 10,11 |
| 400 | 11,26 | 28,17 | 400 | 4,67 | 11,67 |
| 326 | 10,55 | 32,37 | 326 | 4,20 | 12,87 |
| 266 | 9,94 | 37,40 | 266 | 4,07 | 15,31 |
| 216 | 9,37 | 43,42 | 216 | 3,70 | 17,11 |
| 176 | 8,93 | 50,77 | 176 | 3,52 | 20,02 |
| 144 | 8,60 | 59,75 | 144 | 3,44 | 23,87 |
| 117 | 8,14 | 69,63 | 117 | 3,25 | 27,79 |
| 95 | 7,83 | 82,50 | 95 | 3,09 | 32,48 |
| 78 | 7,63 | 97,87 | 78 | 3,05 | 39,08 |
| 63 | 7,40 | 117,60 | 63 | 2,88 | 45,74 |
| 52 | 7,21 | 138,70 | 52 | 2,80 | 53,91 |
| 42 | 6,97 | 165,90 | 42 | 2,65 | 63,07 |
| 34 | 6,76 | 198,70 | 34 | 2,51 | 73,94 |
| 28 | 6,62 | 236,30 | 28 | 2,50 | 89,19 |
| 26 | 6,70 | 257,70 | 23 | 2,47 | 107,47 |
| 18 | 6,24 | 346,50 | 19 | 2,44 | 128,45 |
| 14 | 6,39 | 456,70 | 15 | 2,40 | 159,67 |
| 13 | 6,28 | 483,00 | 13 | 2,49 | 191,89 |
| | | | 11 | 2,44 | 221,53 |

$$\text{Tensão} = a (\text{Taxa})^n$$

$$a = 1,49486$$

$$n = 0,35682$$

$$\text{Tensão} = a (\text{Taxa})^n$$

$$a = 0,328849$$

$$n = 0,46579$$

ANEXO 3
Reômetro HAAKE RS100
REOLOGIA DA POLPA

| 35% SOL. DISP. BAIXA VISC. | | |
|-----------------------------------|---------------|--------------|
| TAXA | TENSAO | VISC. |
| 1/s | Pa | mPa.s |
| 3805 | 6,89 | 1,81 |
| 3101 | 5,80 | 1,87 |
| 2526 | 4,88 | 1,93 |
| 2058 | 4,05 | 1,97 |
| 1677 | 3,42 | 2,04 |
| 1366 | 2,87 | 2,10 |
| 1113 | 2,45 | 2,20 |
| 907 | 2,06 | 2,27 |
| 739 | 1,77 | 2,39 |
| 602 | 1,52 | 2,53 |
| 490 | 1,31 | 2,67 |
| 400 | 1,12 | 2,80 |
| 326 | 0,96 | 2,96 |
| 266 | 0,83 | 3,12 |
| 216 | 0,73 | 3,40 |
| 176 | 0,64 | 3,62 |
| 144 | 0,56 | 3,88 |
| 117 | 0,48 | 4,08 |
| 95 | 0,41 | 4,30 |
| 78 | 0,36 | 4,60 |
| 63 | 0,31 | 4,97 |
| 52 | 0,27 | 5,25 |
| 42 | 0,24 | 5,77 |
| 34 | 0,21 | 6,20 |
| 28 | 0,18 | 6,53 |
| 23 | 0,17 | 7,18 |
| 18 | 0,14 | 7,95 |
| 15 | 0,12 | 8,30 |
| 12 | 0,11 | 9,12 |
| 10 | 0,10 | 10,00 |

$$\text{Tensão} = a (\text{Taxa})^n$$

a = 0,00866
n = 0,80851

*Separação Sólido-Líquido***Silvia Cristina A. França**

Eng^a de Química/UFS, Mestre e Doutora
pela PEQ/COPPE-UFRJ,
Pesquisadora do CETEM/MCT

Giulio Massarani

Eng^o Químico/Universidade do Brasil,
Mestre pela University of Houston-USA e
Doutor pela Université de Toulouse - França
Pesquisador Titular do PEQ/COPPE

INTRODUÇÃO

Entre as múltiplas opções oferecidas pela operação de separação de fases, este capítulo restringe-se às suspensões sólido-líquido e aos aspectos relacionados ao projeto e análise do desempenho de alguns equipamentos tradicionais para o espessamento e a filtração.

No que se refere ao espessamento, será abordada a sedimentação contínua tanto no campo gravitacional – espessador Dorr-Oliver – como no campo centrífugo moderado resultante do escoamento da suspensão na configuração geométrica peculiar do hidrociclone.

A filtração de suspensões, que também será abordada neste capítulo, se restringirá aos filtros prensa e rotativo, na qual se considera a operação descontínua e sob pressão de algumas atmosferas, no primeiro caso, e continuamente e sob vácuo, no segundo.

Fluidodinâmica da Partícula

Em muitas situações, como na operação de um ciclone, a concentração da fase particulada está relacionada ao comportamento dinâmico das partículas em movimento no interior do equipamento.

A velocidade terminal de sedimentação, v , de uma partícula isolada em movimento no fluido com densidade ρ_f e viscosidade μ_f é dada pela equação empírica (Massarani, 2002):

$$v = \frac{\mu_f}{D_p \rho_f} \left[\left(k_1 \frac{C_D Re^2}{24} \right)^{-1,20} + \left(\frac{C_D Re^2}{k_2} \right)^{-0,60} \right]^{-0,83} \quad [14.1]$$

onde C_D é o coeficiente de arraste da partícula e Re é o número de Reynolds:

$$Re = \frac{\rho_f v D_p}{\mu_f}$$

$$C_D Re^2 = \frac{4}{3} \frac{\rho_f (\rho_s - \rho_f) b D_p^3}{\mu_f^2}$$

$$k_1 = 0,843 \log_{10} \frac{\phi}{0,065} \quad \text{e} \quad k_2 = 5,31 - 4,88\phi.$$

Neste resultado a partícula é caracterizada através da densidade ρ_s , do diâmetro da esfera com igual volume que o da partícula, D_p (diâmetro volumétrico) e pelo fator de forma ϕ , ou esfericidade:

$$V_p = \frac{\pi D_p^3}{6} \quad [14.2]$$

$$\phi = \frac{\text{superfície da esfera com o volume da partícula}}{\text{superfície da partícula}} \quad [14.3]$$

A intensidade do campo exterior b , gravitacional ou centrífugo na direção perpendicular ao campo de velocidades tangenciais do fluido u_θ toma, respectivamente, a forma

$$b = g \quad [14.4]$$

$$b = r u_\theta^2 \quad [14.5]$$

onde r é a posição radial da partícula em relação ao eixo de rotação do sistema.

Cabe ainda mencionar que o resultado expresso pela Eq. [14.1] encerra a bem conhecida equação de Stokes,

$$v = \frac{(\rho_s - \rho_f) b D_p^2}{18\mu_f} \quad [14.6]$$

válida para o deslocamento lento de uma partícula esférica, quando o número de Reynolds é menor que 0,5.

A velocidade da partícula no seio da massa fluida é reduzida pela presença de outras partículas, como mostra a correlação de Richardson e Zaki (1954):

$$\frac{v}{v_\infty} = \varepsilon_f^n \quad [14.7]$$

sendo v_∞ a velocidade terminal da partícula isolada, ε_f a fração volumétrica de fluido e n um parâmetro que depende do número de Reynolds da partícula isolada.

Na Tabela 14.1 encontram-se os valores de n usados para o cálculo da velocidade terminal de sedimentação da partícula.

Tabela 14.1 – Valores de n usados para o cálculo da velocidade terminal de sedimentação da partícula.

| | | | | |
|--|-------|--------------------------|-------------------------|-------|
| $Re = \frac{D_p V_\infty \rho_f}{\mu_f}$ | < 0,2 | 0,2 – 1 | 1 - 500 | > 500 |
| n | 3,65 | $4,35 Re_\infty^{-0,03}$ | $4,45 Re_\infty^{-0,1}$ | 1,39 |

Exemplo 14.1

Estimativa do valor do diâmetro das menores partículas que são coletadas com eficiência de 100% no ciclone esquematizado na Figura 14.1. Dados:

propriedades do líquido (água a 20°C): $\rho_f=1000 \text{ kg/m}^3$ e $\mu_f=10^{-3}\text{Pa}\cdot\text{s}^{-1}$;

densidade das partículas sólidas: $\rho_s=2500 \text{ kg/m}^3$;

Dimensões do ciclone:

$R = 25 \text{ mm}$, $R_i/R = 0,3$, $R_o/R = 0,25$ $L/R = 10$;

vazão de líquido na alimentação: $Q = 2 \text{ m}^3/\text{h}$;

intensidade média do campo centrífugo estimado em 15 g;

São feitas as seguintes considerações:

a suspensão é diluída, não sendo necessário levar em conta os efeitos da concentração na separação das partículas;

as partículas são esféricas e prevalece o regime de Stokes, Eq. [14.6];

o tempo de residência das partículas no ciclone é igual ao tempo de residência médio do fluido na zona de separação, dado pela Eq. [14.8].

$$t_R = \frac{\pi(R^2 - R_o^2) L}{Q}, \tag{14.8}$$

onde L é o comprimento do ciclone e Q a vazão do fluido.

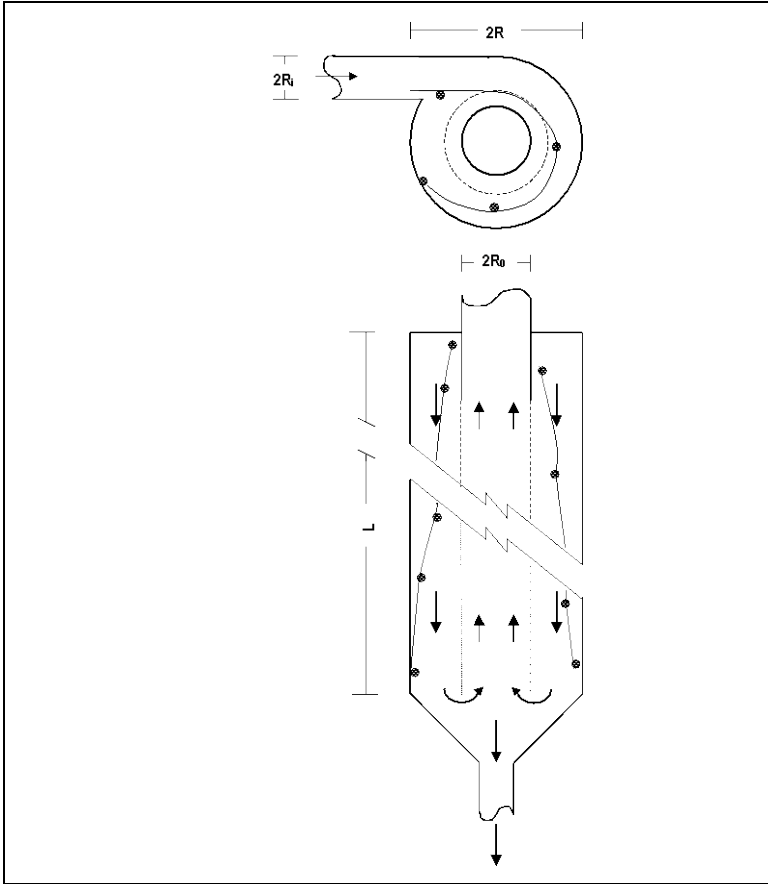


Figura 14.1 – Trajetória da menor partícula separada com eficiência de 100% no ciclone

O valor do diâmetro da menor partícula separada no ciclone com eficiência de 100% pode ser estimado igualando o tempo de residência da partícula no ciclone ao tempo consumido para essa atingir a parede do mesmo,

$$t_R = \frac{\pi(R^2 - R_0^2)L}{Q} = \frac{2R_i}{\frac{(\rho_s - \rho_f)gD_p^2}{18\mu_f}} \quad [14.9]$$

Portanto,

$$D_p = \left\{ \frac{36\mu_f \left(\frac{R_i}{R}\right) Q}{\pi R^2 \left[1 - \left(\frac{R_o}{R}\right)^2\right] \frac{L}{R} (\rho_s - \rho_f) b} \right\}^{1/2} \quad [14.10]$$

resultando para os dados do problema que $D_p = 38,5 \mu\text{m}$. Dentro das condições idealizadas, conclui-se que partículas maiores que $38,5 \mu\text{m}$ são separadas completamente pelo ciclone e que partículas menores que $38,5 \mu\text{m}$ são separadas com menor eficiência.

Cabe ressaltar que quanto maior a concentração da suspensão, menor será a velocidade de separação das partículas, maior o diâmetro crítico e, conseqüentemente, menor a eficiência global de separação do ciclone. Sendo válido o regime de Stokes, resulta da Eq. [14.7] que a velocidade radial da partícula é

$$v = \frac{(\rho_s - \rho_f) b D_p^2}{18\mu_f} \epsilon_f^{3,65}$$

e o diâmetro crítico

$$D_p = \left\{ \frac{36\mu_f \left(\frac{R_i}{R}\right) Q}{\pi R^2 \left[1 - \left(\frac{R_o}{R}\right)^2\right] \frac{L}{R} (\rho_s - \rho_f) b} \right\}^{1/2} \cdot \frac{1}{\epsilon_f^{1,83}} \quad [14.11]$$

Assim, por exemplo, se a concentração de sólidos é 100 g/L de suspensão, a fração volumétrica de fluido é dada por

$$\epsilon_f = \frac{1000 - \frac{100}{2,5}}{1000} = 0,96,$$

passando o diâmetro crítico de $38,5 \mu\text{m}$ para $41,5 \mu\text{m}$.

Escoamento em Meios Porosos

As operações de filtração e espessamento de suspensões levam à formação de tortas e de sedimentos que se caracterizam por exibirem uma variação de compactação ao longo da sua estrutura, causada pela percolação de líquido.

Seja a configuração de escoamento representada na Figura 14.2.

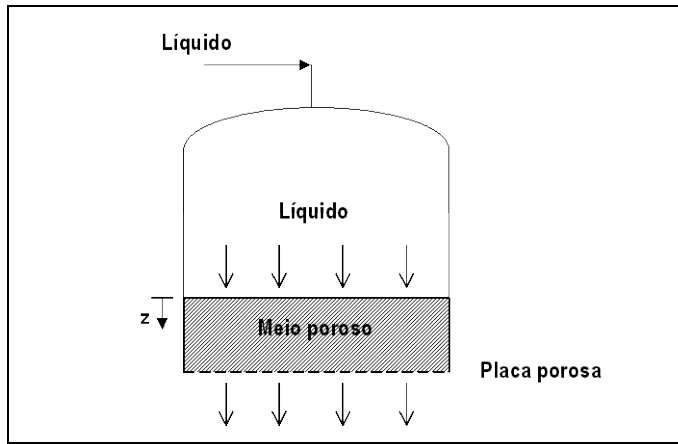


Figura 14.2 – Escoamento de líquido através um de meio poroso

As equações básicas do escoamento de um líquido em um meio poroso, dentro das simplificações feitas tradicionalmente, são (Massarani, 2002):

para a fase líquida:

$$-\frac{dP_f}{dz} = m - \rho_f g \quad [14.12]$$

para a fase particulada:

$$-\frac{dP_s}{dz} = -m - \epsilon_s (\rho_s - \rho_f) g \quad [14.13]$$

onde P_s e P_f são, respectivamente, a pressão exercida sobre a fase sólida e a fase fluida, g é a aceleração da gravidade e m é a força resistiva fluido-partícula (por unidade de volume do sistema particulado), dada pela Eq. [14.14]:

$$m = \frac{\mu_f}{k} q_f \quad [14.14]$$

$$q_f = \frac{Q_f}{A} \quad [14.15]$$

$$k = \frac{(D_p^2 \phi)(1 - \epsilon_s)^3}{180 \epsilon_s^2} \quad [14.16]$$

$$\epsilon_s = f(P_s). \quad [14.17]$$

Nesta formulação, q_f é a velocidade superficial de fluido, ϵ_s a fração volumétrica de sólido e k a permeabilidade do meio poroso. A Eq. [14.14] exprime a lei de Darcy válida para escoamento lento através do meio poroso. A Eq. [14.17] permite levar em conta a compressibilidade do sedimento.

Combinando as Eq. [14.12] e [14.13] tem-se:

$$-\left(\frac{dP_f}{dz} + \frac{dP_s}{dz}\right) = -[\rho_f + \epsilon_s(\rho_s - \rho_f)]g = -(\epsilon_f \rho_f + \epsilon_s \rho_s)g = -\rho_M g \quad [14.18]$$

onde ρ_M é a densidade do sistema particulado e

$$\epsilon_f = 1 - \epsilon_s.$$

A integração da Eq. [14.18] leva ao resultado

$$P_s(z) = P_f(0) - P_f(z) + \rho_M g z, \quad [14.19]$$

evidenciando que:

- a) a pressão sobre o fluido aumenta no sentido do escoamento do fluido;
- b) a pressão sobre o sólido aumenta com a vazão de líquido Eqs. [14.12, 14.14 e 14.19].

ESPESSAMENTO

A sedimentação é um dos processos de separação sólido-líquido baseados na diferença entre as densidades dos constituintes de uma suspensão; a remoção das partículas sólidas presentes em uma corrente líquida se dá pela ação do campo gravitacional, o que oferece ao processo as características de baixo custo e grande simplicidade operacional. A larga utilização industrial dos sedimentadores promove um crescente interesse no

conhecimento do dimensionamento e operação desses equipamentos, com a finalidade de melhorar a sua utilização e eficiência no atendimento aos objetivos operacionais.

Na literatura, costuma-se classificar os sedimentadores em dois tipos: os espessadores, que têm como produto de interesse o sólido e são caracterizados pela produção de espessados com alta concentração de sólidos e os clarificadores, que têm como produto de interesse o líquido e se caracterizam pela produção de espessados com baixas concentrações de sólidos. Industrialmente os espessadores são os mais utilizados e operam, geralmente, em regime contínuo.

Na indústria da mineração, os espessadores são largamente utilizados para as seguintes finalidades:

obtenção de polpas com concentrações adequadas a um determinado processo subsequente;

espessamento de rejeitos com concentração de sólidos elevada, visando transporte e descarte mais eficazes;

recuperação de água para reciclo industrial;

recuperação de sólidos ou solução de operações de lixiviação, utilizados em processos hidrometalúrgicos.

A operação de sedimentação é baseada em fenômenos de transporte, onde a partícula sólida em suspensão está sujeita à ação das forças da gravidade, do empuxo e de resistência ao movimento. O mecanismo da sedimentação descontínua auxilia na descrição do processo contínuo, com o uso do teste de proveta, que é baseado no deslocamento da interface superior da suspensão com o tempo, conforme ilustra a Figura 14.3. Durante esse teste pode ser observada a existência de três regiões distintas: a região de líquido clarificado, a de sedimentação livre e a de compactação. Algumas considerações físicas devem ser estabelecidas, a fim de caracterizar cada região:

na região de sedimentação livre, as partículas sólidas sedimentam sem que haja interação entre elas; a velocidade de sedimentação e a concentração de sólidos são consideradas constantes;

na região de compactação, as partículas sólidas já começam a interagir entre si; é notada a variação da concentração de sólidos ao longo dessa região, devido à desaceleração sofrida por essas partículas.

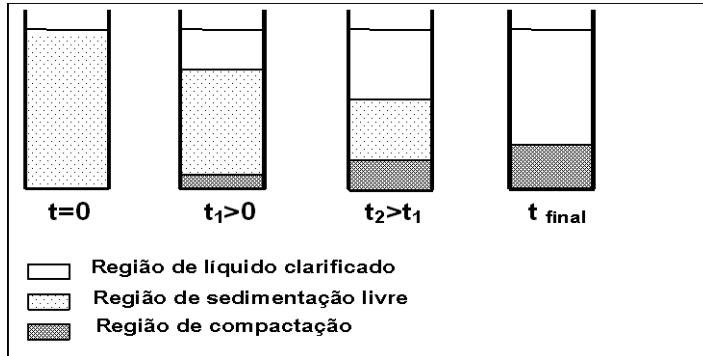


Figura 14.3 – Etapas de um teste de proveta e suas regiões formadas durante a sedimentação

No início do teste ($t = 0$), a suspensão apresenta-se homogênea e a concentração de sólidos é constante em todos os pontos da proveta. Instantes depois, as partículas maiores começam a sedimentar e a formar uma fina camada de sólidos no fundo da proveta, que é a região de compactação; essa região é formada por partículas sólidas mais pesadas e com maior velocidade de sedimentação. As partículas sólidas mais finas sedimentam mais lentamente e sem interação entre elas, dando origem a uma região intermediária, de concentração de sólidos constante, que é a região de sedimentação livre. Ao tempo que os sólidos começam a sedimentar, tem início a formação de uma região de líquido clarificado, isenta de sólidos.

Com o decorrer do teste são observadas variações na altura das regiões: as regiões de líquido clarificado e de compactação tornam-se maiores devido ao desaparecimento da região de sedimentação livre. Em seguida é atingido um ponto onde existe apenas uma região de sólidos (compactação) e uma região de líquido clarificado. A partir desse ponto o processo de sedimentação consiste numa compressão lenta dos sólidos, que expulsa o líquido existente entre essas partículas para a região de líquido clarificado. A expulsão do líquido promove a acomodação das partículas sólidas, que pode ser observado por meio de uma pequena variação na altura da região de compactação.

Fatores que Afetam a Sedimentação

A sedimentação de uma suspensão aquosa de partículas ou flocos pode sofrer a influencia de fatores tais como:

a natureza das partículas, como distribuição de tamanhos, forma, densidade específica, propriedades químicas e mineralógicas etc.;

a quantidade de sólidos na suspensão;

pré-tratamento da suspensão, para auxiliar na sedimentação;

dimensões do tanque de sedimentação.

Natureza das Partículas

Partículas esféricas ou com forma aproximada à esférica têm uma maior facilidade de sedimentar do que partículas de mesmo peso com formato irregular. Comportamento semelhante é observado na sedimentação de partículas de maior diâmetro, diante das muito finas. Uma alternativa para fazer face às irregularidade e ao pequeno diâmetro de partículas é a floculação, que promove a aglomeração das partículas resultando em unidades maiores e com forma mais aproximada da esférica, implementando melhorias às características de sedimentação da suspensão.

A floculação ocorre, geralmente, pela adição de um agente químico que dá ao meio as condições necessárias à floculação; porém, existem suspensões em que as partículas sólidas já são química ou mineralogicamente apropriadas ao meio iônico da suspensão, formando naturalmente os aglomerados.

Efeito de Concentração

Suspensões muito concentradas apresentam características de sedimentação bem diferentes das observadas na sedimentação de uma partícula isolada, devido ao efeito da concentração. Esse efeito origina o fenômeno da sedimentação impedida, fazendo com que a taxa de sedimentação deixe de ser constante para se tornar decrescente.

Pré-Tratamento

Suspensões floculadas apresentam diversas características diferentes da suspensão de partículas, uma delas é a taxa de sedimentação consideravelmente maior do que a da suspensão original, devido à grande quantidade de água que o floco contém nos seus interstícios. Assim, características como forma e densidade são muito pouco relacionadas com as características das partículas originais. Para a previsão de novas taxas de sedimentação, o que é extremamente complexo, faz-se necessário o conhecimento de um novo fator de forma e valor de densidade, que ainda são determinados por métodos empíricos, FRANÇA (2000). A grande dificuldade na determinação destas variáveis é a sua dependência não apenas com o tipo de floculante utilizado, mas também com as condições físico-químicas sob as quais ocorreu a floculação.

Tanque de Sedimentação

A geometria e as dimensões do tanque têm influência no processo de sedimentação; a existência de paredes ou obstáculos no trajeto da partícula promove a redução da taxa de sedimentação. A altura de suspensão no tanque não altera a taxa de sedimentação nem a concentração de sólidos na lama ao final do teste, porém se a concentração de sólidos é muito alta, é importante que o tanque seja alto o suficiente para que o processo de sedimentação aconteça livremente, sem que as partículas sejam indevidamente desaceleradas devido ao fundo do tanque.

Tipos de Espessadores

A capacidade de uma unidade de espessamento é diretamente proporcional à sua área e é usualmente determinada em função da taxa de sedimentação dos sólidos na suspensão, que independe da altura de líquido. A polpa, na sedimentação, passa através de zonas de concentração de sólidos variável entre a da alimentação e da descarga final; conseqüentemente, nas zonas intermediárias existentes entre esses limites de concentração, cada partícula encontrará diferentes taxas de sedimentação e a zona que exibir a menor taxa de sedimentação será a responsável pelo dimensionamento da unidade.

A capacidade de uma unidade contínua de espessamento está baseada na sua habilidade em processar suspensões, tanto na função de espessador quanto de clarificador. A área da unidade controla o tempo necessário para que ocorra a sedimentação dos sólidos através do líquido, a uma dada taxa de alimentação do mesmo e é importante na determinação da capacidade de clarificação do equipamento. A altura da unidade controla o tempo necessário para o espessamento da polpa para uma dada taxa de alimentação dos sólidos e é importante na determinação da capacidade de espessamento da unidade.

No projeto das unidades de espessamento, a relação entre altura e diâmetro é importante apenas para avaliar se o volume do tanque proporcionará um tempo de sedimentação necessário aos objetivos do equipamento, considerando fatores como eficiência operacional e projeto mecânico.

Os tipos de espessadores variam em função da geometria ou forma de alimentação do equipamento. Basicamente são tanques de concreto equipados com um mecanismo de raspagem, para carrear o material sedimentado até o ponto de retirada, o que corresponde ao maior custo do equipamento. Os braços raspadores são acoplados à estrutura de sustentação do tubo central de alimentação da suspensão e devem ser projetados baseados no torque aplicado ao motor. Devem também ter flexibilidade para suportar diferentes volumes e tipos de cargas impostas.

Espessador Contínuo Convencional

O espessador contínuo convencional consiste em um tanque provido de um sistema de alimentação de suspensão e outro de retirada do espessado (raspadores), dispositivos para descarga do *overflow* e do *underflow*. Esse tipo de espessador contínuo é o mais utilizado industrialmente; maiores detalhes sobre a sua estrutura e mecanismos de operação podem ser vistos na Figura 14.4

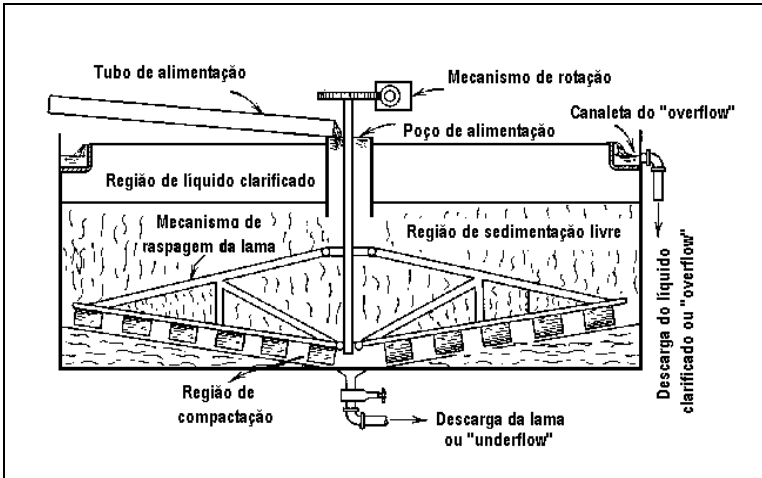


Figura 14.4 – Esquema operacional de um espessador contínuo convencional

Espessador de Alta Capacidade

Esse tipo de espessador é bastante semelhante ao contínuo convencional, porém com alguma modificação estrutural de projeto - seja por meio da inserção de lamelas ou modificação no posicionamento da alimentação da suspensão, entre outras - que promove o aumento da capacidade do equipamento. Uma das vantagens desse equipamento, além de aumentar a capacidade, é promover um aumento na área de espessamento, sem que seja aumentando o seu diâmetro. Este fato é muito atraente industrialmente, especialmente no que diz respeito ao espaço necessário para a montagem dos mesmos.

Espessador de Lamelas

Essa unidade de espessamento, que também é um espessador de alta capacidade, consiste numa série de placas inclinadas (lamelas), dispostas lado a lado, formando canais (Figura 14.5). A vantagem dessa configuração é a economia de espaço, uma vez que a capacidade de sedimentação nesses equipamentos é bem maior que no espessador convencional, pois a área efetiva de sedimentação é dada pela soma das áreas projetadas de

cada lamela. Outra vantagem da configuração lamelar está na rápida sedimentação das partículas sólidas: como o tempo de sedimentação é proporcional à altura de queda vertical, este tempo pode ser reduzido, diminuindo-se o espaçamento entre as lamelas.

Nesses espessadores, a suspensão pode ser introduzida diretamente no compartimento de alimentação ou numa câmara de mistura e floculação. Os sólidos sedimentam sobre as lamelas e deslizam até o fundo do equipamento, formando o material espessado, que é, em seguida, bombeado.

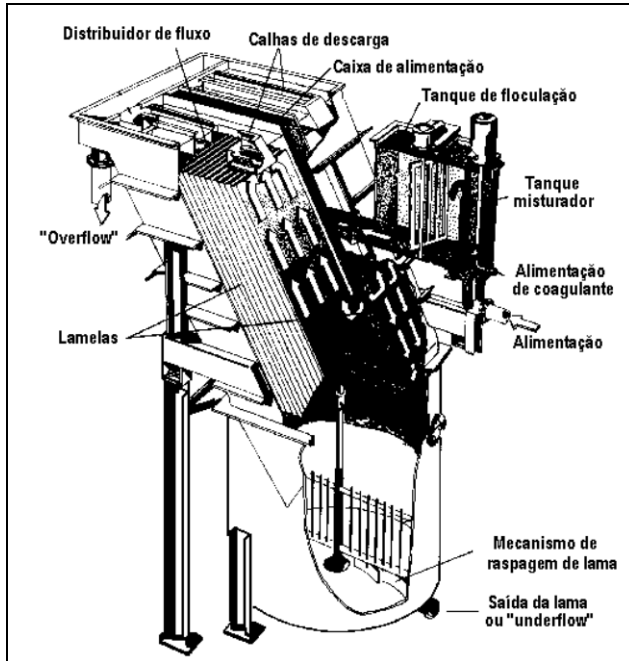


Figura 14.5 – Esquema operacional de um espessador de lamelas

Espessador com Alimentação Submersa

Nesse tipo de espessador, a alimentação da suspensão é feita dentro da região de compactação, por isso a alimentação ser considerada submersa. Isso elimina a necessidade da sedimentação livre das partículas sólidas, pois essas são alimentadas dentro do leito de lama já existente, que aprisiona as partículas sólidas, enquanto o líquido percola o leito ascencionalmente, em direção à região de líquido clarificado. Essa configuração é de fabricação da EIMCO.

A simples modificação de projeto promove um aumento na capacidade do equipamento em cerca de 30% para suspensões de partículas (FRANÇA, 1996) e de até uma ordem de grandeza para suspensões floculentas (CONCHA *et al.*, 1994).

Outro tipo de espessador também conhecido como de alta capacidade, de fabricação da Dorr-Oliver, difere do primeiro por possuir uma câmara de mistura e floculação antes da alimentação da suspensão, que é feita na parte superior do equipamento, como no sedimentador convencional. A literatura também cita aumentos de capacidade na ordem de 50% para essa configuração (Dorr-Oliver, 1991).

Projeto do Espessador Convencional Contínuo

O dimensionamento de um espessador convencional contínuo consta do cálculo da sua altura e área transversal e é baseado em dados operacionais de sedimentação em batelada. A curva de sedimentação, que representa a variação da altura da interface de sólidos com o tempo, fornece dados de taxa de sedimentação, razão de concentração entre a alimentação e o espessado formado, concentração máxima do espessado, dentre outros, necessários ao projeto da unidade contínua. É importante ressaltar que esses dados fornecem informações sobre a natureza da suspensão, porém o comportamento da suspensão tem alguma variação de um processo de sedimentação para o outro. Na realidade o projeto é uma extrapolação da operação em batelada para a contínua e, com isso, há a necessidade da inclusão de parâmetros de correção ao projeto.

Cálculo da Área Transversal de Sedimentação

Seja um espessador contínuo em operação, com a região de líquido clarificado isenta de sólidos; o balanço de massa para as fases sólida e líquida pode ser representado pelas equações a seguir:

Balanço de massa do sólido

$$\rho_s Q_a c_a^* = \rho_s Q c^* = \rho_s Q_e c_e^* \quad [14.20]$$

que resulta em

$$L_l = \frac{L \cdot c^*}{c_e^*}, \quad [14.21]$$

onde ρ_s é a densidade da fase sólida, Q é a vazão de suspensão descendente e c^* a concentração volumétrica de sólidos numa seção transversal qualquer do espessador. Os sub-índices a e e são referentes à alimentação e ao espessado, respectivamente.

Balanço de massa do líquido (entre uma seção transversal qualquer e a retirada do material espessado).

$$\rho_f Q_f (1 - c^*) = \rho_f Q_f = \rho_f Q_e (1 - c_e^*). \quad [14.22]$$

Do arranjo das Eqs. [14.20], [14.21] e [14.22], tem-se:

$$Q_f = Q_a c_a^* \left(\frac{1}{c^*} - \frac{1}{c_e^*} \right), \quad [14.23]$$

onde ρ_f é a densidade da fase fluida, Q_f é a vazão de fluido ascendente numa seção transversal qualquer do espessador.

Considerando que a velocidade ascensional de líquido e a concentração mássica de sólidos numa seção transversal qualquer do espessador sejam dadas, respectivamente, por:

$$v = \frac{Q_f}{A} \quad \text{e} \quad c = \rho_s c^*,$$

pode-se escrever a Eq. [14.23] em termos de área de sedimentação:

$$A = \frac{Q_a c_a^*}{v} \left(\frac{1}{c} - \frac{1}{c^*} \right); \quad [14.24]$$

ou em termos de capacidade do espessador:

$$\frac{Q_a}{A} = \frac{1}{c_a^*} \cdot \frac{v}{\left(\frac{1}{c} - \frac{1}{c_e^*} \right)}, \quad [14.25]$$

onde A representa a área da seção transversal do espessador.

O funcionamento adequado de um espessador requer uma corrente de líquido clarificado isenta de sólidos e, para que isso aconteça, é necessário que a velocidade ascensional de líquido clarificado seja menor do que a velocidade de sedimentação dos sólidos, para que não ocorra o arraste dessas partículas. A capacidade do espessador é a medida do volume de suspensão que pode ser tratado por unidade de tempo, para a obtenção de um espessado com características pré-determinadas, para isso é necessário que o cálculo da capacidade seja feito para toda a faixa de concentrações de sólido existente dentro do espessador, desde a concentração de alimentação até a concentração desejada para o material espessado. O valor mínimo de capacidade é que deverá ser utilizado nos cálculos de projeto do espessador.

Os dados de concentração e velocidade de sedimentação utilizados na Eq. [14.25], específicos para cada sistema sólido-fluido, podem ser determinados por ensaio de proveta clássico na versão Kynch (1952), por meio da observação do deslocamento da interface de sólidos com o tempo, como pode ser observado na Figura 14.6.

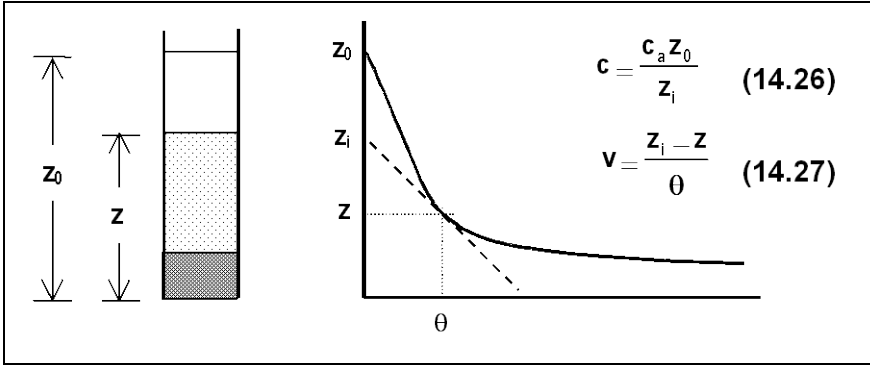


Figura 14.6 - Ensaio de proveta na versão Kynch

Biscaia Jr. (1982) propôs uma simplificação ao procedimento de Kynch e à minimização de L/A , Eq. [14.28], baseado no fato de que a curva de sedimentação resulta na combinação de uma reta com uma exponencial, como mostra Figura 14.7.

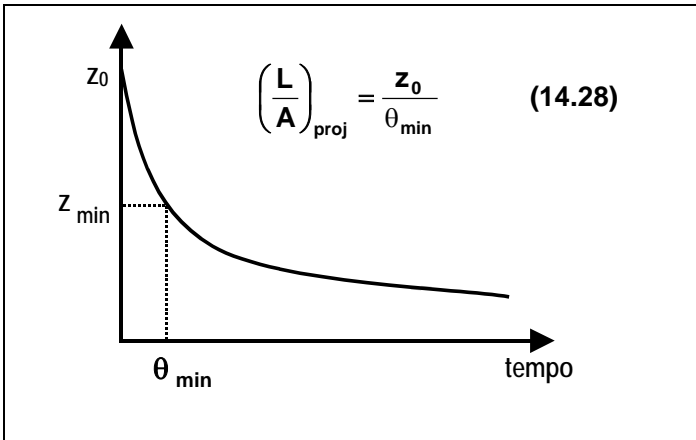


Figura 14.7 - Procedimento simplificado de Biscaia Jr. (1982)

Cálculo da Altura do Espessador

Seja um espessador em operação contínua, como representado na Figura 14.8. PAVLOV *et al.* (1981) propõem o cálculo da altura do espessador mediante a soma das parcelas indicadas na Figura 14.8.

$$H = H_1 + H_2 + H_3 \quad [14.26]$$

onde:

H_1 é a altura da região de líquido clarificado, que pode variar entre 0,45 e 0,75 m;

H_2 a altura da região de espessamento e H_3 a altura do fundo do espessador.

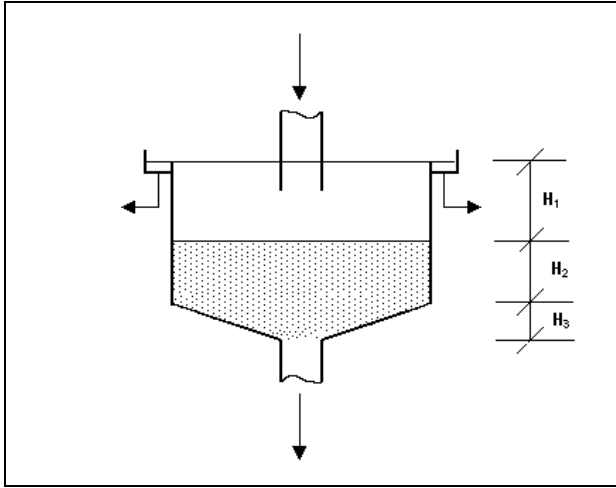


Figura 14.8 - Esquema de alturas em um espessador convencional

A altura da região de espessamento, H_2 , pode ser estimada valendo-se de um balanço de massa para essa região:

$$H_2 = \frac{4 L_a c_a t (\rho_s - \rho_f)}{3 A \rho_s (\rho_{esp.} - \rho_f)} \quad [14.27]$$

onde:

t é o tempo de residência da partícula sólida, calculado pelo método gráfico mostrado na Figura 14.9;

$\rho_{esp.}$ a densidade da espessado.

O fator 4/3 tem a finalidade de corrigir a imprecisão do uso da densidade do espessado em vez da densidade média na região de espessamento.

A altura do fundo do espessador é dada pela expressão:

$$H_3 = 7,3 \cdot 10^{-2} D \tag{14.28}$$

onde D é o diâmetro do espessador, calculado previamente.

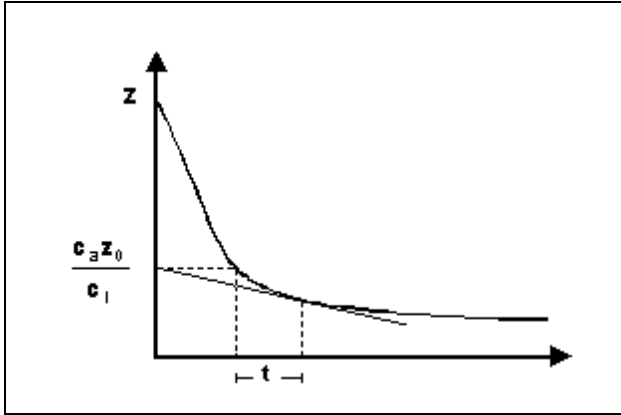


Figura 14.9 - Determinação do tempo de residência na região de espessamento

Exemplo 14.2

Deseja-se dimensionar um espessador do tipo Dorr-Oliver para operar com 20 m³/h de uma suspensão aquosa de calcita (CaCO₃), cuja concentração de sólidos na alimentação é igual a 35 g/L e a concentração desejada para a polpa é de 140 g/L. A densidade do sólido é 2.660 kg/m³ e a temperatura de operação do espessador é 25°C.

O ensaio de proveta realizado previamente fornece a curva ilustrada na Figura 14.10.

Cálculo da área do espessador

A área do espessador é calculada com base na Eq. [14.28], proposta na simplificação de Biscaia Jr. (1982):

$$z_{\min} = 35 \text{ cm e } \left(\frac{L_a}{A} \right)_{\text{proj}} = 0,49 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \text{h} .$$

A partir desses valores e do uso da curva da Figura 14.10, tem-se que:

Área de sedimentação: $A = 41,2 \text{ m}^2$;

Diâmetro do sedimentador: $D = 7,3 \text{ m}$.

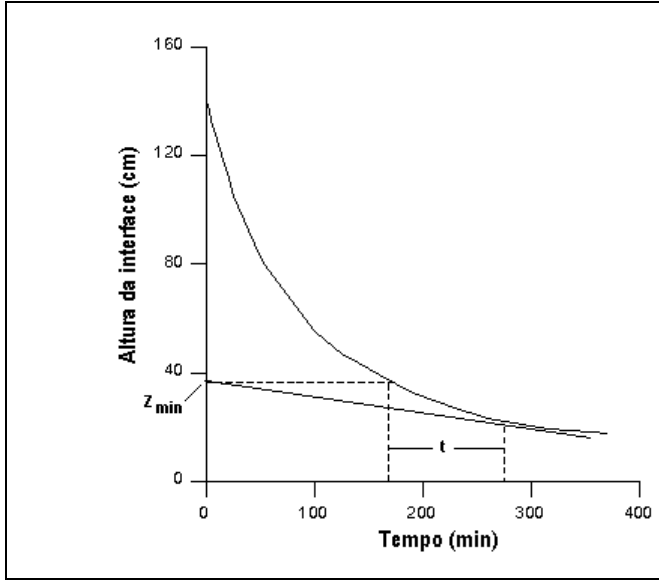


Figura 14.10 – Curva de sedimentação em batelada e estratégia de determinação do tempo de residência para suspensão de CaCO_3 .

Cálculo da altura do espessador

Com base nos dados da curva de sedimentação apresentados na Figura 14.10 foi determinado o tempo de residência $t = 100$ min. Considerando $H_1 = 0,60$ m e calculando H_2 e H_3 por meio das Eqs. [14.27] e [14.28], respectivamente, tem-se uma altura final para o sedimentador de $H = 1,4$ m.

HIDROCICLONES

Os hidrociclones são equipamentos com inúmeras aplicações nos diferentes campos tecnológicos, como na limpeza de gases, atomização, classificação de partículas, dentre outras. Há também grande utilização desses equipamentos nos processos de separação sólido-líquido e classificação de minérios, quando são chamados de hidrociclones.

Os hidrociclones têm grande aplicação na classificação de partículas com diâmetros na faixa de 5 a 200 μm , sendo utilizados em dois processos extremos que são a clarificação e o desaguamento. Como aplicações típicas dos hidrociclones pode-se ainda incluir a purificação de óleos de refrigeração na indústria, na separação de produtos minerais, na regeneração de lamas de perfuração, entre outros. No espessamento, os

hidrociclones são usados em substituição aos espessadores gravitacionais, embora produzindo *underflow* com concentrações mais baixas.

O princípio básico de separação nesses equipamentos é a sedimentação centrífuga, onde partículas suspensas são submetidas a uma aceleração centrífuga, que faz com que elas se separem do líquido, a partir do próprio movimento da suspensão no interior do equipamento.

O hidrociclone é formado por uma seção cilíndrica acoplada a uma seção cônica. A suspensão líquida de partículas é alimentada tangencialmente através de uma abertura lateral localizada na parte superior da seção cilíndrica; a alimentação tangencial gera um forte movimento em espiral da suspensão dentro do ciclone. Parte do líquido contendo as partículas da fração fina é descarregada através de um tubo cilíndrico fixado no topo do hidrociclone; este tubo apresenta um prolongamento exterior ao equipamento e é chamado de coletor de *overflow* ou *vortex finder*. A fração grossa das partículas e o líquido remanescente deixam a parte circular do equipamento em direção à seção cônica e, posteriormente, para o orifício de *underflow*. A seção cônica dos hidrociclones tem como principal finalidade a recuperação de energia cinética para manutenção dos níveis de velocidade dentro do equipamento.

A distribuição de fluxos no hidrociclone tem simetria circular, com exceção da região tangencial ao duto e suas imediações. A velocidade do fluxo de líquido em qualquer ponto interno do ciclone pode ser decomposta em três componentes: a velocidade tangencial v , a velocidade radial u e a velocidade axial w .

Como a ciclonagem é um princípio de separação que trata da dinâmica de partículas, torna-se essencial o entendimento das características do fluxo de líquido dentro do equipamento para a melhor compreensão das suas funções, bem como da estimativa da trajetória das partículas que levam ao aperfeiçoamento do projeto do equipamento e à sua eficiência de separação.

Movimento das Partículas Suspensas

Quando partículas sólidas são alimentadas no hidrociclone próximo à parede da seção cilíndrica, estas sofrem dispersão radial devido à intensa turbulência causada pela alimentação. Por esta razão, a seção cilíndrica é considerada uma seção de separação preliminar; a separação propriamente dita ocorre na seção cônica do equipamento.

Seja uma partícula sólida situada em qualquer ponto do fluxo em um hidrociclone, que está sujeita a duas forças: uma dos campos de aceleração (gravitacional ou centrífugo) e a outra proveniente do arraste exercido pelo líquido sobre as partículas. Nos hidrociclones pode-se negligenciar o efeito do campo gravitacional diante do campo centrífugo, tendo influência sobre as partículas apenas as forças de arraste e centrífuga. O

movimento das partículas ocorre nas direções tangencial e vertical e oposto às forças de arraste e centrífuga, o que resulta no valor das componentes de velocidade naquelas direções ser igual à velocidade do fluxo nas componentes v e w . Uma vez que a força centrífuga atua na direção radial, a partícula seguirá o fluxo radial de líquido e sofrerá uma elutriação centrífuga. Se a ação da força centrífuga sobre a partícula excede a força de arraste, esta se moverá radialmente para fora; se a força de arraste excede a força centrífuga, a partícula se moverá radialmente para a parte interna do equipamento.

Como as força de arraste e centrífuga são determinadas pelos valores de u e v , respectivamente, os valores relativos de u e v em cada região de separação são decisivos na determinação da eficiência do hidrociclone.

A classificação das partículas dentro de um hidrociclone ocorre por meio da ação do campo centrífugo, que é resultante da configuração do equipamento e do modo de alimentação da suspensão. Para o estudo dos hidrociclones faz-se necessário, para as diferentes configurações existentes, o estabelecimento das equações que fornecem a relação entre as propriedades físicas do sistema, dimensões do equipamento, diâmetro de corte, queda de pressão e eficiência global de coleta, dentre outras.

A configuração do ciclone é dada por uma relação específica entre as suas dimensões, expressa em termos do diâmetro de corte, D_c . Nesse capítulo trataremos dos hidrociclones nas configurações Rietema e Bradley (Figura 14.11).

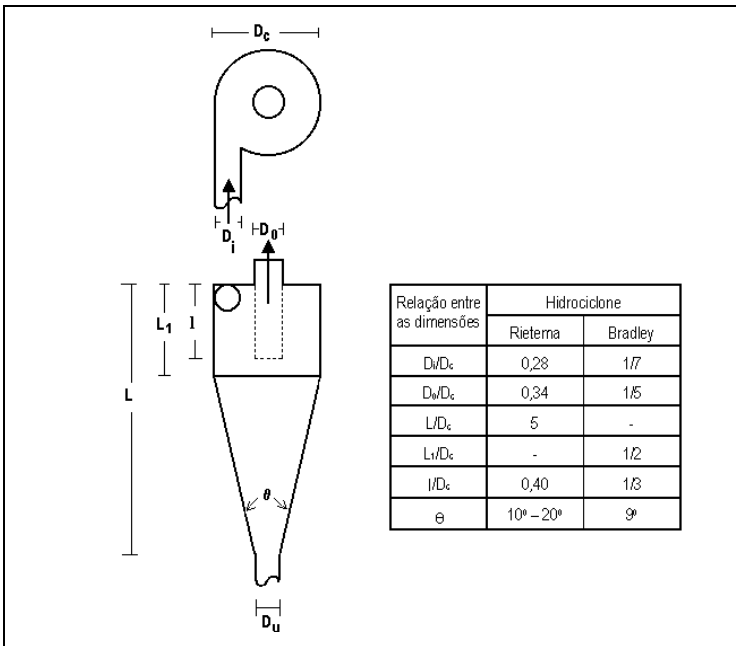


Figura 14.11 – Configuração dos hidrociclones Rietema e Bradley

O Diâmetro de Corte

O diâmetro de corte na separação centrífuga em hidrociclones Bradley e Rietema é dado pela equação:

$$\frac{D^*}{D_c} = K \left[\frac{\mu D_c}{Q(\rho_s - \rho_f)} \right]^{1/2} \cdot f(R_L) \cdot g(c_v), \quad [14.29]$$

onde:

D_c é o diâmetro da parte cilíndrica do ciclone;

K um parâmetro que depende da configuração do equipamento;

μ a viscosidade do líquido;

Q a vazão do fluido que alimentam o hidrociclone;

f é um fator de correção que considera que uma fração das partículas será coletada no *underflow* pelo efeito "T";

g é um fator que leva em conta a concentração volumétrica de sólidos na alimentação, c_v (Massarani, 2002).

ρ_s e ρ_f densidades do sólido e do líquido.

O fator f está relacionado ao quociente entre as vazões de fluido no *underflow* e na alimentação, R_L , pela Equação [14.30].

$$f(R_L) = 1 + A \cdot R_L, \quad [14.30]$$

onde

$$R_L = B \cdot \left(\frac{D_u}{D_c} \right)^C. \quad [14.31]$$

Nas Eqs. [14.30] e [14.31] os parâmetros A , B e C são relacionados à configuração do ciclone; D_u e D_c representam os diâmetros do *underflow* e da seção cilíndrica do equipamento, respectivamente.

Quando as partículas apresentam forma arredondada, o fator g pode ser expresso pela seguinte equação empírica:

$$g(c_v) = \frac{1}{[4,8.(1-c_v)^2 - 3,8.(1-c_v)]^{0,5}} \tag{14.32}$$

A Tabela 14.2 mostra alguns valores dos parâmetros para hidrociclones Bradley e Rietema e as condições operacionais recomendadas.

Tabela 14.2 – Parâmetros de configuração de hidrociclones e condições operacionais recomendadas (Massarani, 2002).

| Parâmetro | Rietema | Bradley |
|--------------------------------|--|--|
| K | 0,039 | 0,016 |
| A | 1,73 | 1,73 |
| B | 145 | 55,3 |
| C | 4,75 | 2,63 |
| β | 1200 | 7500 |
| u ou Re | 5.10 ³ < Re < 5.10 ⁴ | 3.10 ³ < Re < 2.10 ⁴ |
| D _u /D _c | 0,10 – 0,30 | 0,07 – 0,15 |

Na Tabela 14.2 tem-se que:

$$u_c = \frac{Q}{\pi \frac{D_c^2}{4}} \quad \text{e} \quad Re = \frac{D_c u_c \rho_f}{\mu}$$

sendo u_c a velocidade média do fluido em base à seção cilíndrica do hidrociclone.

Para o cálculo da função eficiência de coleta no campo centrífugo para os hidrociclones Rietema e Bradley tem-se a correlação empírica:

$$\eta\left(\frac{D}{D^*}\right) = \frac{\exp\left(\frac{5D}{D^*}\right) - 1}{\exp\left(\frac{5D}{D^*}\right) + 146} \tag{14.33}$$

Com a distribuição granulométrica das partículas $X = X(D)$, estabelece-se o valor da eficiência de coleta no campo centrífugo:

$$I = \int_0^1 \eta dx \tag{14.34}$$

e a eficiência global de coleta:

$$\bar{\eta} = (1 - R_L)I + R_L \quad [14.35]$$

Sendo a distribuição granulométrica das partículas representada pelo modelo Rosin-Rammler-Bennet (RRB)

$$X(D) = 1 - e^{-(D/D')^n} \quad [14.36]$$

onde X é a fração em massa das partículas com diâmetro menor que D ; D' e n são parâmetros do modelo RRB. A Eq. [14.34] pode ser integrada resultando em

$$I = \frac{\frac{1,13n}{0,138 + n}}{1,44 - 0,279n + \left(\frac{D'}{D^*}\right)^{D'}} \frac{D'}{D^*} \quad [14.37]$$

A relação entre a vazão e a queda de pressão em um hidrociclone operando em regime turbulento é expressa pela equação clássica:

$$\beta = \frac{-\Delta p}{\frac{\rho_f u_c^2}{2}} \quad [14.38]$$

Aqui a queda de pressão é medida entre o *overflow* e a alimentação e o valor de β depende da configuração do ciclone.

Nos processos de clarificação ou de desaguamento, a existência de forças de cisalhamento na alimentação da suspensão promovem a quebra dos aglomerados, o que muitas vezes compromete a eficiência de separação do equipamento. Uma maneira de aumentar a eficiência de separação desses equipamentos consiste no arranjo de diversas unidades de separação em série ou em paralelo, formando uma bateria de hidrociclones (Figura 14.12).

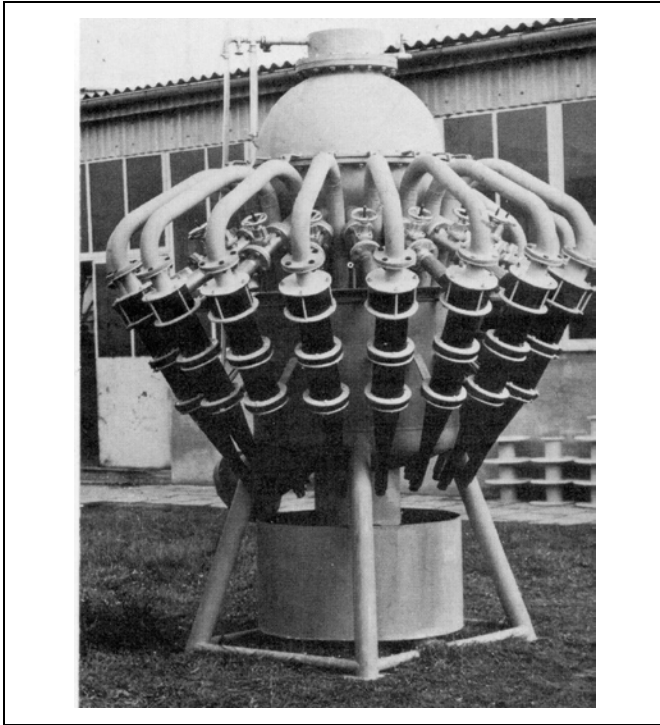


Figura 14.12 – Arranjo típico de hidrociclones AKW em série projetado para separação de partículas ultra-finas

FILTRAÇÃO COM FORMAÇÃO DE TORTA

A filtração de suspensões sólido-líquido pode ocorrer basicamente de duas formas distintas: na primeira, a colmatação, a suspensão percola uma matriz porosa rígida que retém as partículas sólidas e, na segunda, estas partículas se acumulam no exterior do meio filtrante, resultando na formação da torta. O capítulo limita-se ao estudo da filtração com formação de torta, conduzida no filtro prensa e no filtro rotativo a vácuo.

Teoria da Filtração com Formação de Torta

A teoria da filtração permite estabelecer a relação entre a capacidade do equipamento e as variáveis área, tempo e pressão de filtração. Essa relação, por sua vez, depende intrinsecamente das propriedades da torta resultante do processo de filtração, um meio poroso que se compacta pela percolação do próprio filtrado.

No estágio atual de conhecimento, a caracterização da torta não pode ainda prescindir da condução de ensaios em escala de bancada e os resultados são utilizados no *scale up* com base na teoria, por meio de procedimento simples e seguro.

O processo de filtração está esquematizado na Figura 14.13. A suspensão escoar por ação da pressão contra o meio filtrante, resultando a separação dos produtos filtrado e torta. A maior parte do líquido da suspensão constitui o filtrado e as partículas sólidas formam uma torta saturada com o líquido. O meio filtrante é um tecido que tem como função reter as partículas no início da operação; em seguida essa tarefa é realizada pela própria torta, que sofre um aumento da sua espessura com o tempo.

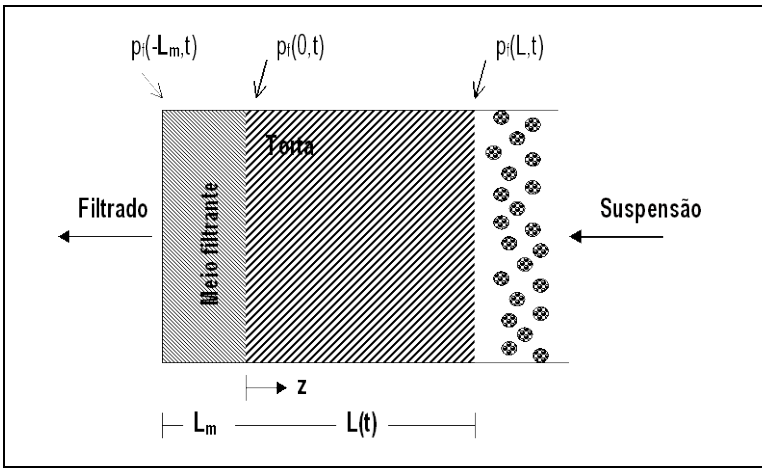


Figura 14.13 – Filtração com formação de torta

Uma teoria para a filtração pode ser estabelecida considerando que:

o filtrado escoar através de dois meios porosos em série, a torta e o meio filtrante;

a torta cresce continuamente ao longo da operação pelo aporte de suspensão;

as propriedades da torta dependem da posição em relação ao meio filtrante e do tempo de filtração.

Com base na equação que relaciona vazão e queda de pressão no escoamento de fluido através do meio poroso, Eq. [14.12], pode-se chegar à equação da filtração na forma amplamente utilizada no projeto e análise de desempenho de filtros (Massarani, 2002):

$$\frac{dt}{dV} = \frac{\mu_f}{A(\Delta p)} \left[\frac{\langle \alpha \rangle V p_f c}{A} + R_m \right], \quad [14.39]$$

onde:

- T tempo de filtração (θ); Δp queda de pressão no filtro ($M/L\theta^2$);
 V volume de filtrado (L^3); $\langle \alpha \rangle$ resistividade média da torta (L/M);
 A área de filtração (L^2); R_m resistência do meio filtrante ($1/L$);
 c concentração de sólidos na suspensão que alimenta o filtro (M de sólido/M de líquido).

A resistividade α caracteriza pontualmente a torta,

$$\alpha = \frac{1}{\rho_s \epsilon_s k}, \quad [14.40]$$

onde:

ρ_s representa a densidade das partículas sólidas;

ϵ_s a fração volumétrica de sólidos;

k a permeabilidade local, Eq. [14.16].

A resistividade média da torta depende, como indica a Eq. [14.19], da queda de pressão Δp no filtro:

$$\langle \alpha \rangle = f(\Delta p). \quad [14.41]$$

Nas condições operacionais que prevalecem na indústria, como consequência das características da bomba centrífuga utilizada na filtração sob pressão e do sistema de vácuo empregado no filtro rotativo, a filtração ocorre essencialmente sob queda de pressão constante. A equação da filtração Eq. [14.42], toma a forma

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu_f}{A(\Delta p)} \left[\frac{\langle \alpha \rangle V \rho_f c}{2A} + R_m \right]. \quad [14.42]$$

A caracterização da torta e do meio filtrante pode ser feita experimentalmente em equipamento de bancada operando sob uma dada queda de pressão. A Eq. [14.42] evidencia a relação linear consagrada entre V e t/V que permite determinar a resistividade média da torta e a resistência do meio filtrante em função das condições operacionais do filtro. A fração volumétrica de sólidos na torta pode ser calculada a partir da expressão

$$\langle \epsilon_s \rangle = \frac{\rho_f}{\rho_f + (\gamma - 1)\rho_s} \quad [14.43]$$

onde γ é a relação entre a massa da torta e a massa da torta seca; ρ_f e ρ_s são as densidades de líquido e das partículas sólidas, respectivamente.

O Filtro Prensa

Os elementos do filtro prensa são os quadros e as placas separadas entre si pelo meio filtrante. Como ilustra a Figura 14.14, a suspensão alimenta concomitantemente o conjunto de quadros, formando-se a torta junto ao meio filtrante; o filtrado percola o meio filtrante, escoo pelas ranhuras dos quadros e é conduzido para fora do filtro. A etapa de filtração está concluída quando a torta ocupa todo o espaço oferecido pelos quadros. Segue-se a lavagem da torta. Em seguida, o filtro é aberto e a torta descarregada, sendo a operação do filtro prensa caracteristicamente conduzida em batelada.

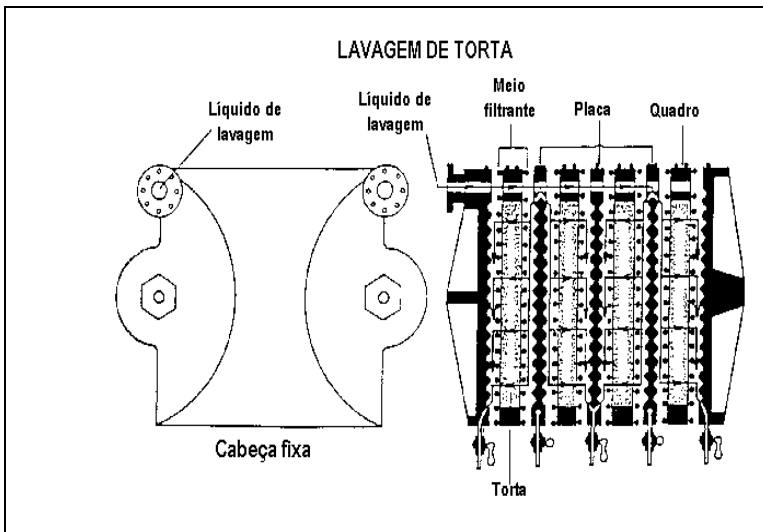


Figura 14.14 – Operação do filtro prensa

O desempenho do filtro prensa pode ser expresso pelo volume de filtrado (V_f) produzido no tempo total de um ciclo completo: tempo de filtração (t_f), tempo de lavagem da torta (t_l) e tempo de desmontagem, limpeza e montagem do filtro (t_d).

$$P = \frac{V_f}{t_f + t_l + t_d} \quad [14.44]$$

Como o filtro prensa conduz à formação de tortas espessas, da ordem de 2,5 cm, a influência do meio filtrante será relevada na formulação que leva aos tempos de filtração e de lavagem. O tempo de dismantelamento, limpeza e montagem depende de fatores externos à teoria da filtração, como características mecânicas do filtro e aspectos operacionais da instalação industrial.

Tempo de Filtração

O tempo consumido para que todo volume dos quadros seja ocupado pela torta – tempo de filtração, t_f – pode ser calculado combinando a equação da filtração com aquela que permite correlacionar o volume de filtrado (V_f), a concentração da suspensão (c) e o volume da torta (v_t):

$$t_f = \frac{\mu_f \langle \alpha \rangle \rho_f c}{2(\Delta p)} \left(\frac{V_f}{A} \right)^2 \tag{14.45}$$

$$c = \frac{\langle \epsilon_s \rangle \rho_s v_t}{\rho_f V_f} \tag{14.46}$$

$$v_t = \frac{A}{2} e \tag{14.47}$$

onde e é a espessura dos quadros, como pode ser observado na Figura 14.14. Rearranjando as equações, tem-se:

$$t_f = \frac{1}{8} \frac{\mu_f \langle \alpha \rangle \langle \epsilon_s \rangle^2 \rho_s^2 e^2}{\rho_f c (\Delta p)}. \tag{14.48}$$

Tempo de Lavagem da Torta

Nas Figuras 14.15 e 14.16 pode ser visualizado o esquema frequentemente utilizado na lavagem da torta e que emprega as placas com três botões.

Seja o processo de lavagem conduzido sob a mesma pressão que na filtração. Neste caso, levando em conta a configuração do escoamento do líquido de lavagem na torta formada, resulta que a vazão de lavagem é

$$Q_l = \frac{1}{4} \left(\frac{dV}{dt} \right)_{\text{final da filtração}}. \tag{14.49}$$

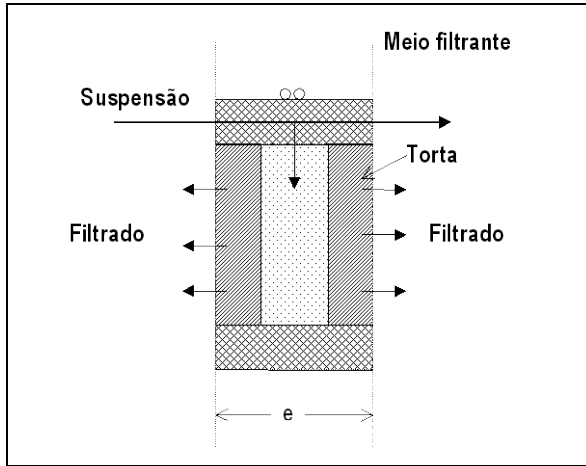


Figura 14.15 – Filtração no quadro do filtro prensa

Para o tempo de lavagem tem-se:

$$t_l = 6\beta \frac{\rho_f c t_f}{\langle \epsilon_s \rangle \rho_s}, \quad [14.50]$$

sendo β a relação entre o volume de líquido de lavagem e o volume de torta para se alcançar um produto dentro das especificações desejadas. A Eq. [14.50], que fornece a relação entre os tempos de lavagem e de filtração, pode ser estabelecida no contexto da teoria da filtração.

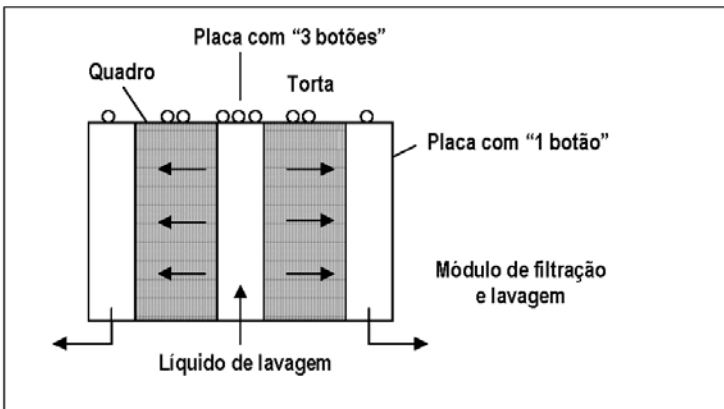


Figura 14.16 – Lavagem da torta utilizando placas com três botões

Exemplo 14.3

Estão reunidos na Tabela 14.3 e na Figura 14.17 os dados referentes à filtração de uma suspensão aquosa de talco, 5% em massa. A área de filtração é 670 cm².

Tabela 14.3 – Dados operacionais do filtro prensa para suspensão aquosa de talco, 5%.

| Δp (atm) | T (°C) | $\langle \alpha \rangle$ (cm/g) | R_m (cm ⁻¹) | $\langle \epsilon_s \rangle$ |
|------------------|--------|---------------------------------|---------------------------|------------------------------|
| 5 | 34,5 | $1,17 \cdot 10^{10}$ | $4,01 \cdot 10^9$ | 0,47 |
| 8 | 41,0 | $2,00 \cdot 10^{10}$ | $3,74 \cdot 10^9$ | 0,56 |
| 11 | 38,0 | $2,67 \cdot 10^{10}$ | $4,58 \cdot 10^9$ | 0,63 |

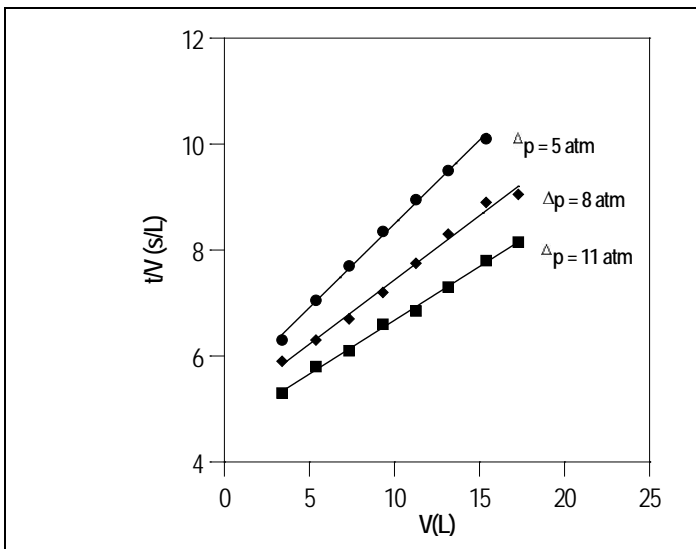


Figura 14.17 – Filtração de suspensão aquosa de talco 5% em peso. Área de filtração 670 cm² (Massarani, 1985)

A resistividade e a fração volumétrica de sólidos na torta aumentam com a pressão de filtração e a resistência do meio filtrante pode ser considerada constante:

$$\langle \alpha \rangle = 2,17 \cdot 10^{10} \Delta p^{1,05} \text{ cm/g}$$

$$\langle \epsilon_s \rangle = 0,259 \Delta^{0,37}$$

$$R_m = 4,11 \cdot 10^9 \text{ cm}^{-1}$$

com a pressão expressa em atm, na faixa de 5 a 11 atm.

Exemplo 14.4

Deseja-se especificar o filtro prensa com elementos de metal para a filtração de 10 m³/h de uma suspensão aquosa de CaCO₃.

Propriedades da água : $\rho_f = 1 \text{ g/cm}^3$, $\mu_f = 0,9 \text{ cP}$

Densidade do CaCO₃: $\rho_s = 2,7 \text{ g/cm}^3$

Concentração da suspensão: 50 g de CaCO₃/L de água

Propriedades da torta ($0,4 < \Delta p < 6 \text{ atm}$)

$$\langle \alpha \rangle = 1,38 \cdot 10^{10} \Delta p^{0,29} \quad (\text{cm/g}) \quad (p \text{ em atm})$$

$$\langle \epsilon_s \rangle = 0,256 + 2,92 \cdot 10^{-2} \Delta p \quad (p \text{ em atm}).$$

Condições operacionais na filtração e na lavagem

$$\Delta p = 2,7 \text{ atm.}$$

A lavagem deve ser efetuada com volume de água duas vezes maior que o volume da torta: $\beta = 2$.

Tempo de dismantelamento, limpeza e montagem: 20 minutos

Resulta das Eqs. [14.45], [14.46], [14.48] e [14.50]:

$$t_f = 2,08 \cdot e^2 \quad (\text{min}) \quad (e \text{ em cm}) \quad [14.51]$$

$$t_l = 0,884 \cdot t_f \quad [14.52]$$

$$V_f = 9,81(t_f + t_l + t_d) \quad (\text{m}^3) \quad (t \text{ em h}) \quad [14.53]$$

$$A = 0,111 \frac{V_f}{e} \quad (\text{m}^2) \quad (V_f \text{ em m}^3; e \text{ em cm}). \quad [14.54]$$

A Tabela 14.4 permite correlacionar a espessura da torta, nos valores consagrados para os filtros industriais, com o tempo de um ciclo completo e a área de filtração.

Tabela 14.4 – Análise de desempenho de filtro prensa para as condições operacionais do Exemplo 14.4

| e (in) | t_r (Eq.14.53) (min) | t_i (Eq.14.54) (min) | $t_r+t_i+t_d$ (min) | V_f (Eq. 14.55) (m ³) | A (Eq. 14.56) (m ²) |
|--------|---------------------------|---------------------------|------------------------|--|------------------------------------|
| 1 | 13,4 | 11,9 | 45,3 | 7,41 | 32,3 |
| 1 ¼ | 21,0 | 18,6 | 59,6 | 9,74 | 34,1 |
| 1 ½ | 30,2 | 26,7 | 76,9 | 12,6 | 36,7 |
| 1 ¾ | 41,2 | 36,4 | 97,6 | 16,0 | 40,0 |
| 2 | 53,8 | 47,5 | 121 | 19,8 | 43,3 |
| 3 | 121 | 107 | 248 | 40,6 | 59,1 |

Os dados apresentados na Tabela 14.4 mostram que quanto maior a espessura dos quadros, maior será o tempo de um ciclo completo e maior a área de filtração requerida. Tempos curtos podem ser incômodos na estratégia operacional da instalação.

Estão reunidos na Tabela 14.5 dados relativos à dimensão nominal dos elementos e à área de filtração dos filtros Shriver (T. Shriver & Company, Harrison, N.J., Estados Unidos, catálogo 59).

Tabela 14.5 – Filtro prensa Shriver

| Área de filtração (m ²) | Dimensão recomendada para os elementos do filtro (in) | |
|-------------------------------------|---|--|
| 0,5 – 3,5 | 12 | |
| 3 – 10 | 18 | |
| 7 – 25 | 24 | |
| 15 – 40 | 30 | |
| 25 – 65 | 36 | |
| 45 – 100 | 43 ¼ | |
| > 95 | 48 e 56 | |

| Dimensão nominal dos elementos (in) | Área filtrante efetiva por quadro (m ²) | |
|-------------------------------------|---|---------|
| | Metal | madeira |
| 12 | 0,16 | 0,084 |
| 18 | 0,36 | 0,21 |
| 24 | 0,65 | 0,45 |
| 30 | 0,98 | 0,68 |
| 36 | 1,5 | 1,0 |
| 43 ¼ | 2,1 | 1,4 |
| 48 | 2,7 | 1,8 |
| 56 | - | 2,6 |

Seja escolhido o filtro com quadros de 1 ¼ in de espessura, o que conduz a um ciclo completo de 60 min e área filtrante 35 m². A Tabela 14.5 fornece:

dimensão nominal dos elementos (placas e quadros): 30 in;

área filtrante efetiva por quadro de metal: 0,98 m²;

número de quadros: 36;

número de placas com “um botão”: 36;

número de placas com “três botões”: 18.

O Filtro Rotativo a Vácuo

A operação do filtro rotativo a vácuo caracteriza-se por conduzir à produção de tortas secas de pequena espessura (inferior a 1 cm) e operar continuamente e sob queda de pressão reduzida (inferior a 0,8 atm).

A filtração é realizada sobre o meio filtrante que recobre a superfície cilíndrica do equipamento. O filtrado alimenta a câmara adjacente ao meio filtrante e é drenado pela parte central do filtro através de dutos sob vácuo. Formada a torta durante o contato cilindro-suspensão, seguem-se as seguintes operações ao longo de uma rotação do filtro: drenagem a vácuo do líquido da torta, lavagem da torta com o auxílio de um chuveiro, nova drenagem de líquido e retirada da torta em contato com o meio filtrante.

Estão esquematizados nas Figuras 14.18 e 14.19 a operação do filtro rotativo e a instalação que contempla o filtro e o sistema de vácuo, respectivamente.

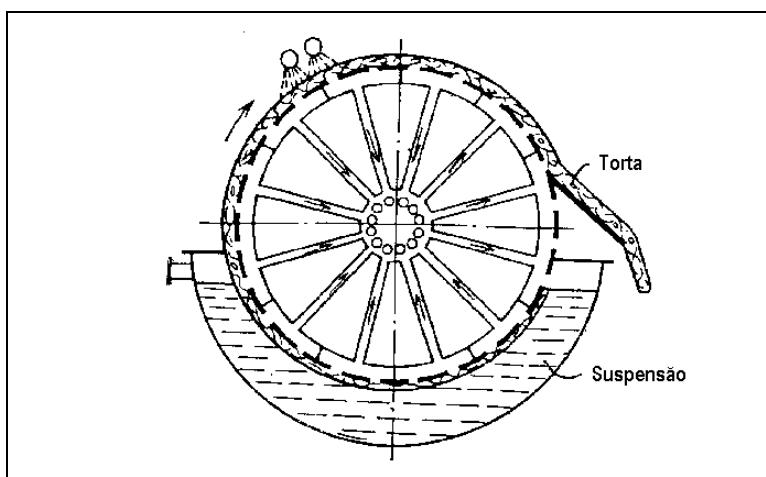


Figura 14.18 – Operação do filtro rotativo a vácuo (PAVLOV *et al.*, 1981)

Exemplo 14.5

A fábrica de acetileno Santos Dumont estuda a possibilidade do emprego de um filtro rotativo a vácuo, no momento desativado, na separação de borra de carbureto. Trata-se de um produto de baixo valor agregado, que pode ser utilizado como corretor de solo (cal e carvão). O filtro disponível, com 3 m de diâmetro e 3 m de altura, pode operar com 65% de sua superfície filtrante submersa e na rotação de 0,15 rpm.

Propriedades da água: $\rho_f=1 \text{ g/cm}^3$, $\mu=0,8 \text{ cP}$;

Densidade da borra: $\rho_s=2,6 \text{ g/cm}^3$;

Concentração da suspensão: 230 g de borra/L de suspensão.

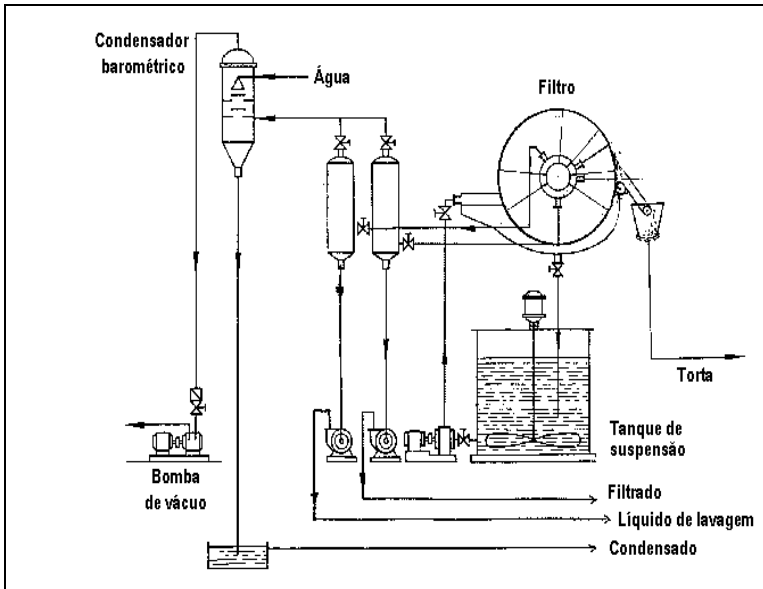


Figura 14.19 – Instalação com filtro rotativo a vácuo (FPCT, 1967)

Deseja-se estimar a capacidade do filtro e o valor da espessura da torta que deixa o tanque de suspensão, admitindo que o filtro possa operar sob uma queda de pressão de 0,8 atm:

$$\langle \alpha \rangle = 1,29 \cdot 10^{10} \text{ cm/g} \text{ e } \langle \varepsilon_s \rangle = 0,28.$$

A resistência do meio filtrante é $R_m = 2,8 \cdot 10^{-9} \text{ cm}^{-1}$.

Sendo a borra de carbureto um produto de descarte, as operações de drenagem e lavagem da torta não são consideradas neste problema.

O valor da capacidade do filtro pode ser estimado com base na equação da filtração, Eq. [14.45]:

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu_f}{A(\Delta p)} \left[\frac{\langle \alpha \rangle V \rho_f c}{2A} + R_m \right],$$

sendo:

$$A = \pi DL = 28,3 \text{ cm}^2$$

$$c = 0,252.$$

$$\text{Tempo de um ciclo, } 60/0,15 = 400 \text{ s,}$$

$$\text{Tempo de filtração, } t = 400 \times 0,65 = 260 \text{ s.}$$

Resulta:

$$\text{Volume de filtrado, } V = 0,73 \text{ m}^3;$$

$$\text{Capacidade relativa ao filtrado, } P_f = \frac{0,73}{400/3600} = 6,6 \text{ m}^3/\text{h}.$$

$$\text{Capacidade relativa à suspensão, } P_{\text{sus}} = 7,2 \text{ m}^3/\text{h}.$$

A espessura da torta pode ser calculada a partir da Eq. [14.48], com

$$c = \frac{\langle \epsilon_s \rangle \rho_s V_t}{\rho_f V_f},$$

resultando $l = 0,9 \text{ cm}$.

O projeto de um filtro rotativo à vácuo pode ser feito com base em experimentos em filtro-folha de laboratório. Os dados obtidos permitem quantificar as operações de formação, lavagem, drenagem e retirada de torta, sendo o *scale up* realizado essencialmente por meio das relações entre área filtrante e capacidade do filtro.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) CARVALHO, S.H.V. (1998), Projeto e Análise de Desempenho de um Sedimentador Lamelado para Suspensões Floculentas. Tese de Doutorado, PEQ/COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, 78 p.
- 2) CONCHA, F., BUSTOS, M.C. (1994), "A Phenomenological Model of High Capacity Thickening". Comunicação Pessoal.
- 3) DAHLSTROM, D.A. and FITCH, B. (1985) *Thickening*. In: WEISS, N.L. SME Mineral Processing Handbook, SME Editor, New York.
- 4) DORR-OLIVER (1991), Bulletin of High Rate Thickening Systems.
- 5) FPCT (1967), (Sistema didattico per unità coordinate di apprendimento), Tecnologia di fabbrica chimica: operazione tecnologiche. Vallecchi Editore, Firenze.
- 6) FRANÇA, S.C.A. (2000), *Equações Constitutivas para a Sedimentação de Suspensões Floculentas*. Tese de Doutorado, PEQ/COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, 96 p.
- 7) KING, D.L. (1980) *Thickeners*. In: MULLAR, A.L and BHAPPU, R.B. Mineral Processing Plant Design. 2nd Edition. New York, SME, Cap. 27, pp. 541-577.
- 8) MASSARANI, G. (1985), Filtração. Número especial da Revista Brasileira de Engenharia, Caderno de Engenharia Química, Rio de Janeiro, 69p.
- 9) MASSARANI, G. (1986), Tópicos Especiais em Sistemas Particulados – Alguns Aspectos da Separação Sólido-Fluido, EDUFSCar, vol. 2.
- 10) MASSARANI, G. (2002), Fluidodinâmica em Sistemas Particulados. Editora E-paper, Rio de Janeiro, 2ª Edição, 152p.
- 11) PAVLOV, K.F., ROMANKOV, P.G., NOSKOV, A.A. (1981), Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en tecnología química, Editorial Mir, Moscou, 611p.
- 12) RICHARDSON, J.F., ZAKI, W.N. (1954), Sedimentation and Fluidization: Part I. *Trans. Instn. Chem. Engrs.* Vol. 32, 35-42p.

Briquetagem

Eduardo Augusto de Carvalho

Eng^o Metalurgista, Mestre e Doutor em
Engenharia Metalúrgica e de Materiais/COPPE-UFRJ,
Pesquisador do CETEM/MCT

Valter Brinck

Eng^o Metalurgista/UFOP, Consultor

INTRODUÇÃO

A necessidade de recuperar partículas finas oriundas de um processo de beneficiamento de minérios ou de resíduos, provocou o desenvolvimento da tecnologia de aglomeração. Esse avanço proporcionou o aproveitamento comercial da fração fina desses materiais, bem como, minimizou o impacto ambiental causado pela produção de material fino ou particulado.

Nesse contexto, a briquetagem, ou seja, a aglomeração de partículas finas com auxílio de pressão, destacou-se como método adequado ao processamento desses materiais e tornou-se o método pioneiro de aglomeração. A primeira patente relacionada à briquetagem foi concedida a William Easby, em 1848. O processo desenvolvido por Easby possibilitava a formação de aglomerados sólidos de tamanho e forma variados, a partir de frações finas de qualquer tipo de carvão, por meio da pressão exercida sobre esse material. Por esse processo, materiais de pequeno ou quase nenhum valor agregado podiam ser transformados em um produto de elevado valor combustível para máquinas a vapor, forjas, culinária e outras aplicações, permitindo recuperar grande parte dos finos considerados como rejeito do processo de beneficiamento de carvão.

No final do século XIX, a pressão econômica fez com que várias empresas buscassem transformar a concepção de Easby em prática industrial. A primeira aplicação do processo de briquetagem de finos de carvão mineral foi desenvolvida nos Estados Unidos, sendo essa constituída de várias etapas. Na primeira, a secagem do carvão é seguida da britagem e peneiramento. Na etapa seguinte, a mistura dos finos com 6% de asfalto fundido - e depois a briquetagem propriamente dita, em máquinas de rolos, produzindo sólidos aglomerados, que em seguida eram resfriados em um transportador de esteira, antes da sua expedição.

Logo após a Segunda Guerra Mundial, mais de 6 milhões de toneladas anuais de briquetes de carvão mineral eram produzidas nos Estados Unidos, antes das indústrias utilizarem o óleo diesel e a gasolina como combustível para aquecimento doméstico.

O carvão mineral continua, até hoje, como o principal material briquetado. O processo para o seu beneficiamento, consiste na cominuição e processos físico-químicos necessários para a remoção de enxofre e cinzas. Para facilitar o manuseio e o seu transporte, torna-se necessária uma operação complementar de aglomeração. Partículas de carvão menores do que 6,0 mm não podem ser usadas, sem uma etapa de aglomeração, na produção de combustíveis sintéticos. A briquetagem parcial de carvões, durante a coqueificação, melhora a qualidade do coque (aumento da densidade) e possibilita a utilização de carvões fracamente coqueificáveis.

Entre as aplicações clássicas de materiais finos passíveis de aglomeração por briquetagem podem ser citadas: MgO, poeiras finas de conversor LD, lama de aciaria, carvão vegetal, carvão mineral, barita, cromita, dolomita entre outros.

A BRIQUETAGEM NO BRASIL

No Brasil, uma das primeiras iniciativas de utilização industrial do processo de briquetagem ocorreu no início da década de 60 na CSBM – Companhia Siderúrgica Belgo Mineira, na usina de João Monlevade, MG, com a instalação de um equipamento da empresa alemã Humboldt, para briquetagem de finos de carvão vegetal.

Em 1965, a Companhia Brasileira de Briquetes, situada em Mateus Lemes, MG, iniciou suas atividades de prestação de serviços de briquetagem, principalmente de finos de carvão vegetal, com uma máquina de fabricação japonesa, para uso doméstico e na siderurgia, em fornos *cubilot*. A empresa trabalhou também na fabricação de máquinas e instalações de briquetagem.

A partir de 1974, a Empresa Carvel, estabelecida em Contagem, MG, iniciou suas atividades na área de briquetagem, fabricando equipamentos e processando diversos materiais, entre os quais o carbonato de sódio, usado na dessulfuração de gusa nas usinas siderúrgicas integradas.

Em 1994, a CST – Companhia Siderúrgica de Tubarão iniciou seus trabalhos voltados para o aproveitamento de seus resíduos, colocando em operação uma instalação experimental de briquetagem de lama de aciaria e outros resíduos, contando atualmente com uma capacidade instalada de briquetagem da ordem de 20.000 t/mês.

A recente preocupação ambiental, resultando em leis cada vez mais rígidas, fez com que a briquetagem ganhasse um novo impulso de aplicação na indústria. Hoje ela constitui-se numa excelente alternativa para a reutilização de rejeitos industriais (finos de carvão vegetal, turfa, plásticos, lixo biológico, limalhas metálicas e outros) seja como fonte de energia ou seja como matéria prima^(1,2,3).

ATIVIDADES DE PESQUISA & DESENVOLVIMENTO

As atividades de pesquisa e desenvolvimento na área de briquetagem são conduzidas segundo o desenvolvimento de uma tecnologia na qual, a experiência dos profissionais envolvidos é o fator de maior relevância para a resposta às perguntas normalmente formuladas, principalmente no que diz respeito a alguns parâmetros como:

Trabalhabilidade – verificar as possibilidades técnicas do material a ser briquetado, com base na análise das características físicas e químicas do material e das características de interesse para o produto, e também das condições técnicas necessárias para a execução desta operação (a quente, a frio, sem aglutinante, com aglutinante, composição e umidade da mistura, forma e tamanho dos briquetes).

Condições operacionais – com base nas informações de trabalhabilidade são definidas as condições de operação do equipamento, ou sejam, a pressão, a velocidade e o ajuste dos teores de umidade necessários para obtenção de briquetes com a resistência necessária à aplicação desejada.

Operações complementares – definição das operações complementares necessárias, tais como a secagem ou ajuste da temperatura dos finos, o peneiramento, pré-mistura, pré-prensagem, etc., cura a frio ou a quente do produto obtido e as suas condições de embalagem/estocagem.

Com os dados levantados nessa etapa, pode ser elaborado o projeto de uma instalação e realizar a análise preliminar de viabilidade técnica e econômica do empreendimento, dentro dos níveis desejados de risco.

CONCEITOS

Aglomerção é o termo geral empregado para designar algumas operações aplicadas a materiais de granulometria fina para transformá-los em corpos, ou fragmentos coesos, por meio da ligação rígida e consolidação de suas partículas, entre si, por meio de mecanismos físicos e/ou químicos, conferindo-lhes tamanho e forma adequados ao uso.

Nas áreas de mineração e metalúrgica, o termo aglomerção designa operações aplicadas aos minérios e/ou concentrados de granulação fina não adequado, para utilização em processos industriais.

O conceito de fração fina na indústria de processamento mineral, depende do tipo de processo envolvido. Assim, no beneficiamento convencional de carvão, as partículas com tamanho inferior a 0,6 mm são consideradas finas. Entretanto, no beneficiamento de minério de ferro, a fração fina, não aproveitada pelo processo de flotação, pode encontrar-se em uma granulometria inferior a 20 μm . Dessa forma, não é simples generalizar o conceito de fração fina, sem considerar o processo de beneficiamento e o minério envolvidos.

Os três principais processos de aglomerção de finos usados na indústria minero-metalúrgica são a pelletização, a sinterização e a briquetagem, cujos produtos respectivos são a pelota, o sinter e o briquete⁽⁴⁾. A pelletização de finos de minérios e/ou concentrados

de ferro pelas mineradoras, a sinterização desses materiais nas usinas siderúrgicas integradas e a briquetagem de finos de carvão mineral são aplicações clássicas na indústria de base.

A escolha de um desses processos, para aglomeração de um determinado material de granulometria fina, requer uma análise cuidadosa e exaustiva, considerando parâmetros que definem as características físicas e químicas do material, o volume anual de material a ser processado, o investimento, os custos operacionais, entre outros.

O processo de aglomeração visa a transformação das características granulométricas de um material, permitindo o seu uso, como matéria-prima na produção de um determinado insumo. As aplicações mais freqüentes são verificadas para o aproveitamento de:

minérios ou concentrados de granulação fina, sem causar prejuízos à permeabilidade da carga e às condições de reação gás-sólido nos fornos metalúrgicos, especialmente nos fornos verticais;

resíduos, ou subprodutos finos de outros processos mineiros e metalúrgicos, para sua reutilização, ou reciclagem, de forma adequada, interna e/ou externamente;

resíduos metálicos (cobre, ferro, titânio, etc) e outros materiais (papel, algodão, madeira, e outros) para transporte e/ou reciclagem.

A sinterização é um processo que se baseia na fusão incipiente dos componentes de uma mistura constituída de um componente principal e adições de fundentes, promovendo a ligação rígida das partículas, com a solidificação da fase líquida. A sinterização não pode ser utilizada em alguns casos, onde há alteração da composição química do material quando esse é aquecido.

Há, basicamente, dois tipos de instalações de sinterização: as do tipo panela (menor capacidade de produção), que operam em regime intermitente de carregamento, queima e descarregamento, e as de esteira contínua (alta capacidade de produção), que operam continuamente o carregamento, a queima e o descarregamento. A sinterização do tipo esteira contínua atinge taxas de produção compatíveis com os alto-fornos de grande capacidade.

A utilização do processo de sinterização teve maior avanço tecnológico após 1930, quando começou a ser utilizada, em geral, na ustulação e aglomeração de minérios sulfetados e na simples aglomeração de concentrados oxidados de ferro (magnetitas) na Suécia⁽⁴⁾. As instalações são normalmente localizadas nas próprias usinas, ou local de enformamento e, quanto à granulometria, é indicada para materiais com tamanho máximo de partículas de 6,4 mm a 12 mm, com uma pequena parcela de partículas com tamanho inferior a 0,30 mm.

A pelotização é o processo mais recente de aglomeração, sendo resultante da necessidade de utilização de concentrados finos de magnetita, obtidos no processamento de certos minérios de ferro nos EUA⁽⁴⁾. O material fino, a ser aglomerado, deve apresentar um elevado índice de pulverização, ou seja, uma superfície específica elevada (2.000 cm²/g), além de uma umidade constante. Nesse processo, um aglutinante deve ser utilizado, de modo que o produto aglomerado apresente uma maior resistência mecânica, logo após a sua formação. Quando a aplicação não exige uma resistência muito elevada, as pelotas passam apenas por uma secagem. Quando é necessário uma resistência elevada, para manuseio, torna-se necessário um processo de queima, de modo a tornar as ligações entre as partículas, mais fortes.

As usinas de pelotização são constituídas basicamente de discos de pelotização que apresentam grande capacidade de produção e alta produtividade.

A briquetagem consiste na aglomeração de partículas finas por meio de pressão, com auxílio ou não de um aglutinante, permitindo a obtenção de um produto não só compactado, porém com forma, tamanho e parâmetros mecânicos adequados. A redução de volume do material, em alguns casos, além dos benefícios tecnológicos, permite que materiais finos possam ser transportados e armazenados de forma mais econômica⁽³⁾.

A adição de água na briquetagem só não é realizada quando a substância aglomerante se apresenta na forma de solução aquosa ou como um fluido. A mistura, entre partículas finas e o aglutinante, é prensada a frio ou a quente, de modo a obter aglomerados, chamados de briquetes, que devem apresentar resistência adequada para empilhamento ou um tratamento posterior.

A fim de apresentarem a resistência mecânica desejada, os briquetes são submetidos a um tratamento de endurecimento, realizado à temperatura ambiente, em estufas e secadores (400°C) ou em fornos (acima de 1.000°C).

Os briquetes, cujo o processo de endurecimento foi realizado à temperatura ambiente, apresentam baixa resistência mecânica quando submetidos à temperatura elevada. O seu uso fica restrito aos processos onde se utiliza baixa pressão.

Nos briquetes endurecidos a temperaturas superiores à ambiente, as impurezas do minério e do próprio constituinte principal são responsáveis pela ligação entre as partículas. Essa ligação pode ser realizada por meio dos processos de:

- fusão incipiente do constituinte principal;
- difusão e recristalização do constituinte principal;
- escorificação ou reação química;
- endurecimento ou cristalização do constituinte principal.

PROCESSO DE BRIQUETAGEM

No processo de aglomeração de partículas finas em prensas, as forças de atração molecular de Van der Waals apresentam uma forte influência na união das partículas. Entretanto, somente, tornam-se efetivas, quando a distância entre essas partículas é reduzida pela ação de uma elevada força externa.

Na aplicação da pressão externa ao material a ser briquetado, podem ser utilizados três processos:

briquetagem em prensas de rolos (Figura 1), onde o material flui continuamente, entre dois rolos paralelos, com cavidades ou moldes dispostos em sua superfície, de tamanho e forma adequados, rigidamente ligados entre si, girando com a mesma velocidade de rotação, todavia em sentidos contrários;

briquetagem por extrusão contínua em máquinas do tipo maromba;

briquetagem em prensas hidráulicas, em que os moldes são preenchidos, de forma intermitente.

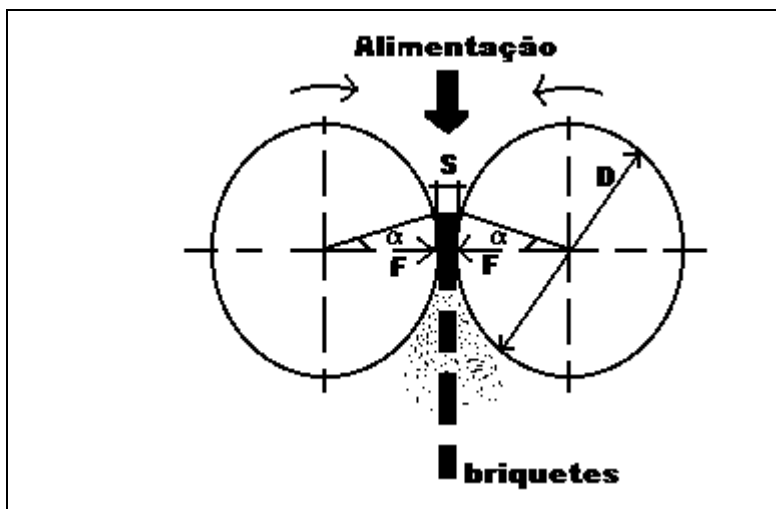


Figura 15.1 - Princípio da compressão em prensas de rolos.

Por ser o mais utilizado, o processo de briquetagem em máquina de rolos será detalhado a seguir. O processo pode ser dividido em quatro etapas: preparação; mistura; compressão e tratamento térmico.

Preparação

Consiste na determinação das características de compactação do material a ser briquetado e do tipo de equipamento que deve ser utilizado, para facilitar a adesão das partículas finas.

A determinação das propriedades do material permite conhecer não só o valor máximo da pressão a ser aplicada, como também a taxa de compactação requerida pelo material. O conhecimento do coeficiente de atrito do material permite gerar uma previsão do comportamento do mesmo, no momento da saída dos rolos e, também, se a superfície dos briquetes úmidos poderá ser ou não danificada durante a queda⁽⁵⁾.

A quantidade de aglutinante ou ligante necessária à produção de briquetes com boa resistência mecânica depende, entre outros fatores, da qualidade do material a ser briquetado e do próprio aglutinante. No entanto, os principais fatores a determinar essa quantidade de aglutinante são a superfície específica do material e a quantidade de partículas finas ou grossas. Quanto menor forem essas, menor será a quantidade de aglutinante necessária para gerar um briquete de boa qualidade. No caso da briquetagem de carvão, a mistura não pode conter mais de 20% das partículas com tamanho menor do que 0,5 mm e não mais do que 5% de partículas com tamanho menor do que 90 μm .

Outro fator importante é a umidade do material antes da adição do aglutinante. A umidade ideal depende do material e do tipo de aglutinante utilizado, além de influenciar o valor da pressão a ser aplicada. Para estabilizar e otimizar a umidade nos briquetes é importante que sejam tomados cuidados especiais com o controle do processo. O ajuste da quantidade de água na mistura torna-se ainda mais importante quando se aglomera materiais termo-plásticos e também quando são utilizados aglutinantes solúveis em água. Para carvões minerais, o teor de umidade normalmente utilizado é de $1,5\text{-}2\% \pm 0,5\%$, sendo que quanto maior for a umidade, menor será o poder calorífico do briquete⁽²⁾.

Na briquetagem de carvões não coqueificáveis ou semi-coque (materiais inertes), torna-se necessário o uso de carvões coqueificáveis na mistura. O carvão coqueificável, nesse processo, apresenta a função de aglutinante e necessita de um aquecimento a uma temperatura entre 100 e 350°C, antes de ser misturado. O carvão não coqueificável é aquecido em torno de 600°C, também, antes de sua mistura com o carvão coqueificável [6]. A proporção de carvões na mistura deve ser ajustada, para que a temperatura da mistura situe-se na zona de amolecimento do carvão coqueificável⁽⁷⁾, normalmente entre 420-540°C⁽⁶⁾.

Mistura

A mistura dos reagentes é uma das etapas mais importantes da briquetagem. É de fundamental importância que o aglutinante seja distribuído uniformemente por toda superfície do material a ser briquetado.

O misturador deverá ser dimensionado de modo que o tempo de residência da mistura no equipamento não seja elevado. Quando há necessidade de tratamento térmico da mistura, o mesmo pode ser realizado no próprio equipamento por meio da aplicação de vapores saturados ou superaquecidos. Como exemplo, para briquetagem de carvão utilizando piche como aglutinante, a temperatura de descarga da mistura deve estar pelo menos 7°C acima do ponto de amolecimento do piche. A mistura deve apresentar uma temperatura entre 85-90°C na prensa e uma umidade de $3\% \pm 1\%$ ⁽⁶⁾.

Caso a mistura não seja suficientemente seca no condicionador entre o misturador e a prensa, os gases (na maioria das vezes, vapor d'água) presos nos briquetes sofrem uma forte compressão. Quando os briquetes deixarem a prensa e a pressão for relaxada, os gases expandem, causando fraturas no briquete.

No manuseio de materiais com pequena densidade aparente, torna-se necessária a remoção dos grandes volumes de ar antes da alimentação do material na unidade de compactação. Nesses casos torna-se recomendável a utilização de alimentadores por meio de vácuo, sendo esse o responsável pela remoção do ar presente no alimentador.

Compactação

A compressão do material se dá no espaço existente entre os dois rolos que, montados um diante do outro, giram com velocidade de rotação igual e em sentidos contrários.

A pressão exercida sobre o material cresce de forma progressiva ao longo do segmento do rolo, a partir do ponto em que se inicia a ação da força de compressão sobre o material, atingindo o seu valor máximo no ponto de menor distância entre os rolos, caindo de forma abrupta até a liberação e saída do aglomerado.

A forma das cavidades do equipamento e, conseqüentemente, do briquete, é função da susceptibilidade do material à compactação. Para materiais que apresentam dificuldade de compactação são utilizadas formas arqueadas, eliminando o plano de divisão dos briquetes, ocorrendo então uma distribuição mais uniforme da pressão. Essa distribuição mais uniforme, permite a utilização de pressões mais elevadas. Entretanto, tal procedimento pode provocar a redução da vida útil dos elementos de compactação da prensa.

Quando se deseja um produto aglomerado com um tamanho menor que 8 mm, realiza-se normalmente uma primeira compactação do material, seguida da fragmentação e posterior classificação granulométrica, recuperando a fração que apresente o tamanho desejado. A compactação inicial pode ser realizada por meio da briquetagem convencional ou na compressão de partículas na forma de barras ou de folhas, podendo essas serem do tipo lisas ou onduladas.

Alguns produtos, como por exemplo os fertilizantes, são compactados e granulados, evitando a formação de aglomerados quando acondicionados em recipientes apropriados. Os materiais particulados podem também ser aglomerados na forma de tiras ou barras contínuas, em equipamentos do tipo rolo.

No caso dos produtos obtidos em equipamentos do tipo tiras são removidas horizontalmente podendo alimentar diretamente os fornos, utilizados em etapas posteriores do processamento. Cimento Portland, ferro esponja, coque, metais e ligas, minérios sinterizados, partículas finas provenientes da fabricação do aço e de outros processos metalúrgicos e muitos outros produtos podem ser processados dessa forma, observando-se um ganho na eficiência térmica do processo, devido à redução das perdas com partículas finas.

Outro aspecto importante é a redução do impacto ambiental, devido à eliminação da emissão de material particulado para o meio ambiente.

Se os rolos possuírem superfícies lisas, o material adquire uma forma tabular, ou de uma barra e é denominado tablete, fita, barra etc. Quando as superfícies dos rolos possuem cavidades, ou moldes, de mesma forma e tamanho, a rotação dos rolos faz com que essas cavidades se situem em uma posição simétrica; o material aglomerado é denominado briquete e tem a forma e o tamanho dos moldes, como ilustrado na Figura 2.

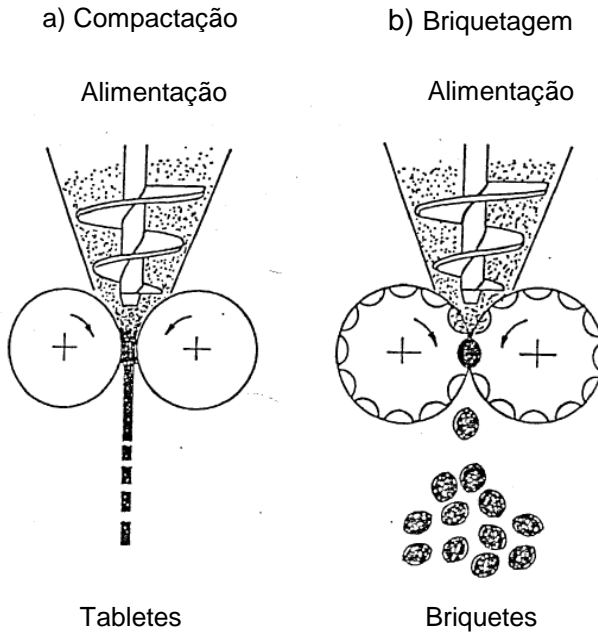


Figura 15.2 – Formas diferentes de aglomeração de partículas finas, com aplicação de pressão.

No processo de compactação (Figura 15.2a), a vazão ou produção pode ser obtida pela seguinte relação:

$$m = B \times S \times V_p \times d_a \quad [15.1]$$

onde:

B - largura do rolo;

V_p - velocidade periférica do rolo;

S - espessura do tablete;

d_a - densidade do aglomerado.

Já no processo de briquetagem (Figura 15.2b), a vazão ou produção da máquina é espessa por M, (Equação 15.2) calculada em função do volume de um briquete (v_b), do número de moldes em uma coluna na circunferência do rolo⁽⁶⁾, do número de colunas ao longo da largura do rolo (R), da velocidade dos rolos (N, em rpm) e d_a densidade do briquete (d_b).

$$M = V_b \times Z \times R \times N \times d_b \quad [15.2]$$

Tratamento Térmico

Para evitar a fratura devida à choques térmicos e também permitir o manuseio dos briquetes ou tabletes, logo após a sua formação, os mesmos devem ser imediatamente aquecidos após a sua formação e em seguida resfriados lentamente, segundo uma velocidade controlada.

Na aglomeração de finos de carvões coqueificáveis, os briquetes produzidos devem ser aquecidos até 600°C, a fim de recuperar todo o alcatrão ainda presente no processo. Após esse tratamento térmico, a quantidade de materiais voláteis é reduzida de tal forma, que permite a utilização dos briquetes como material redutor em altos fornos. A utilização de briquetes na câmara de coqueificação, além da maior otimização da densidade da carga, permite a obtenção de um coque de melhor qualidade.

BRIQUETAGEM COM AGLUTINANTES

Os aglutinantes são utilizados quando o material a ser aglomerado não possui resistência à compressão e ao impacto, após a compactação. Além de permitirem uma maior adesão das partículas finas, os aglutinantes podem aumentar ou diminuir as propriedades coqueificantes do material a ser briquetado. Os aglutinantes podem ser divididos de acordo com sua função na mistura. Podem ser do tipo: matriz, filme ou aglutinantes químicos (Quadro 15.1).

Quadro 15.1 – Exemplos de tipos diferentes de aglutinantes.

| Tipo Matriz | Tipo Filme | Aglutinantes Químicos |
|---------------------|-------------------|-------------------------------------|
| Alcatrão | Água | Ca(OH) ₂ + molasses |
| Asfalto de petróleo | Silicato de sódio | Silicato de sódio + CO ₂ |
| Cimento Portland | Lignosulfonatos | Epóxies |

Os aglutinantes do tipo matriz provocam um embutimento das partículas dentro de uma fase substancialmente contínua, sendo as propriedades dos briquetes determinadas pelas características do aglutinante.

Os aglutinantes, do tipo filme, apresentam função parecida com as colas adesivas e dependem, principalmente, da evaporação da água ou de algum solvente para desenvolver uma maior resistência mecânica.

Os aglutinantes químicos podem ser utilizados tanto como matriz, como filme. Um bom exemplo são os aglutinantes químicos utilizados em areias de fundição. Alguns autores costumam utilizar outra forma de classificação, dividindo os aglutinantes em

líquidos, sólidos, solúveis e insolúveis em água. O Quadro 15.2 apresenta alguns exemplos de aglutinantes utilizados na briquetagem de partículas finas.

Quadro 15.2 – Alguns aglutinantes utilizados na briquetagem de partículas finas.

| Material | Aglutinante |
|------------------|----------------------------------|
| Minério de ferro | Cal e melaço |
| Cromita | Cal e melaço |
| Fluorita | Cal, melaço ou silicato de sódio |
| Bauxita | Cimento Portland |
| Carvão | Melaço |
| Cobre | Lignosulfonatos |
| Magnesita | Lignosulfonatos |
| Areia de quartzo | Água e NaOH |
| Barita | Melaço e <i>black-ash</i> |

BRIQUETAGEM SEM AGLUTINANTES

Os briquetes produzidos com aglutinantes são normalmente comprimidos em baixas pressões, de modo a evitar uma nova fragmentação das partículas. Quando é necessário produzir briquetes sem aglutinantes, o sucesso da operação depende de como ocorreu a cominuição ou a deformação plástica das partículas. Tal dependência deve-se à necessidade das partículas estarem situadas o mais próximo possível uma das outras, compensando assim a ausência de uma substância aglutinante. Muitos materiais orgânicos e inorgânicos podem ser briquetados sem a utilização de aglutinantes. As forças, que mantêm esses cristais unidos, não são necessariamente fortes, nem específicas, devendo apenas fazer com que os cristais individuais estejam suficientemente próximos uns dos outros.

As variáveis mais importantes na produção de briquetes sem aglutinantes são:

umidade do material;

capacidade de compressão das partículas;

porosidade do briquete;

tratamento térmico posterior à briquetagem.

No caso da aglomeração de finos de carvão, o uso ou não do aglutinante depende principalmente do tipo de carvão utilizado. Nos carvões betuminosos, a necessidade de aglutinantes é muito rara, enquanto que nos carvões semi-betuminosos, a utilização do aglutinante é bastante comum, podendo ser substituído por carvões de características coqueificantes⁽⁹⁾.

Em estudo realizado no CETEM por Silva e Schinzel⁽⁷⁾, para que o briquete de lignina (subproduto da fabricação do álcool com base em madeira seca, bagaço da cana e outras substâncias vegetais) apresentasse uma boa resistência mecânica, foi necessário aplicar uma pressão capaz de elevar a densidade aparente de 0,366 g/cm³ para 0,95-1,1 g/cm³. No entanto, a maior densidade aparente ocasionou a redução da porosidade, prejudicando a reatividade da lignina.

Apesar da grande maioria dos processos de briquetagem, sem aglutinantes, utilizarem pressões baixas para a compactação, na produção de briquetes de óxido de cálcio e hidróxido de magnésio, torna-se necessária a utilização de pressões mais elevadas, de modo que seja alcançada uma maior resistência mecânica dos briquetes. É comum a utilização de lubrificantes (água, grafite e outros) para redução do atrito entre as partículas e também entre os briquetes e os rolos.

BRIQUETAGEM A QUENTE

A briquetagem a quente é utilizada quando o material a ser aglomerado apresenta uma resistência mecânica elevada. Para que possam ser utilizadas pressões menores na compactação das partículas finas desses materiais, é necessário que seja alcançado o regime plástico do material. O aquecimento das partículas a uma temperatura da ordem de 1.000°C torna possível a briquetagem de minério de ferro e dos pós gerados nos altos fornos. O limite superior da temperatura na briquetagem a quente é definido pela temperatura capaz de fundir as partículas em conjunto.

A briquetagem a quente, também, é fortemente influenciada pelo tratamento térmico utilizado logo após a compactação. Alguns materiais necessitam de um resfriamento lento, em tambores, com materiais resfriados, de modo a recuperar parte de seu calor sensível. Esse processo é utilizado para permitir a recristalização do briquete, aliviando as tensões internas geradas durante a deformação plástica.

O uso do processo de briquetagem a quente permite a produção de fibras de carbono ativado, com densidade aparente elevada, não havendo a necessidade do uso de qualquer tipo de aglutinante. O método consiste na briquetagem, a quente, de fibras estabilizadas, utilizando pressão mecânica de até 204 kg/cm² e aquecimento entre 100 e 250°C para a fibra piche (piche isotrópico de petróleo) e 200-600°C para a fibra estabilizada. Por meio desse, é possível controlar facilmente a densidade aparente da fibra

de carbono em uma faixa que vai de 0,2 a 0,86 g/cm³. A função da briquetagem a quente, nesse método, é iniciar a carbonização da fibra, aumentando a sua dureza o suficiente para que não haja mudança em sua forma. Quando a pressão mecânica é aliviada, a fibra formada apresenta densidade e dureza mais elevadas⁽¹⁰⁾.

A reciclagem de metais, principalmente dos resíduos produzidos em tornos ou em máquinas de furar (Figura 15.3), torna-se mais econômica através da utilização da briquetagem a quente. Os resíduos metálicos são aquecidos a 725°C, antes de serem encaminhados para um equipamento do tipo rolo, onde são comprimidos a uma pressão de aproximadamente 3.000 kg/cm². Após a compactação, os briquetes são imediatamente resfriados em água. Grande parte do combustível necessário para aquecer os resíduos metálicos é obtido no óleo presente nos próprios resíduos.

Uma das principais vantagens da briquetagem dos resíduos metálicos é a ausência de óleo no briquete do metal, evitando dessa forma a formação de fumaça durante a queima nos fornos.

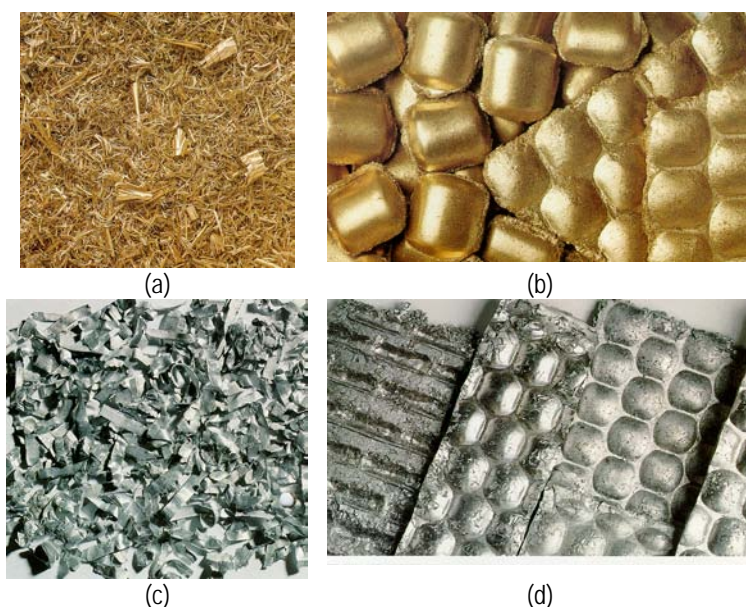


Figura 15.3 - Resíduos metálicos e os briquetes produzidos com as mesmas. Em (a) e (c) resíduos de latão e alumínio, respectivamente e em (b) e (d) os seus respectivos briquetes.

AVALIAÇÃO DA QUALIDADE DOS BRIQUETES

Apesar dos esforços dos pesquisadores e dos produtores de briquetes, ainda não foi possível estabelecer ensaios padrões para verificação do poder combustível dos briquetes. Para avaliação das propriedades físicas, já existem alguns ensaios padronizados e os mais utilizados são: a resistência à compressão, ao impacto, à abrasão e à penetração de água⁽¹¹⁾. Em alguns casos, é feita a avaliação da temperatura de choque.

As propriedades que, determinam a qualidade de um briquete são apresentadas no Quadro 15.3.

Quadro 15.3 - Propriedades dos materiais, do processo e dos equipamentos responsáveis pela qualidade de um briquete.

| | | |
|---|---|---|
| Propriedades geométricas das partículas | Tamanho de partícula Distribuição granulométrica Forma da partícula | Estrutura Densidade |
| Propriedades mecânicas das partículas | Ângulo de repouso Ângulo de atrito interno | Tensão cisalhante Tensão axial |
| Propriedades químicas das partículas | Contaminação superficial Natureza da fase gasosa Fenômeno de superfície Coesão entre as partículas e adesão à superfície externa | Fenômeno eletrostático Energia superficial |
| Propriedades estruturais dos sólidos | Deslocamentos Estrutura cristalina | Geometria molecular Densidade |
| Propriedades mecânicas dos sólidos | Tensão cisalhante Tensão axial Resistência à compressão | Limite de escoamento Módulo de elasticidade Dureza |
| Propriedades químicas dos sólidos | Atrito Composição Impurezas | Tipo de ligação química Método de preparação |
| Condições de Processo: | | |
| | Pressão | |
| | Taxa de deformação | Teor de umidade |
| | Velocidade dos rolos | Aglutinantes |
| | Temperatura | Lubrificantes |
| Características do Equipamento: | Rolos | Diâmetro Tamanho e forma das cavidades dos briquetes Composição dos rolos |
| | Alimentador | Efeitos da pressão Pré-compressão dos materiais no alimentador |
| | Sistema Hidráulico | Rigidez dos rolos |
| | Mancais | Orientação dos rolos Localização |
| | Estrutura | Rigidez dos rolos |

Resistência á Compressão

Ensaio utilizado para determinar a resistência do briquete aos esforços compressivos, durante a sua estocagem.

No ensaio, o briquete é submetido à pressão contínua e progressiva até que o mesmo frature. A resistência à compressão é um parâmetro bastante significativo na avaliação da resistência do briquete ao manuseio, empilhamento, condições de trabalho, entre outros. Uma resistência de 3,57 kg/cm² é considerada como um alvo a ser alcançado durante a produção dos briquetes⁽¹¹⁾.

Resistência ao Impacto

Ensaio que determina a resistência do briquete ao suportar repetidas quedas, simulando aquelas que ocorrem durante o seu manuseio e transporte.

Antes do tratamento térmico (cura), a resistência ao impacto dos briquetes pode ser determinada por meio de ensaios de queda livre, a partir de uma altura de 0,3 m. Nesse ensaio é utilizado como anteparo, uma placa de aço com espessura de 10 mm. Se o briquete for submetido a um tratamento térmico para aumentar sua resistência mecânica, a altura do ensaio de queda livre deverá passar para 1,5 m.

A resistência ao impacto é determinada pelo número de quedas consecutivas que o briquete consegue resistir sem fragmentar. Para briquetes sem cura, considera-se 3 como um número razoável de quedas, enquanto que para briquetes submetidos a um tratamento térmico, o número de quedas passa para 10.

Alguns autores⁽¹²⁾ mencionam uma outra forma de avaliação da resistência ao impacto, utilizando uma metodologia diferente para o ensaio de queda. A resistência ao impacto é avaliada em função da quantidade de partículas do briquete com tamanho inferior a 3,3 mm, após 20 quedas consecutivas de uma altura de 2,3 m de altura. Em alguns casos é determinado o número de quedas que o briquete resiste. Uma perda em peso de até 5% é considerada um valor ótimo. No entanto, quando as perdas são maiores que 10%, o resultado é considerado ruim.

Resistência à Ação da Água

Consiste na avaliação do ganho de massa obtido pelo briquete, após a imersão em um recipiente com água. É comum determinar a variação do peso, ao longo do tempo. Essa informação é muito importante para os casos em que os briquetes são estocados em ambientes externos.

Temperatura de Choque

A temperatura de choque é definida como a temperatura na qual 90% do briquete resiste, sem explodir, ao impacto de uma rápida elevação da temperatura. Essa propriedade é de fundamental importância para avaliação da qualidade dos briquetes que serão utilizados como combustível em fornos.

Resistência à Abrasão

Consiste na avaliação da degradação física sofrida por um briquete durante o seu transporte. Alguns pesquisadores avaliam a resistência à abrasão, quantificando a perda de peso de um briquete, devido à geração de partículas com tamanho inferior a 3,3 mm, após 15 min de peneiramento em peneirador vibratório do tipo *Ro-Tap* (Figura 15.4).

Os parâmetros de avaliação são semelhantes ao ensaio de resistência ao impacto, sendo que o briquete é considerado de excelente qualidade, quando menos de 5% das partículas do seu peso inicial apresentam tamanho inferior à malha teste após o ensaio. Outros ensaios, baseados nas normas do antigo *Bureau of Mines* (Estados Unidos), utilizam uma peneira de abertura de 4,7 mm e um tempo de peneiramento de 10 min, com peneirador vibratório, também, do tipo *ro-tap*. Os critérios de avaliação são semelhantes ao descrito anteriormente. Quando a perda em peso na malha teste é superior a 15%, o briquete é considerado de péssima qualidade⁽¹³⁾.



Figura 15.4 - Peneirador vibratório, do tipo *ro-tap*, utilizado nos ensaios de resistência à abrasão.

Castelões e Campos⁽¹⁴⁾ utilizaram uma outra forma de avaliar a resistência à abrasão de briquetes de barita, procurando trabalhar em condições próximas àquelas utilizadas nos fornos rotativos das indústrias. Os pesquisadores colocaram os briquetes em um tambor rotativo, com velocidade de 30 rpm, durante um período de 2 h, onde a peneira, com abertura de 4,8 mm, é usada para avaliar a perda em peso.

Densidade

Trata-se de um dos parâmetros mais importantes para avaliar a qualidade do briquete. Pode ser determinado pelo quociente entre o peso do briquete e o volume, obtido a partir de suas dimensões. Uma outra forma de determinação do volume, consiste no método clássico de medir o volume deslocado pelo briquete, quando o mesmo é imerso em um líquido.

EQUIPAMENTOS DE BRIQUETAGEM

O equipamento mais utilizado na briquetagem de materiais finos é a prensa de rolos. O equipamento é constituído, basicamente, de um sistema de alimentação, um par de rolos de prensagem, (montados sobre um chassi), um sistema hidráulico que possibilita o ajuste e o controle da pressão exercida pelos rolos sobre o material e um sistema motor-reductor, responsável pelo movimento de rotação dos rolos. O equipamento possui as seguintes características:

tamanho dos rolos (diâmetro e largura), forma, tamanho e número das cavidades ou moldes nos rolos;

força de compressão específica máxima dos rolos, definida como sendo a força de compressão máxima exercida por centímetro, ao longo da largura do rolo;

velocidade de rotação dos rolos.

Operacionalmente, a força mínima de compressão exercida pelos rolos, para um determinado material, é determinada experimentalmente, com base nas características do material, do diâmetro dos rolos, da forma e do tamanho do briquete. Para um diâmetro de rolo de 1.000 mm, a pressão de compressão pode variar de 10 a 140 kN/cm² (Tabela 15.1).

A velocidade periférica V_p de um rolo é definida pelo seu diâmetro e sua velocidade de rotação. Assim, para um rolo com diâmetro R em m e velocidade de rotação N em rpm, a velocidade periférica será:

$$V_p = \pi RN/30 \text{ m/s} \quad [15.3]$$

Esse parâmetro define o tempo de residência do material sob a ação da força de compressão dos rolos. Quanto mais fino for o material, maior será a quantidade de volume de vazios a serem eliminados, o que provoca uma maior redução de volume durante a compactação. Esta redução de volume (Equação 15.4) faz com que o valor da densidade aparente dos finos cresça assintoticamente e se aproxime do valor da densidade real do material.

Tabela 15.1 – Força necessária para compressão de alguns materiais, utilizando uma prensa com diâmetro de rolo de 1.000 mm

| Material | Pressão de comp. específica kN/cm ² |
|---------------------------------------|---|
| Carvão mineral | 10 a 30 |
| Material cerâmico | 40 |
| Sal gema | 60 a 80 |
| Fertilizantes (com uréia) | 40 a 60 |
| Adubo (s/ fosfato e escória Thomas) | 50 a 80 |
| Adubo (c/ fosfato e escória Thomas) | ≥ 80 |
| Cal nitrogenada | 60 |
| Cloreto de potássio (120°C) | 50 |
| Cloreto de potássio (20°C) | 70 |
| Sulfato de potássio (70 –100°C) | 70 |
| Gipsita | 95 |
| MgO (fria e aquecida) | 110 a 130 |
| Cal virgem | 130 |
| Ferro esponja | 130 a 140 |
| Minérios (aquecidos, sem aglutinante) | 120 a 140 |

$$\frac{V_a}{V_p} = \frac{d_p}{d_a} \approx 1 \text{ a } 3 \quad [15.4]$$

onde:

V_a = volume alimentado; d_a = densidade da alimentação;

V_p = volume do produto; d_p = densidade do produto.

A redução de volume do material ocorre devido à eliminação de vazios existentes no mesmo. A velocidade de saída dos gases depende das características físicas e químicas do material. Em alguns casos, esse pode ser o fator limitante da velocidade de rotação de uma prensa de rolos.

Na Tabela 15.2 encontram-se exemplos de valores limites de velocidade periférica para alguns materiais em função de parâmetros da máquina.

Tabela 15.2 – Limites de velocidade periférica para alguns materiais.

| Material | Velocidade periférica máxima (m/s) | Volume do briquete (cm ³) | Diâmetro do rolo (mm) | Largura do rolo (mm) |
|-------------------|------------------------------------|---------------------------------------|-----------------------|----------------------|
| Gipsita | 0,35 | 5 a 10 | 750 | 600 |
| KCl | 0,70 | - | 1000 | 1250 |
| Poeira de LD | 0,25 | 20 | 650 | 220 |
| MgO | 0,40 | 5 a 7 | 650/750 | 320 |
| Óxido Pb, Zn | 0,27 | 100 | 750 | 265 |
| ZrCl ₄ | 0,17 | - | 500 | 200 |
| Finos dolomita | 0,17 | 6,5 | 650 | 250 |
| Cal virgem | 0,50 | 10 | 650/1000 | 250/540 |

Tipos de Rolos

Nos equipamentos mais antigos, os eixos dos rolos eram sempre horizontais e seus centros eram fixos na estrutura. Uma simples caixa de alimentação ou uma tremonha montadas acima dos rolos acondicionava o material a ser briquetado, que era alimentado dentro dos rolos, por gravidade.

Os equipamentos mais modernos apresentam, normalmente, um rolo fixo na estrutura. O outro rolo é móvel, mas seu movimento é limitado por cilindros hidráulicos. Anteparos localizados entre os blocos suspensos impedem que os rolos entrem em contato, permitindo a passagem do material que se deseja aglomerar. Os rolos podem ser colocados horizontalmente ou lado a lado na estrutura. Também podem ser sobrepostos como um moinho de rolo. Os cilindros hidráulicos resistem aos esforços até que a força exercida pelo material supere a dos cilindros. O rolo móvel é movimentado e, em seguida, desloca os pistões nos cilindros hidráulicos até que ambos os esforços voltem a ser iguais. O óleo deslocado pelos pistões é armazenado sobre pressão em um acumulador cheio de gás. Para que o rolo móvel retorne à posição inicial é necessário que o óleo deslocado retorne aos pistões. O sistema hidráulico funciona como uma balança. A força inicial que mantém os rolos juntos pode ser ajustada pela pressão de óleo dos cilindros. A força adicional necessária para deslocar o rolo móvel é também controlada pelo volume de gás no acumulador. A maior eficiência dos novos equipamentos se deve, em grande parte, à capacidade do sistema hidráulico em administrar a inclinação da curva força-deslocamento do rolo, de acordo com as necessidades do processo de briquetagem.

Os rolos podem ser colocados, simetricamente, entre os pontos de apoio ou podem ser montados externamente aos pontos de apoio no final dos eixos. Cada forma de colocação dos rolos apresenta um fim específico. Outras formas de colocação podem ser estudadas de forma a atender as condições de um processo especial⁽¹⁵⁾.

Os rolos são classificados em integrais, sólidos ou segmentados. Todos apresentam cavidades que dão forma aos briquetes. Os rolos normalmente apresentam

uma faixa de aço inoxidável, ou de algum material resistente à abrasão ou à corrosão, soldada à sua circunferência ou superfície de trabalho.

Quando os rolos integrais (Figura 15.5) não apresentam juntas ou superfícies unidas, esses são normalmente utilizados para briquetagem de produtos farmacêuticos ou alimentícios, já que não há aglomeração de materiais em regiões de difícil limpeza. Os rolos integrais podem ser facilmente aquecidos ou resfriados com água, no entanto, não é recomendada a sua utilização na compactação de materiais abrasivos.

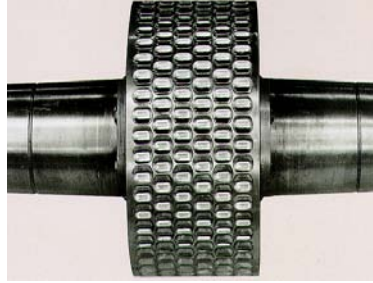


Figura 15.5 – Rolos integrais com revestimento de uma liga especial⁽¹⁶⁾.

A maioria dos equipamentos utilizam rolos do tipo sólidos (Figura 15.6), que apresentam anéis substituíveis chavetados ou ajustados ao eixo. Ao contrário dos rolos integrais que precisam de materiais específicos para sua construção, os rolos sólidos e os seus eixos podem ser fabricados com diferentes tipos de materiais, apenas com a condição que sejam resistentes à corrosão e à abrasão.

Os rolos segmentados (Figura 15.7) são produzidos em uma série de seções ou segmentos, presos mecanicamente aos eixos. Os rolos segmentados são recomendados para briquetagem a quente ou de materiais abrasivos. Da mesma forma que os rolos sólidos, podem ser produzidos com o material que mais se adapte ao processo.



Figura 15.6- Rolos sólidos, que permitem a substituição das tiras que dão forma aos briquetes⁽¹⁶⁾.



Figura 15.7- Rolos segmentados para aplicações de materiais altamente abrasivos⁽¹⁶⁾.

Na construção mecânica dos rolos deve ser levado em consideração aspectos como confiabilidade, facilidade de manutenção e custos de operação. O efeito que os rolos exercem sobre o material a ser aglomerado depende, acima de tudo, da geometria do mesmo.

Tipos de Alimentador

Quando se trabalha com materiais que necessitam de aglutinante, a alimentação da prensa deve ser realizada com um alimentador por gravidade. Nesse caso, o processo de briquetagem é um processo simples de moldagem, sendo observado uma pequena alteração na densidade do produto, após a passagem no equipamento. A pressão necessária para essa aplicação é normalmente mais baixa.

No caso de materiais secos ou finamente divididos, utilizam-se alimentadores do tipo rosca ou broca. Esses alimentadores permitem gerar efeitos secundários importantes no processo. Ou seja, podem pré-comprimir o material antes dos rolos, além de gerar uma fragmentação de partículas permitindo alcançar um tamanho mais favorável. Existe uma suposição de que a mobilidade das partículas, em um alimentador do tipo rosca, permite que os eixos dos cristais se alinhem sozinhos, gerando briquetes com melhores propriedades. Esses alimentadores proporcionam a obtenção de produtos de melhor qualidade, indiferente do processo apresentar ou não a utilização de aglutinante.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) GRANDIN, F.H. – Compacting and Briquetting in environmental technology applications – Powder Handling & Processing, v.6, n.1, jan/march, 1994.
- 2) DEMIRBA, A.- Physical properties of briquettes from waste paper and wheat straw mixtures – Energy Conversion and Management, v. 40, mar., 1999, p. 437-445.
- 3) DEMIRBA, A. – Briquetting waste paper and wheat straw mixtures – Fuel Processing Technology, Elsevier Science B.V., v.55, n.2, may, 1998, p.175-183.
- 4) TRAJANO, R.B. – Princípios de Tratamento de Minérios – PUC, Rio de Janeiro, c.8, 1966, p. 158-169.
- 5) DRZYMALA, Z.; HRYNIEWICZ, M. – Problem of selection of roll presses for briquetting fine-grained raw minerals – XX IMPC, Aachen, sept., 1997 , p. 397-404.
- 6) SCHINZEL, W. – The briquetting of coal. General information regarding. The possibilities and requirements. – CETEM. Relatório Informativo. RI 61/81, may, 1981.
- 7) SCHINZEL, W.; SILVA, R.C.M. – Briquetagem e a sua importância para a indústria carbonífera – (Ver com R.Monteiro)
- 8) Coal briquetting with binders – KG Industries, INC – (Prospectos)
- 9) CASTELÕES, R.C.M. ; CORREIA, J.C.G – Briquetagem de finos de carvão mineral da mina de São Roque da Carbonífera Criciúma –SC – XVI Encontro nacional de Tratamento de Minérios e Hidrometalurgia, Rio de Janeiro, set., 1995, v.1, p.80-87.
- 10) MIURA, K.; NAKAGAWA, H.; OKAMOTO, H. – Production of high density activated carbon fiber by a hot briquetting method – Carbon, Elsevier Science Ltd., v. 38, 2000, p. 119-125
- 11) THOMS, L.J.; SNAPE, C.E.; TAYLOR, D. – Physical characteristics of cold cured anthracite / coke breeze briquettes prepared from a coal tar acid resin – Fuel, v. 78, nov., 1999, p.1691-1695
- 12) LEITE, F.A.D. – Briquetagem de fluorita – CETEM, Relatório de Projeto, RP33/83, jun., 1983.

- 13) CASTELÕES, R.C.M. – Estudos de briquetagem em escala piloto de finos produzidos na Cia. Metalúrgica Barbará – CETEM, Relatório Técnico, RT20/95, set., 1995.
- 14) CASTELÕES, R.C.M; CAMPOS, A.R. – Briquetagem de finos de barita da Bahia – CETEM, CT 02/75, nov., 1994
- 15) K.R. KOMAREK INC. - Home-page: www.komarek.com.
- 16) HOSOKAWA BEPEX – MS SERIES ROLL COMPACTORS, MACHINE SPECIFICALLY DESIGNED FOR DEMANDING APPLICATIONS – (Prospectos)

*Processos para o Tratamento
de Efluentes na Mineração*

Jorge Rubio

Eng^o Químico/Universidade de Chile, PhD pelo Imperial College,
Royal School of Mines - University of London,
Professor do Dept^o de Engenharia de Minas
Laboratório de Tecnologia Mineral e Ambiental/UFRGS

Fabiana Tessele

Eng^a Química, Mestre em Saneamento Ambiental e
Doutora do Instituto de Pesquisas Hidráulicas
Laboratório de Engenharia Sanitária e Ambiental/UFRGS

APRESENTAÇÃO

Este capítulo discute os aspectos mais relevantes sobre a geração de problemas ambientais, as formas de poluição e o controle de emissões poluentes líquidas geradas nos setores mineiro e metalúrgico. São discutidas as técnicas convencionais e analisadas em detalhe, técnicas emergentes para o tratamento de efluentes líquidos, em especial métodos avançados de flotação, floculação, sorção (adsorção e absorção) de contaminantes e sistemas ativos (neutralização), passivos (*wetlands*) no controle de drenagens ácidas e metais dissolvidos. São discutidas algumas vantagens e desvantagens em relação aos processos tradicionais.

INTRODUÇÃO

De acordo com a Organização dos Estados Americanos, OEA, as indústrias que mais contaminam o meio ambiente são as dos setores mineiro e metalúrgico. Estas lançam diariamente grandes volumes de gases, resíduos aquosos e/ou sólidos, contendo elementos de toxicidade variada. Portanto, esses setores devem assumir a responsabilidade social e ambiental, trabalhando dentro dos mais rigorosos padrões de qualidade internacionais, visando à preservação da saúde humana e de seu *habitat*. Assim, as atividades mineira e metalúrgica precisam ser integradas à sociedade dentro de um conceito de desenvolvimento sustentável, o que implica em acordos em base mútua, conveniente a ambas. A política ambiental dos setores deveria ser constantemente revisada, atualizada e comprometida com uma legislação moderna, dinâmica e efetiva (Singhal *et al.*, 1992, Villas Bôas e Barreto, 1996).

Os processos existentes para o controle dos impactos ambientais são diversos e com eficiências muito variadas. O desenvolvimento científico e tecnológico nesta área apresenta um quadro caracterizado por um volume crescente de atividades, com ênfase na formação de recursos humanos, otimização dos processos existentes e a busca de novas tecnologias (Castro *et al.*, 1998; Chander, 1992). Entretanto, os desafios trazidos pelos problemas relativos à poluição são cada vez maiores, tornando necessária a cooperação mútua entre as instituições envolvidas nesta questão.

As operações mineiras e metalúrgicas manuseiam volumes enormes de água, sólidos, óleos (emulsionados ou não), gases, elementos com propriedades radioativas, entre outros. A contaminação acontece inevitavelmente por poeiras, efluentes contendo colóides, reagentes químicos, metais pesados dissolvidos, poluentes na forma de aerossóis, dentre outros. De um modo geral, os problemas mais conhecidos por setor serão discutidos a seguir.

Lavra

Os principais impactos na lavra são: ruídos, poeira, contaminação de solos e, em alguns casos, por explosivos derivados da glicerina e drenagem ácida, onde estão presentes metais pesados. Entre os mais comuns destacam-se: cobre, níquel, chumbo, zinco, mercúrio, além do ferro e ânions, tais como, sulfato, fosfato, arseniato, telurato, fluoreto, molibdato, cianeto. É também comum o derrame de óleos, graxas, solventes orgânicos, emissão de gases, descarte de plásticos, lodos (precipitados), rejeitos produtores de ácidos, poluição visual, alterações da biodiversidade, deposição-estocagem de rejeitos (bacias, cavas), radioatividade, combustão espontânea (pirita do carvão por exemplo).

Na Figura 16.1 estão ilustradas as principais áreas de atuação usadas na redução dos impactos ambientais provocados pelas atividades da lavra.

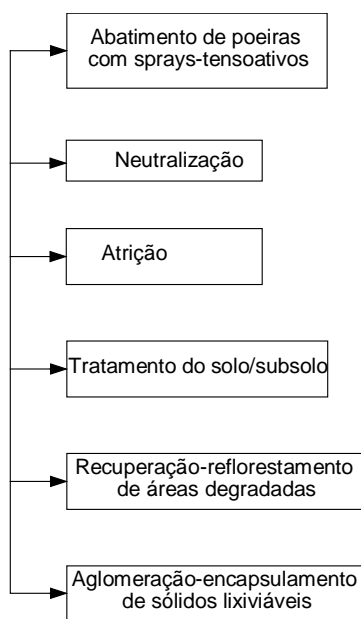


Figura 16.1- Áreas de atuação para a redução do impacto ambiental na lavra.

Beneficiamento

Os impactos mais comuns no beneficiamento são provocados por efluentes líquidos contendo metais pesados e ânions tóxicos, sólidos (às vezes coloidais), resíduos orgânicos (espumantes, surfactantes, óleos). Também, produção de poeira e ruídos na etapa de cominuição, emanações gasosas (orgânicas). O vapor de mercúrio aparece em pequenas proporções, porém com efeito impactante bem mais significativo.

Metalurgia Extrativa/Processamento Metalúrgico

Na metalurgia, os impactos ambientais são provenientes de efluentes líquidos contendo metais pesados, ânions, compostos orgânicos e metálicos, complexos e quelatos tóxicos, óleos (solventes orgânicos) emulsificados ou não, sólidos finos ou coloidais (lodos). Também são provocados por gases (SO_2 , NO_x) e aerossóis (óxidos de arsênio, *fly ash*) e deposição de rejeitos sólidos (pirritosos).

Na Figura 16.2 são ilustrados os principais processos utilizados para minimizar os impactos causados pelas operações de beneficiamento e metalurgia extrativa.

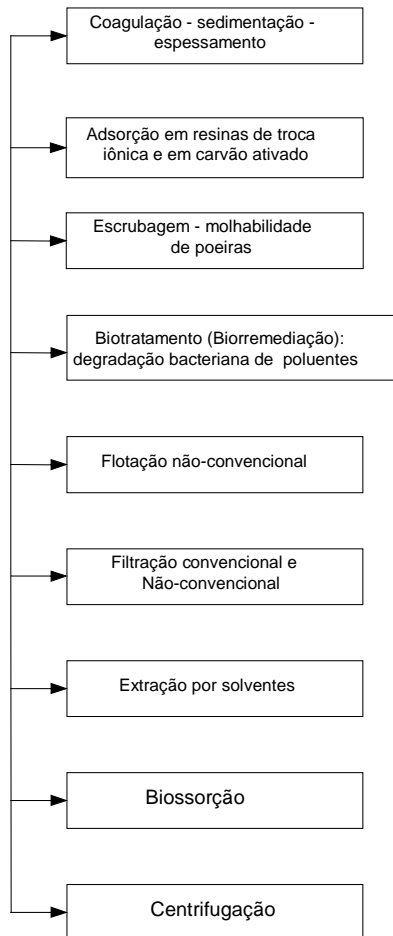


Figura 16.2 - Processos utilizados na redução do impacto ambiental no beneficiamento e na metalurgia.

Em função da ampla gama de problemas ambientais existentes, este capítulo aborda somente os aspectos relacionados com as emissões líquidas. As pesquisas e as tecnologias existentes e as emergentes, no campo do tratamento de efluentes líquidos (incluindo as suspensões), estão orientadas para as seguintes áreas:

remoção de íons, metais pesados, ânions, sólidos suspensos, complexos e quelatos, amônia, tio-compostos e nitratos;

tratamento de grandes volumes de águas subterrâneas e águas de minas contaminadas com baixas concentrações de metais pesados dissolvidos;

controle de emissões radioativas e as que contenham cianetos, derivados de arsênio, mercúrio e substâncias orgânicas;

controle de produtos de corrosão e recirculação de águas;

separação de óleos emulsificados ou não, recuperação de solventes orgânicos (extração por solventes);

remoção e tratamento de lodos, colóides e ultrafinos depositados em bacias ou na forma de suspensão.

EFLUENTES LÍQUIDOS

Os efluentes líquidos ou águas efluentes contêm, na maioria dos casos, sólidos em suspensão e uma variada gama de reagentes utilizados fundamentalmente nos processos de tratamento de minérios e posteriormente no processamento metalúrgico dos concentrados. No caso do carvão, o efluente líquido é conhecido como água preta e também contém sólidos finos/ultrafinos, óleos e vários íons.

Como exemplo de efluente, cita-se aqui o caso de efluentes da flotação de minérios, descrevem-se os reagentes utilizados (Quadro 16.1), as características e propriedades químicas e físico-químicas das águas de processo (Tabelas 16.1 e 16.2). Esses reagentes que permanecem nas águas recirculadas, podem ser emitidos para o meio ambiente com os efluentes ou com os rejeitos sólidos.

Quadro 16.1- Reagentes utilizados em usinas de tratamento de minérios (principalmente flotação) passíveis de emissão.

| COLETORES ⁽¹⁾ | ESPUMANTES ⁽²⁾ | MODIFICADORES ⁽³⁾ | FLOCULANTES, COAGULANTES, DISPERSANTES ⁽⁴⁾ |
|--|-------------------------------|---|---|
| mercaptanos | óleo de pinho | sulfato de cobre e zinco | poliacrilamidas |
| tioureias | metilisobutil carbinol | cromatos-dicromatos, hipocloritos | polióxidos de etileno |
| carboxilatos | ácido cresílico | permanganatos | poliaminas |
| tio-carbamatos, carbonatos e fosfatos | polipropileno glicóis | sulfeto de sódio e pentasulfeto (Nokes) | policarboxilatos |
| óleos não iônicos, alcatrão | parafinas alcoxi substituídas | Cianetos e ferrocianetos | aluminatos sódicos |
| ácidos graxos | álcoois (diversos) | fluoretos e sulfitos de sódio | sulfatos de ferro e alumínio |
| dixantógenos | | quebracho, (polifenóis) lignosulfonatos | silicatos solúveis |
| aminas | | sais de chumbo | polissacarídeos |
| alquil-sulfatos, carbonatos, sulfonatos e fosfatos | | ácidos cítricos e tânicos | polifosfatos |

(1) = em concentrações que variam entre 0,006-2,5 kg/t ; (2) = 0,06-0,5 kg/t; (3) = ativadores-depressores-reguladores de pH, 0,006-6 kg/t ; (4) = 0,005-1 kg/t.

Tabela 16.1 - Características das águas residuais de circuitos de flotação. Concentração de íons mais freqüentes em ppm.

| Íons | Sulfetos metálicos | Não metálicos | Óxidos/silicatos |
|-------------------------------|--------------------|---------------|------------------|
| Ag ⁺¹ | 0,02-0,1 | 0,04 | 0,04 |
| As ⁺³ | 0,02-3,5 | <0,01-0,15 | - |
| Be ⁺² | < 0,002 | - | 20-36 |
| Cd ⁺² | 0,05-17 | - | <0,02-0,01 |
| Co ⁺² | 1-1,7 | - | - |
| Cr ⁺³ | 0,03-40 | - | 0,02-0,35 |
| Hg ⁺² | 0,0006-28 | - | - |
| Pb ⁺² | 0,01-560 | 0,02-0,01 | 0,05-5,0 |
| Mn ⁺² | 0,007-570 | 0,2-49 | 0,007-330 |
| Mo ⁺⁴ | 0,05-5 | - | <0,2-0,5 |
| Ni ⁺² | 0,01-3 | - | 0,15-1,5 |
| Sb ⁺³ | 0,2-65 | - | - |
| Se ⁺² | <0,003-0,155 | - | 0,06-0,14 |
| Te ⁺² | <0,08-0,3 | - | <0,2 |
| Ti ⁺² | - | - | <0,5-2 |
| Zn ⁺² | 0,02-3000 | - | 0,02-20 |
| PO ₄ ⁻³ | 20 | 2-200 | 0,8 |
| SO ₄ ⁻² | 5-2500 | 9-10000 | 5-5000 |
| CN ⁻ | 0,01-0,45 | - | <0,02 |

A toxicidade dos reagentes e dos íons é variada, desde muito tóxicos, como os coletores tiólicicos, sulfonatos e aminas, moderados, como os espumantes à base de álcool e não tóxicos, como o polipropileno glicol. A toxicidade pelos metais pesados dissolvidos é bem documentada e sua remoção constitui um vasto campo de pesquisa, ainda em desenvolvimento.

Em relação ao ânion cianeto, não há dúvidas sobre a sua elevada toxicidade. Diversos casos de mortalidade de peixes têm sido registrados em concentrações acima de 0,1 ppm deste ânion.

Tabela 16.2 - Características das águas residuais de circuitos de flotação, bem como, propriedades químicas e físico-químicas.

| Propriedade | Sulfetos metálicos | Não metálicos | Óxidos silicatos |
|--------------------------|--------------------|---------------|------------------|
| Condutividade, microohms | 175-675 | 650-17000 | 130-550 |
| Sólidos dissolvidos, ppm | 120-4.300 | 190-18.500 | 1-1100 |
| Sólidos suspensos, ppm | 2-550.000 | 4-360.000 | 0,4-1900 |
| (*) ppm DQO | 15-240 | 2-40 | 0,2-36 |
| (**) ppm TOC | 8-290 | 9-3100 | - |
| Óleos e graxas, ppm | 2-11 | 1-100 | 0,03-90 |
| pH | 8-11 | 5-11 | 5-11 |
| pH | 8-11 | 5-11 | 5-11 |

(*) Demanda química de oxigênio; (**) Carbono orgânico total.

ALGUNS PROBLEMAS CONHECIDOS

Efluentes Contendo Molibdênio Solúvel

Algumas usinas de beneficiamento de sulfetos de cobre e molibdênio apresentam concentrações residuais de Mo, na forma de molibdatos, da ordem de 0,5-5 ppm, quando a máxima concentração permitida é aproximadamente 0,01-0,05 ppm. Em outros casos, encontram-se sulfatos em concentrações superiores a 2.000 ppm, sendo que o limite é 250 ppm. O efeito impactante torna-se mais significativo quando esses efluentes alcançam fluxos de 2-4 m³/s, comuns nos processos industriais.

Efluentes de Galvanoplastias

Normalmente contêm íons Ni⁺², Zn⁺², Cu⁺², Cr⁺³, freqüentemente associados a cianetos, cianatos e complexantes empregados nos processos de deposição. Nesses casos, as concentrações residuais encontram-se sempre acima das concentrações permitidas pela legislação.

Drenagens Ácidas de Minas (DAM)

Diversos processos dos setores mineiro e metalúrgico geram resíduos líquidos contendo metais (principalmente Fe), sólidos em suspensão e elevada acidez. As DAM mais freqüentes são provenientes de transformações ocorridas no rejeito da mineração de minérios sulfetados e carvões. Assim, o sulfeto, proveniente fundamentalmente da pirita e outros minerais sulfetados, é oxidado em um processo catalisado por bactérias, formando sulfatos e resultando em valores de pH extremamente baixos, mantendo elevadas concentrações de metais dissolvidos.

Efluentes Contendo Arsênio

Este elemento é considerado um dos mais poluidores e com índice elevado de toxidez. As espécies de arsênio que predominam em termos de estabilidade são: A_s^{3+} e A_s^{5+} . Entre estas, a mais tóxica corresponde ao A_s^{3+} . As fontes de contaminação nas indústrias mineira e metalúrgica estão nos efluentes líquidos do tratamento de minérios contendo As, as drenagens ácidas de minérios sulfetados, na redissolução de arsenatos metálicos após serem submetidos aos processos como ustulação ou oxidação sob pressão e nas pilhas de estéril e pilhas extintas de lixiviação (Ladeira et al., 1997). O método de controle dessas emissões é o da precipitação como arsenato férrico. Uma outra linha de atuação é o uso de materiais sorventes tipo argilominerais, óxidos de ferro, entre outros (Ladeira e Ciminelli, 1997; Yadava et al., 1988; Isaacson et al., 1994). No Brasil, a adsorção máxima usando argilas ferruginosas foi de 4-5 mg A_s^{3+} /g de argila em pH 10 e 3 mg A_s^{5+} /g de argila em pH 2 (Ladeira *et al.* 1997).

Efluentes Contendo Complexos Mercúrio-Cianetos, Cianetos Alcalinos, Ouro-Cianetos.

A dificuldade na remoção reside na estabilidade elevada dos compostos, tornando difícil a insolubilização, a precipitação e, portanto, sua separação. Outros complexos muito estáveis são os fluoretos, cromatos e dicromatos alcalinos.

Aerosóis

No processamento metalúrgico de concentrados de minérios contendo arsênio, na forma de arsenopirita, enargita etc., formam-se aerosóis de óxidos de As. Da mesma forma que as chamadas cinzas volantes (*fly-ash*) produzidas na combustão do carvão, estes aerosóis seguem os fluxos de ar e depositam-se no solo, voltam a se dispersar e podem abranger áreas cada vez maiores. As cinzas volantes, produzidas na região carbonífera de Candiota, por exemplo, possuem quantidades significativas de metais pesados associados à matriz das partículas. O controle desses aerosóis é muito difícil, quando possível, e constitui um dos maiores desafios ambientais.

Produção Industrial

São registrados, a seguir, no Quadro 16.2, alguns problemas típicos relacionados com a produção de fertilizante, dióxido de titânio (pigmento), alumínio e zinco.

Quadro 16.2- Problemas típicos em alguns setores de produção.

| Produção | Problemas |
|--|---|
| Ácido fosfórico | Formação de fosfogesso, que normalmente contém urânio radioativo e cádmio como metal pesado. |
| Óxido de titânio | Formação de um efluente ácido contendo $TiOCl_2$ sem reagir, $FeCl_2$, $AlCl_3$, $FeSO_4$, Cr, Al e V. |
| Alumínio de bauxita. Processo Bayer | Formação de lama vermelha que contém aproximadamente 40-50% de água, pH 12, óxidos de ferro, alumínio e titânio. |
| Zinco via Hidrometalurgia | São formados resíduos sólidos (principalmente precipitados de jarositas) que são depositados em bacias. Esses possuem quantidades da ordem de 0,6-0,8 t/t de Zn produzido e contém associados, íons Pb^{+2} , As^{+3} , Cd^{+2} . |

Medidas de Controle

Ante os potenciais danos ao meio ambiente causados por estas emissões, diversos estudos (incluindo a pesquisa) e os projetos ambientais encontram-se atualmente inseridos no contexto de minimização do volume e/ou concentração de resíduos poluentes (tecnologias limpas). Assim, as principais medidas adotadas na atualidade destacam o gerenciamento de elementos poluentes para minimização de impacto, redução de custos, multas, manuseio e transporte de resíduos. As principais atividades e ações neste sentido são:

recuperação e reciclo (recirculação) de matérias-primas, resíduos sólidos e águas de processo (interna e externa);

redução na fonte mediante a otimização de processos, diminuição de desperdícios, controle da matéria-prima, manutenção preventiva, treinamento e capacitação de funcionários etc;

tratamento e emprego de técnicas adequadas aos padrões das normas internacionais de qualidade e ambiente;

disposição de resíduos sólidos de maneira segura, usando técnicas de monitoramento e controle de possíveis vazamentos e infiltrações.

A engenharia de processos (separação, purificação e disposição) tem atuação em todas as áreas com o objetivo de:

otimizar processos para minimizar a produção de poluentes;

recuperar, para reciclar ou utilizar em outras aplicações, produtos de processos;

purificar efluentes para aproveitamento em estações de tratamento de águas municipais;

purificar mediante a eliminação/remoção de poluentes, águas efluentes (ou não) para regadio;

aprimorar as características de disposição dos poluentes separados.

PROCESSOS PARA O TRATAMENTO DOS EFLUENTES LÍQUIDOS

Os efluentes líquidos podem ser classificados, conforme a seguir, em função da vazão, natureza ou índice de periculosidade.

efluentes de pequeno porte $< m^3/d$;

efluentes de médio porte $> m^3/h$;

efluentes de grande porte $> m^3/s$;

inorgânicos, orgânicos (contendo haletos ou não), biodegradáveis, inflamáveis, corrosivos e emulsões;

reativos, tóxicos ou voláteis.

Os processos de tratamento de águas devem ser economicamente viáveis, simples e eficientes, considerando o fato de que seu custo é sempre tido como extra na produção. Ainda, estes precisam ser específicos devido a enorme variação do fluxo nas diferentes indústrias, tipo, associação e concentração do elemento contaminador e devido aos padrões de emissão, que variam inclusive dentro do mesmo país.

Por último, esses processos são diferenciados em relação ao seu objetivo final. Os efluentes às vezes são depositados (ou despejados) sem qualquer tipo de tratamento, ou podem ser tratados visando, além da redução dos possíveis impactos ambientais, à extração de elementos de valor (Figura 16.3).

No caso de deposição sem tratamento, são requeridas bacias de grande porte (bacia de deposição de resíduos). Já no segundo caso, os processos devem ser eficientes, viáveis e, algumas vezes, de alta capacidade de processamento. A ênfase deste trabalho será dada ao último caso.

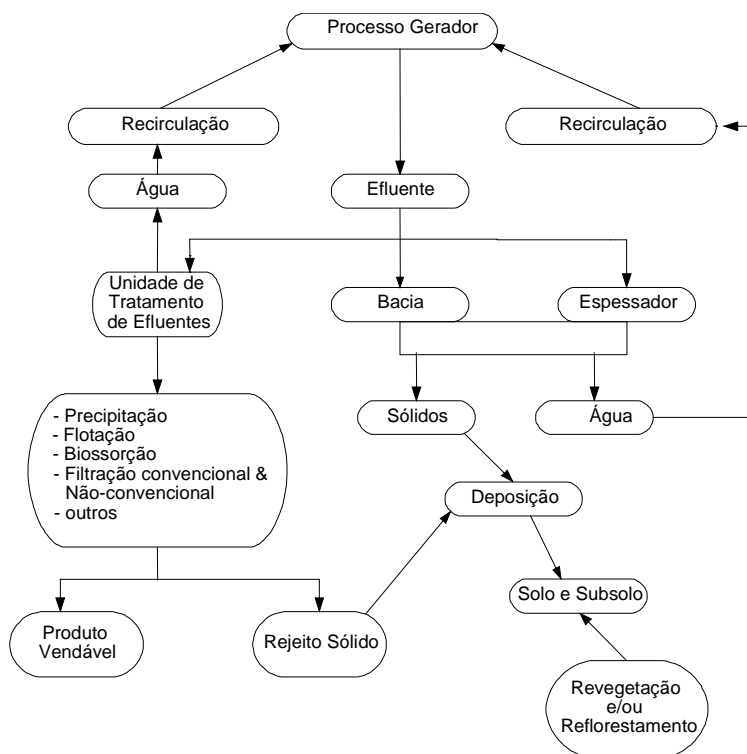


Figura 16.3 - Fluxograma geral dos processos envolvidos no tratamento de efluentes.

SEPARAÇÃO EM BACIAS DE DECANTAÇÃO

O tipo de processo mais comum e mais empregado no tratamento de águas efluentes dos setores mineiro e metalúrgico é ainda a bacia (lagoa) de rejeitos. O objetivo básico dessas bacias é a decantação dos sólidos suspensos e, para tanto, esta deve ter suficiente área superficial, tempo elevado de retenção e ausência de turbulência. Opções de oxidação e destruição de algumas substâncias tóxicas podem ser providenciadas, com projetos adequados (incluindo a impermeabilização). O tempo de retenção varia significativamente com as condições climáticas, distribuição granulométrica das partículas presentes. A água sai da bacia de várias formas:

- simples extravasamento;
- difusão lateral ou pelo fundo da bacia;
- evaporação ou recirculação ao processo.

A descarga zero pode ser realizada via tratamento químico ou, se o ambiente é seco, por intermédio do processo de evaporação.

Uma prática comum empregada no tratamento de efluentes é a neutralização com cal, dolomita, soda cáustica, amônia ou até cinzas, para as águas ácidas e com ácido sulfúrico, para as básicas. Essas práticas servem também para precipitar os metais pesados contidos no efluente.

TRATAMENTO FÍSICO

Os processos existentes referem-se basicamente às operações de separação sólido/líquido e sólido/sólido/líquido. Esses incluem os processos convencionais, tais como, classificação, espessamento, desaguamento e podem ser resumidos na forma a seguir.

Peneiramento - Operação convencional muito empregada na separação de material sólido grosso.

Classificação - Operação que se realiza em classificadores gravíticos (espirais, ciclones) ou centrífugas.

Espessamento por sedimentação gravítica ou centrífuga.

Desaguamento por filtração a vácuo e com pressão.

Secagem térmica (evaporação ou congelamento).

Esses processos podem ser subdivididos considerando os diferentes tipos de equipamentos empregados em determinada situação: disco, tambor, cones, transportadores de correias etc. O desenvolvimento de novos flocculantes poliméricos permite a aplicação desses processos em sistemas com altos teores de sólidos, ultrafinos e partículas coloidais. A adição de tensoativos, coagulantes e flocculantes (Quadro 16.3) aumenta a eficiência de todos os equipamentos de separação sólido/líquido, especialmente no caso dos espessadores. Esses compostos podem ser sólidos como $MgCO_3$, cal, sais hidrolisáveis de ferro e alumínio, polieletrólitos, polímeros aquosolúveis não-iônicos, amidos e derivados. A agregação de dispersões estáveis por esses reagentes pode ser obtida por diferentes processos.

Quadro 16.3 - Processos de agregação, floculação e coagulação de partículas finas em suspensão.

| Processo | Tipo de agregação (forma) |
|--|--|
| Coagulação com sais simples tipo NaCl | Compressão da dupla camada elétrica e do potencial de repulsão entre as partículas. Os agregados formados (coágulos) são fracos e não resistem ao cisalhamento. |
| Coagulação com sais hidrolisáveis | Idem ao anterior mas pelo fato de formarem-se precipitados coloidais também ocorre heterocoagulação e arraste físico. Os agregados formados são bem estruturados e resistem à agitação mas não à turbulência. |
| Agregação com tensoativos | Neutralização da carga superficial das partículas responsáveis pela dispersão e hidrofobização superficial propiciando o efeito de atração hidrofóbica. Os agregados são fracos e não resistem ao cisalhamento em sistemas agitados. |
| Floculação com polímeros aquossolúveis | Agregação de partículas por adsorção tipo pontes poliméricas. Os flóculos ou flocos são resistentes ao cisalhamento sob turbulência moderada. |
| Sensitização | Processo de floculação com polímeros com tratamento prévio com sais hidrolisáveis ou coagulantes simples. |
| Aglomeración oleosa | Agregação com óleos pelo mecanismo de preenchimento de vazios entre as partículas (que são hidrofóbicas). Efeito capilar-hidrofóbico. |

Tecnologias Reconhecidas e Emergentes

Micro/nano/ultrafiltração.

Baseado na separação/eliminação de sólidos coloidais (incluindo precipitados) e de outros poluentes por meio da passagem seletiva por membranas. Apresentam elevados investimentos de capital e altos custos operacionais, requerem uma preparação extensiva das membranas e apresentam problemas com a remoção de sólidos grossos, microorganismos, óleos e graxas.

Separação sólido/líquido e desaguamento em centrífugas com aplicação de radiações ultrasônicas eletro magnéticas ou eletro-acústicas (Muralidara, 1986, 1989).

Desaguamento (filtração) eletrosmótico (ou eletrodesaguamento): desaguamento com a ajuda de um potencial elétrico (em tanques com eletrodos verticais) e desaguamento eletroacústico com e sem vácuo, para finos e ultrafinos (Muralidhara, 1986, 1989). Este último emprega o sinergismo da combinação de campos elétricos e acústicos à vacuo ou sob pressão.

TRATAMENTO FÍSICO-QUÍMICO

As técnicas utilizadas nesta área estão sumarizadas no Quadro 16.4.

Quadro 16.4 - Técnicas (tecnologias) emergentes.

| Técnicas Emergentes | Generalidades |
|---|---|
| Extração por solvente | Extração com agentes quelantes em meios apolares. Altos custos de capital e de operação. tecnologia bem estabelecida. |
| Sorção em leito fluidizado | Adsorção otimizada em carvão ativado, biomassa ou resinas (Nesbitt e Petersen, 1994). |
| Eletrólise redutiva, eletrocinética e eletrosmose | Eletroquímica aplicada na remoção de elementos poluentes. |
| Cristalização | Saturação induzida de soluções |
| Separação magnética | Remoção de poluentes por meio da utilização de partículas magnéticas adsorventes (Misra, 1996). |
| Floculação hidrofóbica | Remoção de surfactantes iônicos mediante a interação entre estes reagentes e polímeros de baixo peso molecular. Separação por precipitação-sedimentação (Bustamante, 1996). |
| Biorremediação | Degradação microbiológica de poluentes (Smith e Misra, 1991). |
| Oxidação por fotólise e/ou aeração | Destrução de complexos cianetados (Young et. al, 1995) |

Além das tecnologias emergentes para o tratamento-remoção de poluentes, são analisadas aqui aquelas baseadas no fenômeno de sorção. A base destas alternativas é a seleção do sólido reativo (sorvente), cuja diferença é o método de separação dos sólidos contendo os poluentes. As técnicas disponíveis são a sorção em colunas, em leito fluidizado e/ou em biofiltros, por fim a flotação de partículas sorventes (FPS). No caso da flotação, bolhas de gás se aderem às partículas sólidas ou agregados que contenham os poluentes e na sorção, os íons são adsorvidos ou absorvidos por materiais sólidos não tradicionais ou pela biomassa de organismos vivos ou mortos (bactérias, algas, fungos ou organismos de origem vegetal).

PROCESSO DE SORÇÃO

Sorção é um termo geral que inclui adsorção e absorção. Adsorção é o processo de concentração de uma substância em uma superfície ou interface, absorção é o processo de acumulação pela interpenetração de uma substância em outra fase (Weber, 1972; Perry, 1973). É necessário distinguir os diversos tipos de forças que agem no fenômeno de adsorção. Esse fenômeno superficial pode ser devido às forças hidrofóbicas, atração elétrica entre o soluto e o adsorvente, forças de van der Waals ou simplesmente produto de uma reação química entre o soluto e o sorvente (Weber, 1972).

O processo de adsorção ocorre segundo: macrotransporte, microtransporte e a sorção. O macrotransporte envolve o movimento do adsorbato da solução para a interface líquido-sólido por difusão. Microtransporte envolve a difusão do adsorbato do macroporo para os sítios nos microporos e submicroporos do adsorvente. A adsorção ocorre na superfície do grão e nos macroporos e mesoporos, mas a área superficial é pequena comparada com a área dos microporos e a quantidade adsorvida é considerada mínima.

Carvão Ativado

O termo "carvão ativado" é aplicado para qualquer forma amorfa de carbono que tenha sido especialmente tratada para ter altas capacidades de adsorção. As matérias-primas tipicamente utilizadas na produção de carvões ativados incluem: madeira; casca de coco; resíduos de petróleo; carvões mineral e vegetal.

Estes materiais são ativados mediante uma série de processos que incluem:

remoção da água (desidratação);

conversão da matéria orgânica para carbono elementar mediante a remoção da fração não carbonosa (carbonização);

remoção do alcatrão, metanol e outros produtos a alta temperatura, 750-950°C (ativação).

A elevada área superficial dos carvões ativados (geralmente entre 500 e 1.500 m²/g, mas alguns atingindo até 5.500 m²/g) têm um importante papel no processo de adsorção. Apesar de amplamente utilizados na remoção de compostos orgânicos, os carvões ativados podem também remover de seus efluentes várias substâncias inorgânicas. O potencial de sorção destes elementos varia da seguinte forma (Wild, 2000):

elevado potencial de adsorção (Au, Sb, As, Bi, C_r⁶⁺ e Sn);

bom potencial de adsorção (Ag, Hg, Co e Zr);

médio potencial de adsorção (Pb, Ni, Ti, V e Fe);

baixo potencial de adsorção (Cu, Cd, Zn, Mo, Mn e W).

O carvão ativado é também amplamente empregado na adsorção de complexos Au-CN para remoção de ouro em processos de cianetação na indústria mineral (CIP - *carbon-in-pulp* e CIL - *carbon-in-leach*).

A eficiência de adsorção de diversos compostos em carvões ativados geralmente é estudada com auxílio das isotermas de adsorção de Freundlich e Langmuir. A capacidade

de adsorção teórica do adsorvente em relação a um contaminante em particular pode ser determinada pelo cálculo da isoterma de adsorção. A quantidade de adsorbato que pode ser adsorvida é função das características de ambas, da concentração de adsorbato e da temperatura. Geralmente, a quantidade de material adsorvido é determinada em função da concentração a uma temperatura constante, e a função resultante é chamada isoterma de adsorção. Equações que são usadas para descrever as isotermas com base nos dados experimentais foram desenvolvidas por Freundlich, Langmuir e por Brunauer, Emmet, e Teller. Dentre elas, a isoterma de Freundlich é mais representativa do fenômeno de adsorção do carvão ativado usado em tratamento de águas e efluentes.

O processo de tratamento com carvões ativados envolve duas operações básicas: contato e regeneração. O contato entre o carvão e o efluente geralmente é realizado em tanques de agitação ou colunas de percolação. As impurezas são removidas do efluente por adsorção no carbono. Após um período de tempo, a capacidade de adsorção do carbono é exaurida. Então, o carbono é removido e regenerado. A perda na capacidade de adsorção, após cada etapa de regeneração, pode chegar até 10%.

Nas operações de sorção em colunas de percolação de leito fixo, a água ou o efluente a ser tratado passa através de um leito estacionário em fluxo ascendente ou descendente, onde o adsorvente remove frações contínuas de impurezas da solução.

Nas operações em leito fluidizado, a fase sólida é movimentada pela fase contínua (líquida) apresentando o comportamento de um fluido (disperso). As principais vantagens deste processo com relação ao de leito fixo são:

maior aproveitamento da área superficial do sólido, aumentando a capacidade de processamento e conduzindo a altas taxas de reação por unidade de volume;

elevados coeficientes de transferência de energia e massa;

menor perda de carga (menor gasto de energia) do que em leitos fixos.

As desvantagens estão associadas à formação de finos pelo atrito entre partículas, erosão do leito por atrito das partículas e a existência de válvula de desvio (*by-pass*).

Materiais Alternativos

A remoção de contaminantes por particulados minerais, microorganismos, tecidos vegetais, materiais industriais e rejeitos, surge como prática de potencial no tratamento de efluentes líquidos e/ou reciclagem de águas. Sorventes alternativos ao carvão ativado, às argilas, às aluminas ativadas e às resinas de troca iônica, apresentam custo acessível e boa eficiência no tratamento de águas contaminadas. Um sorvente pode ser considerado de baixo custo quando requer pouco processamento, é abundante na natureza, ou consiste em um subproduto industrial (Bailey *et al.*, 1999).

O Quadro 16.5 ilustra resumidamente estudos que utilizam materiais alternativos no tratamento de águas e efluentes industriais.

Esses sorventes alternativos, classificados em função de sua origem (Costa *et al.*, 1999; Bailey *et al.*, 1999; Reed *et al.*, 1997; Schneider e Rubio, 1999; AL-haj Ali e El-Bishtaw, 1997), devem apresentar características adequadas para sua implementação em escala industrial, por possuírem capacidades elevadas de sorção e serem abundantes e baratos.

Quadro 16. 5 - Estudos realizados sobre a remoção de íons metálicos por materiais alternativos.

| Materiais | Metais removidos | Autores |
|----------------------------------|----------------------------|---|
| Classificação – Origem biológica | | |
| Bactérias | Zn, Cu, Ni, Cd, Pb | Cotoras <i>et al.</i> , 1993; Mattuska e Straube., 1993. |
| Algas | Ag, Pb, Zn, Cd, Hg | Brierley, 1990; Costa e Leite, 1990; Greene e Darnall, 1990. |
| Macrófitos aquáticos | Cr, Cu, Pb, Co, Zn, Ni, Cd | Carvalho, 1992; Hafez <i>et al.</i> , 1992; Schneider, 1995. |
| Subprodutos Industriais | Cu, Pb, Zn, Hg | Ferrarezi <i>et al.</i> , 1993; Goy e Gaballah, 1994; Gaballah e Kilbertus, 1995; Schneider, 1995. |
| Classificação – Origem mineral | | |
| Minerais naturais | Cu, Fe, Zn, Pb, Cd, Cr, Ni | Zamzow e Murphy, 1992; Kesraoui-Ouki <i>et al.</i> , 1994; Lin e Spevakona, 1994; Rubio e Tessele, 1997; Costa, 1998. |
| Subprodutos industriais | Fe, Cu, Zn, Ni, Cr | Zouboulis <i>et al.</i> ; 1992, Kydros <i>et al.</i> , 1993; Costa, 1998; Féris, 1999. |

Por exemplo, curvas de acumulação mostram que subprodutos (rejeitos de jigagem) de beneficiamento do carvão (SBC) têm uma capacidade de sorção da ordem de 2,2 mEq/g de metais pesados e 650 mg/g de óleos (Féris, 2001). Ainda, após a remoção de contaminantes e saturação, o sorvente pode ser separado por técnicas de floculação/sedimentação ou por flotação. O SBC, produzido em larga escala no RS, é constituído basicamente por pirita, caulinita, calcita, argilominerais e matéria carbonosa. Esse produto sorve íons metálicos que se hidrolisam com a mudança de pH, tais como as espécies de cobre, níquel, zinco e ferro. O mecanismo de sorção baseia-se na sorção química específica dos íons metálicos nos grupos superficiais heterogêneos do material sorvente, que ocorre principalmente por complexação e por precipitação superficial. Uma maior remoção pode ser alcançada após um tratamento alcalino do SBC, devido à ionização e uma exposição dos sítios superficiais.

Materiais de origem mineral (zeólitas, bentonitas, caulinita, diatomita, etc.) possuem a capacidade de remover íons metálicos do meio aquoso podendo ser utilizados no tratamento de águas. Subprodutos do processamento mineral (argilas, pirita, dolomita, arsenopirita, etc.) também podem ser empregados na remoção de íons metálicos tóxicos de soluções aquosas.

Estudos sobre a modificação da superfície de materiais usados como carreadores para sorção de íons em reatores de leito fluidizado têm sido desenvolvidos. Bailey *et al.* (1992) prepararam um meio adsorvente consistindo de óxido de ferro cobrindo a superfície dos grãos de areia em coluna compactada para remover Cr^{+6} . A utilização de FeOOH (catalisador) cobrindo o carreador para catalisar a reação redox entre o ferro e o cromato foi avaliado por Aktor (1994). Nielsen *et al.* (1997) desenvolveram um processo de leito fluidizado onde são adicionados manganês ou ferro e um agente oxidante para modificar a superfície do carreador. A remoção de íons cobre, zinco e níquel baseada na indução de uma precipitação nucleada dos metais na superfície dos grãos de areia pode ser revista em Zhou *et al.* (1999).

Ainda neste contexto, as bentonitas modificadas apresentam potencialidades elevadas para serem utilizadas como materiais sorventes alternativos. Essas argilas são constituídas por minerais do tipo montmorilonita ou esmectita (Souza de Santos, 1975; Queiroz, 1997) dispostas em lamelas paralelas de hábito monoclinico, onde cada reticulo elementar resulta da associação de duas camadas de tetraedros (sílica) e uma camada de octaedros (gibbsita – hidróxido de alumínio) (De Azambuja, 1970).

As esmectitas caracterizam-se por apresentarem alumínio substituído parcial ou totalmente por Mg^{+2} ou Fe^{+3} . Esta substituição isomórfica origina um excesso de carga negativa nas superfícies das unidades estruturais, além de apresentarem ligações quebradas nas extremidades, tendem a ser compensadas por cátions (Lagaly, 1981). Esses cátions de compensação, adsorvidos na superfície das partículas, podem ser trocados por outros, conferindo a estes argilominerais propriedades de troca catiônica, semelhantes às zeólitas naturais (Betejtin, 1977; Slabaugh, 1958)

As esmectitas, por suas propriedades de troca iônica, têm sido empregadas no tratamento de efluentes. Devido à ausência de seletividade, estas são modificadas via homoionização e intercalação com extratantes específicos (Appleton, 1999). Na Tabela 16.3 está o resumo de alguns estudos publicados nos últimos anos onde se utilizam diferentes tipos de argilominerais – naturais ou modificados – na remoção de metais e compostos orgânicos contidos em soluções aquosas (De León, 2002; De León *et al.*, 2001).

Tabela 16.3 - Alguns estudos publicados nos últimos anos sobre a remoção de metais e compostos orgânicos em argilominerais.

| Argilomineral | Capacidade de remoção mMol/g | Autores |
|---|--|--------------------------------------|
| MS + extratantes ¹ | Cu ⁺² . 0,90 – pH 4,4 Ni ⁺² . 0,64 – pH 1,68 | Appleton, Cox e Rus-Romero, 1999. |
| ES + Al ₂ (OH) ₅ Cl e ES+Cr(NO ₃) ₃ | Clorofenóis. 20*10 ⁻³ – pH 4,7 | Zielke e Pinnaraia, 1988 |
| E magnésicas. | Co ⁺² . 27,5*10 ⁻³ – pH 6,5 | Schlegel, Charlet e Manceau, 1999 |
| E policatiônica | Zn ⁺² . 0,739 – pH 4,8 Pb ⁺² . 0,738 – pH 4,8 | Brigatti et al., 1995. |
| MS + cloreto de cetil pirídio. | Clorofenóis. 0,08 | Srinivasan e Fogler, 1990. |
| C+ ácido + Na. | Cu ⁺² . 4,56*10 ⁻³ – pH 5,5 | McBride, 1978 |
| MS. | Hg ⁺² . 2*10 ⁻⁴ – pH 5 | Viraraghavan e Kapoor, 1994. |
| MS + ácido. | Cd ⁺² . 0,044 – pH 3,7 Zn ⁺² . 0,044 – pH 3,7 | González Pradas <i>et al.</i> , 1994 |
| MS + tratamento térmico. | Cd ⁺² . 0,147 – pH 7,9 Zn ⁺² . 0,069 – pH 7,9 | González Pradas <i>et al.</i> , 1994 |
| MS + 3 mercaptopropil - trimetoxisilano | Pb ⁺² , 0,34 – pH 7,4 Hg ⁺² . 0,32 – pH 2,1 | Mercier e Detellier, 1995 |
| C | Pb ⁺² . 2,29 – pH 5,5 | Orumwense, 1996 |

¹ Extratante: reagente ativo utilizado na extração por solventes, presente numa fase e responsável pela extração do soluto. MS = Montmorilonita sódica. ES = Esmectitas.
C = Caulinita

De acordo com De Leon *et al*, 2003, De León, 2002, e De León *et al.* (2001), a capacidade de remoção de cobre das bentonitas foi aumentada em quase 10 vezes após intercalação com reagentes quelantes. Uma maior remoção do cobre (superior a 95%), independentemente do pH da suspensão, foi alcançada com as esmectitas sódicas brasileiras modificadas via homoionização e intercalação com 1,1 fenantrolina. Segundo esses autores, o mecanismo de sorção, além da troca iônica, está associado à sorção química, à precipitação superficial e à complexação, principalmente. A capacidade de acumulação alcançada (107 mg de Cu/g de bentonita) com este sorvente é superior a de outros materiais sorventes alternativos propostos em estudos similares.

Processo de Biossorção de Íons

O processo baseado-se na interação dos íons na interface biomassa/meio aquoso. O sorvente pode ser tanto um material particulado como compacto. A separação pode ser feita em colunas empacotadas, leitos fluidizados ou na forma de discos de filtração e implica na regeneração do sólido ou sua adequada disposição (Vargas et al, 1995).

A descoberta e desenvolvimento do fenômeno de biossorção forneceu a base para uma tecnologia inteiramente nova no campo da remoção de metais pesados ou espécies metálicas de soluções diluídas com o uso de materiais biológicos. Algumas publicações fundamentaram esta tecnologia (Gadd, 1990; Volesky, 1990; Torma e Apel, 1991; Torma et al, 1993).

Materiais de origem biológica como os biossorbentes possuem a capacidade de adsorver e/ou absorver íons metálicos dissolvidos, óleos e corantes. Entre esses materiais estão os microorganismos (bactérias, microalgas e fungos) e vegetais macroscópicos (algas, gramíneas, plantas aquáticas). Partes ou tecidos específicos de vegetais (casca, bagaço, semente) também apresentam a capacidade de acumular metais pesados (Schneider, 1995).

O mecanismo pelo qual atuam os biossorbentes é muito similar ao do carvão ativado e troca iônica. Porém, na biossorção, a adsorção e a absorção de metais pesados ocorre na biomassa de organismos tanto vivos como mortos, dentre os quais, microorganismos (bactérias, microalgas, fungos, actinomicetos), macroalgas, macrófitos aquáticos, subprodutos agrícolas, incluindo muitos outros tipos de biopolímeros. A remoção do metal pode ocorrer via complexação, coordenação, quelação, troca iônica, adsorção e/ou precipitação inorgânica (Volesky,1990). Uma aproximação conceitual para remoção de metais pesados por intermédio da biossorção é apresentada na Figura 16.4. Esses metais, tóxicos ao meio ambiente, têm origem nos efluentes industriais.

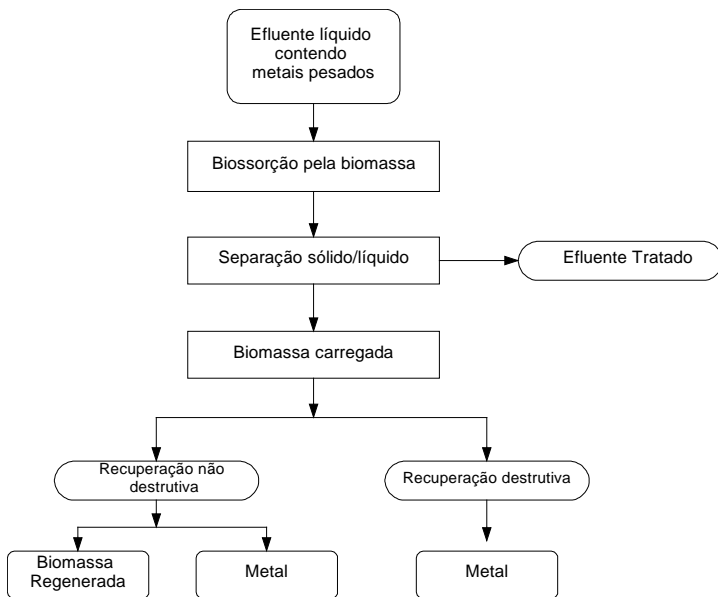


Figura 16.4 - Esquema resumido da biossorção de metais pesados em solução aquosa por biomassa.

A busca de melhores biosorventes tem sido um esforço contínuo nas últimas duas décadas. A Tabela 16.4 resume a capacidade de sorção de alguns biosorventes, observando-se o uso de organismos macroscópicos na maioria dos trabalhos. Tem-se evitado o emprego de microorganismos devido aos fatores de ordem prática. Contactores sólido/líquido demandam adsorvente na forma granular. Embora os microorganismos possam ser adaptados a esta forma, com auxílio de procedimentos esse processo resulta em custo elevado de imobilização, por exemplo, com uso de estireno, divinilbenzeno, matrizes polisulfônicas e sílica gel, esse processo resulta em custo elevado. Dessa forma, tais problemas podem ser evitados com a utilização de materiais macroscópicos.

Tabela 16.4- Exemplos de bioacumulação de metais.

| Biosorvente | Metal | RM/mg/g | Referências |
|---|----------------|---------|---|
| Bactéria | Cu | 9 | Brierley <i>et al.</i> , (1987) |
| <i>Bacillus Subtilis</i> | U | 85 | Nakajima and Sakaguchi (1986). |
| Levedura <i>Saccharomyces cerevisial</i> | Cd | 9 | Norris e Kelly (1977). |
| | U | 140 | |
| Fungo <i>Rhizopus arrhizus</i> | Pb | 165 | Tsezos e Volesky (1981). |
| | Au | 100 | |
| Microalga | Cd | 220 | Brierley <i>et al.</i> , (1987). |
| <i>Chlorella vulgaris</i> | Au | 500 | Darnall <i>et al.</i> , (1986). |
| Macroalga | Cu | 23 | Costa <i>et al.</i> , (1995). |
| <i>Sargassum natans</i> | Cu | 41 | Volesky (1990), Kratochvil e Volesky. 1998. |
| Macrófitos aquáticos | | | Schneider <i>et al.</i> , (1995). |
| <i>Eichornia crassipes</i> | Cu | 30 | Schneider <i>et al.</i> , (1994). |
| <i>Potamogeton lucens</i> | Cu | 50 | |
| Subprodutos agrícolas, cascas de árvores e serragem | Cu, As, Hg, Zn | 20-40 | Gaballah <i>et al.</i> , (1993). |
| | | 40-60 | Gaballah <i>et al.</i> , (1995,1996). |
| RM – Remoção do metal, mg/g | | | |

O interesse na aplicação da técnica de biosorção na extração de metais pesados de águas efluentes reside no baixo custo da matéria-prima e sua abundante disponibilidade em todo o planeta. Fontes desses materiais podem ser encontradas em rejeitos da agricultura e processos de fermentação de larga escala ou simplesmente em plantas aquáticas. O custo desses produtos aumenta principalmente em função dos procedimentos de preparação, isto é, o método de imobilização e/ou secagem da matéria-prima.

O PROCESSO DE FLOTAÇÃO NO TRATAMENTO DE EFLUENTES

As principais diferenças entre a flotação convencional de minérios e a flotação aplicada ao tratamento de efluentes líquidos são as seguintes (Rubio, 2003 e Rubio *et al*, 2002):

método de produção de bolhas de ar (gás) nos equipamentos de flotação para tratamento de efluentes são empregadas bolhas bem menores que as utilizadas para minérios;

massa de sólidos (concentração) a ser separada no tratamento de efluentes é muito menor, normalmente da ordem de 1-4% em peso;

tipo de separação - sólido/sólido/líquido no tratamento de minérios e sólido/líquido, sólido/líquido1/líquido2 ou líquido/líquido no tratamento de águas.

As aplicações da flotação no tratamento de efluentes mineiros e metalúrgicos, objetivam o seguinte:

remoção/recuperação de íons, complexos, quelatos, macromoléculas, tensoativos;

separação de óleos emulsificados ou não, compostos orgânicos, redução de DBO e DQO;

separação de partículas coloidais, finas e ultrafinas (Rubio, 2003; Rubio *et al*, 2002; Matis, 1995).

PROCESSOS EXISTENTES

As diferentes formas de produzir bolhas dão origem a diversos tipos de flotação. O Quadro 16.6 resume os processos de flotação encontrados na área de tratamento de efluentes.

Quadro 16.6 – Resumo dos processos de flotação e sistemas de geração de bolhas (Rubio, 2003; Rubio *et al*, 2002).

| Processo | Sistema de geração de bolhas |
|--|--|
| Eletroflotação | Eletrólise de soluções aquosas diluídas. Bolhas de H ₂ e O ₂ de 0,01-0,04 mm (Srinivasan and Subbaiyan, 1989). |
| Flotação por ar disperso (induzido) | Bolhas geradas mecanicamente por meio de um rotor. Formam-se bolhas de 0,5-1 mm de diâmetro (Burkhardt <i>et al</i> , 1978). |
| Flotação por ar dissolvido, FAD | Bolhas formadas por cavitação de água saturada em ar e despressurização por intermédio de constrições. Formam-se bolhas de 0,01-0,1 mm de diâmetro (Bratby e Marais, 1977; Lazaridis <i>et al</i> , 1992). |
| Flotação “Nozzle” (constricção de fluxo) | Sucção de ar com auxílio de um constritor de fluxo tipo venturi. Bolhas com diâmetro de 0,4-0,8 mm (Gopalratnam <i>et al</i> , 1988). |
| Flotação em coluna | Aeração da suspensão através de meios porosos com e sem tensoativos. Bolhas com diâmetro de 0,2-1 mm (Finch and Dobby 1990). |
| Ciclone de Miller ou ciclone aerado, ASH | Aeração da suspensão através de uma parede externa, com e sem tensoativos. Bolhas com diâmetros de 0,1-0,8 mm (Ye <i>et al</i> , 1988; Beeby and Nicol, 1993) |
| Flotação centrífuga | Célula cilíndrica ou cônica aerada externamente segundo a injeção de ar ou por sucção. Bolhas com diâmetro de 0,1-1 mm (Jordan and Susko, 1989). |
| Flotação a jato | Aeração de um tubo descendente (<i>downcomer</i>) por sucção por meio de um sistema constritor de fluxo. Diâmetros de bolhas de 0,1-0,8 mm (Jameson and Manlapig, 1991; Clayton, 1991). |

A FLOTAÇÃO POR AR DISSOLVIDO-FAD

O processo de flotação por ar dissolvido, surgido na década de 20 para recuperação de fibras na indústria do papel, é hoje amplamente empregado na indústria de processamento de alimentos, petroquímica, sistemas de tratamento de água potável e sistemas de espessamento de lodos industriais etc. Uma das aplicações industriais mais importantes da FAD é a remoção de óleos emulsificados de alta estabilidade (Tessele, *et al*, 2004).

Geração das Microbolhas

A formação de bolhas resulta da cavitação do líquido induzida pela redução de pressão. Neste caso se utiliza uma solução aquosa saturada com ar a pressões de 3-6 atm, e que se libera segundo as constrições que podem ser placas de orifício, perfuradas, ou válvulas tipo Venturi ou de agulha. Nessas constrições de fluxo, a solução se sobressatura, se despressuriza e o ar rompe a estrutura do fluido pela nucleação/cavitação para formar microbolhas, de aproximadamente 30-70 µm.

Mecanismos de Adesão Bolha Partícula

Precipitação de ar dissolvido na forma de microbolhas na superfície sólida pelo fenômeno de nucleação de soluções saturadas em ar.

Aprisionamento ou oclusão de microbolhas ascendentes no interior da estrutura dos flóculos, precipitados ou colóides.

Absorção de bolhas pelos vazios de flóculos em formação.

Os mecanismos 2 e 3 não são dependentes das características interfaciais e sim das características físicas de flóculos e bolhas. Por estes motivos, não existe seletividade na remoção de sólidos ou líquidos utilizando microbolhas, geradas *in situ*, via FAD (ou pela eletroflotação).

Características Principais

A FAD é um dos mais econômicos e efetivos processos de recuperação e remoção de sólidos, na redução da DBO e no espessamento de lodos (Tessele et. al, 2004; Rubio et al, 2001).

A crescente utilização desse processo em todos os campos, deve-se às diversas vantagens em relação aos outros como, coagulação e sedimentação. Entre outras vantagens podem ser citadas as seguintes:

baixo custo inicial de investimentos em instalação e equipamentos;

maior concentração de sólidos no produto separado (lodo) e, pelo conseguinte, menor custo de desidratação do mesmo;

elevada eficiência na remoção de sólidos;

menor área requerida para instalação dos equipamentos com apenas uma fração da área ocupada pelas unidades de sedimentação para capacidades similares.

processo de flotação pelo ar dissolvido é mais eficiente na remoção de DBO de que outros processos de separação.

Comparada com a sedimentação, a FAD é menos sensível às variações de temperatura, concentração de sólidos suspensos, cargas hidráulicas e de sólidos.

A FAD (Figura 16.5) pode ser classificada em função do método empregado na dissolução do ar, em três tipos, conforme descritos a seguir.

sistemas com compressão total do efluente no qual todo o fluxo a ser tratado é saturado para dissolver o ar;

unidades com compressão parcial do fluxo a tratar;

sistemas com compressão de uma fração do efluente tratado (reciclo).

O primeiro sistema tem a vantagem de requerer menores pressões de saturação, mas se torna caro quando o volume a ser tratado é muito elevado. Os flóculos normalmente são destruídos nas etapas de bombeamento até o saturador, dentro do mesmo e na despressurização. A compressão de reciclo (5 - 50%) é bastante empregada quando se requer de floculação previa, todavia tem o inconveniente de aumentar a carga hidráulica total do sistema.

A decisão sobre o melhor sistema dependerá da necessidade de uma etapa de floculação, do volume tratado e das características da FAD (cinética principalmente).

Em relação ao produto flotado, sua extração é normalmente realizada com um raspador (coletor) mecânico que atravessa lentamente a superfície da unidade de flotação. Existe uma relação ideal entre o tempo de drenagem da água presente nos sólidos flotados e suas propriedades mecânicas. Geralmente, quando são flotados colóides ou precipitados, são obtidos produtos com 2-10% de sólidos, com boa fluidez na descarga.

Os fatores considerados mais relevantes no dimensionamento de sistemas industriais de FAD são as características do saturador, a relação ar/sólidos, a descarga hidráulica e o sistema de geração de microbolhas.

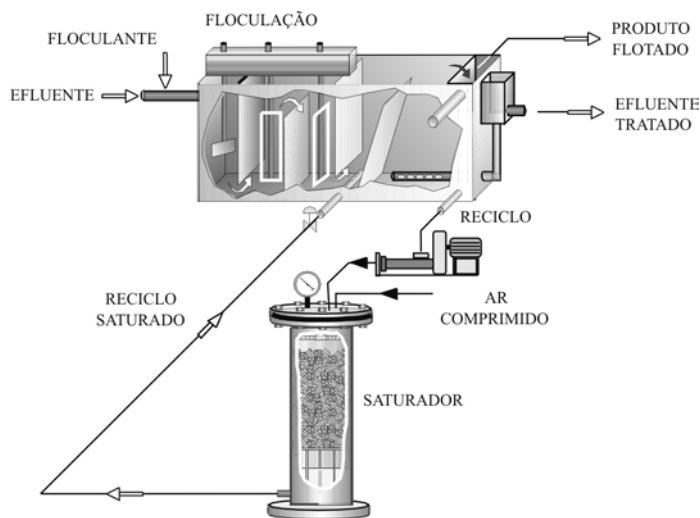


Figura 16.5 - Unidade piloto de FAD com compressão de reciclo.

REMOÇÃO DE ÍONS POR FLOTAÇÃO

A remoção de íons metálicos (metais pesados), elementos radioativos, metais preciosos, ânions tóxicos é possível com auxílio de diferentes técnicas (Zabel, 1992; Lemlich, 1983; Clarke e Wilson, 1983) e algumas delas são descritas a seguir.

Flotação de Precipitados

Baseia-se na formação de precipitados com o uso de reagentes adequados e separação com microbolhas ou com bolhas de tamanho intermediário (Tessele et. al, 2004; Rubio, 2003; Rubio *et al*, 2002; Silva *et al.*, 1993; Stalidis *et al.*, 1989; Mummallah and Wilson, 1981; Pinfeld, 1983). De acordo com a natureza do íon, a precipitação pode ser realizada na forma de sal insolúvel (sulfeto, carbonato) ou como hidróxido no caso dos cátions de metais pesados.

Flotação Iônica

Este método envolve a remoção de íons (também complexos e quelatos) com o uso de surfactantes ou composto orgânico para formar unidades insolúveis. Em alguns casos é necessária a adição de um reagente ativador (Walkowiak, 1992). Embora exista um enorme número de estudos de laboratório, também são conhecidos trabalhos em escala piloto com aplicações industriais (Zouboulis *et al.*, 1992a; Nicol *et al.*, 1992).

Separação em espuma (foam separation).

Assemelha-se ao caso anterior, porém emprega um excesso de surfactante para produzir uma espuma estável com o íon (Clarke and Wilson, 1983).

Flotação com Aphrons (gas aphrons flotation)

Utiliza-se o conceito de colloidal *gas aphrons* ou bolhas carregadas (positivas ou negativas). Essas dispersões de gases em líquidos são formadas por bombeamento e recirculação de soluções tensoativas com uso de constrições tipo Venturi, conhecidas como válvulas de agulha (Sebba, 1962; Ciriello *et al.*, 1982).

Flotação de Colóides Sorventes ou Flotação com Sorção Coloidal (*sorbing colloid flotation*).

Este método envolve a remoção do íon metálico, na forma sorvida em um precipitado ou coágulo, que age como partícula transportadora. Normalmente se utilizam sais de ferro ou alumínio que, por hidrólise, formam estes precipitados transportadores.

Com o objetivo de aumentar a cinética de flotação, utiliza-se também agentes coletores ou floculantes. Esses últimos têm o papel de hidrofobizar as partículas transportadoras e diminuir o número de partículas que flutam (Rubio, 2003; Rubio *et al.*, 2002; Wilson *et al.*, 1982; Stalidis *et al.*, 1989).

No Chile, entrou em operação uma unidade industrial de 70-100 m³/h para o tratamento de águas efluentes de filtração de concentrados de flotação de sulfetos de cobre e molibdênio (Rubio, 2000 e 2003). Essa unidade, FAD, é pioneira em porte e remove íons Molibdato (MoO₄⁻²) com o uso de Fe(OH)₃ como colóide adsorvente e oleato como reagente coletor.

Flotação de Partículas Sorventes (*sorbing particulate flotation*).

Trata-se de uma variante do processo anterior que usa partículas como unidades transportadoras. As unidades podem operar com: minerais, minérios, rejeitos, resinas poliméricas, carvão ativado ou subprodutos industriais, com boas características sorventes e de flotação (Rubio, 2003; Rubio *et al.*, 2002; Zouboulis *et al.*, 1992; Matis, 1995; Matis *et al.*, 1989; Matis *et al.*, 1987; Rubio *et al.*, 1996).

O Processo FPS

Representa um novo conceito na área ambiental (Rubio, 2003, Rubio *et al.*, 2002, Rubio *et al.*, 1999, Rubio e Tessele, 1997. Tessele *et al.*, 1998). Este consiste na sorção dos íons em um sorvente adequado, que age como partícula transportadora e separação sólido/líquido por flotação. A base deste processo encontra-se na escolha de um sólido de boas características de sorventes e de flotação.

A seqüência das etapas envolvidas no processo FPS pode ser descrita como:

sorção dos íons pelo sólido sorvente, quando ocorre a absorção e/ou adsorção do íon pela partícula transportadora;

floculação das partículas sólidas contendo os íons, quando acontece a agregação das partículas, com a formação de flocos e se necessário, a hidrofobização dos mesmos (adição de floculantes e reagentes coletores);

colisão e adesão bolha/partícula, onde bolhas de ar ao serem introduzidas ao sistema aderem-se aos agregados de partículas e propiciam sua ascensão à superfície do líquido;

flotação, operação unitária responsável pela separação sólido líquido.

Materiais sorventes têm sido aplicados a uma gama de processos de separação, podendo ser utilizados uma vez e descartados ou, o que é mais comum, regenerados em vários ciclos de operação. Fatores importantes na seleção destes materiais incluem o grau de processamento requerido e a disponibilidade destes recursos. O Quadro 16.7 resume os estudos da aplicação do processo FPS com a utilização de diferentes sorventes.

Quadro 16.7 - Flotação de partículas sorventes (FPS). Estudos recentes.

| Material sorvente | Poluentes | Autores |
|--|-------------------------------|--|
| Rejeitos de carvão | Ni, Cu, Zn, Pb, Cd, Cr, óleos | Féris <i>et al.</i> , 1997, Féris 2001 |
| Zeolitas | Ni, Cu, Zn | Rubio and Tesele, 1997 |
| Zeolitas | Hg, As, Se | Tesele <i>et al.</i> , 1997 |
| Pirita | Cu, As | Zouboulis <i>et al.</i> , 1992, 1993 |
| Lama vermelha, residuo do processo Bayer | Cu | Zouboulis <i>et al.</i> , 1993 |
| Dolomita | Pb | Zouboulis <i>et al.</i> , 1993 |
| Cinzs volantes, fly ash | Ni | Zouboulis <i>et al.</i> , 1993 |
| Resina de troca iônica | Cu | Duyvesteyn and Doyle, 1995 |
| Hidroxiapatita | Cd | Zouboulis <i>et al.</i> , 1997 |
| Carvão ativado | Corante, Dye (Rodamine B) | Schneider <i>et al.</i> 1999 |
| Barita | Óleo emulsificado | Santander and Rubio, 1998 |

Em relação à aplicação ao tratamento de efluentes industriais, na Figura 16.6 está diagramada a situação atual dos diversos processos de flotação descritos anteriormente.

| Processo | Laboratório | Piloto | Industrial |
|---|-------------|--------|------------|
| Flotação de precipitados | /// | /// | /// |
| Flotação iônica | /// | /// | /// |
| Separação em espuma (<i>foam flotation</i>) | /// | /// | /// |
| Flotação em <i>aphrons</i> | /// | /// | /// |
| Flotação por adsorção coloidal | /// | /// | /// |
| Flotação de partículas sorventes (FPS) | /// | /// | /// |

Figura 16.6 - Processos de flotação em tratamento de efluentes. Situação em 2004.

Entre esses processos, a flotação de partículas sorventes (absorventes e adsorventes) aparece como uma das técnicas com maior potencial. A base deste processo é a seleção de um bom sorvente, ou seja, um material que possua uma elevada área superficial e alta reatividade com o elemento poluente (alta sorção) e boas características de flotação. A principal vantagem em relação aos processos anteriores é aquela que permite a utilização de equipamentos de flotação convencional e outros de alta capacidade de tratamento.

A seguir, são apresentados novos equipamentos de flotação em tratamento de efluentes líquidos.

Flotação a Jato

A Figura 16.7 mostra detalhes de uma unidade de flotação a jato tipo Célula Jameson modificada (Rubio e Santander, 1998).

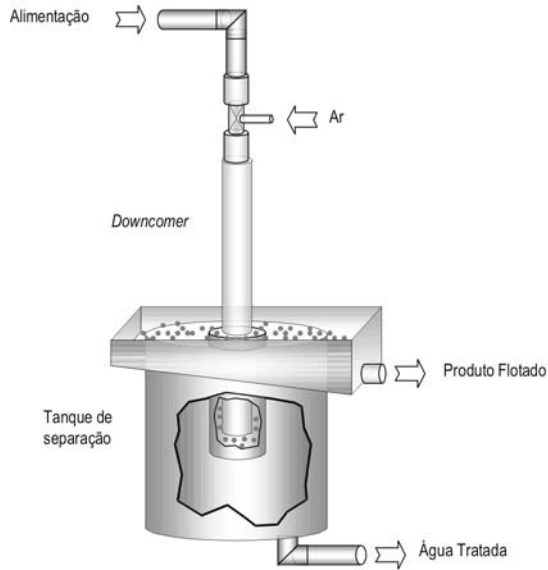


Figura 16.7 - Unidade piloto de flotação a jato para tratamento de efluentes da UFRGS, com velocidade superficial de 0,2 m/s.

Esta unidade consiste de um tubo contator, um tanque de flotação (separação das fases) e um sistema de controle de nível. O tubo contator é composto de um tubo de descida *downcomer* e um injetor tipo Venturi. O sistema de controle de nível permite regular a altura do líquido (altura da camada de espuma) dentro do tanque separador das fases. Além disto, no fundo do tanque há um tubo para a descarga do efluente tratado.

Na célula a jato, o efluente a ser tratado, previamente condicionado com espumante e/ou desestabilizadores (sólidos sorventes ou agregantes) é alimentado sob pressão (natural ou induzida), pela parte superior do tubo descendente (injetor tipo Venturi). Ao passar pela redução de área (constricção), a velocidade do fluido aumenta ao mesmo tempo em que diminui a pressão. Essa redução de pressão induz a entrada de ar através da abertura disposta para a entrada deste. O movimento subsequente da corrente de duas fases através da região de baixa velocidade (alta pressão), resulta na dispersão do ar em bolhas pequenas. Essas são forçadas a descer em sentido oposto à sua flotabilidade natural, em direção ao tanque de separação das fases.

Flotação em Coluna Modificada

A coluna conta com uma célula de seção transversal quadrada, na qual a geração de bolhas de ar, de tamanhos intermediários, é obtida por recirculação parcial do efluente, por meio de um tubo Venturi de abertura regulável com autoaspiração do ar externo. Após o condicionamento com o sólido sorvente (FPS) ou colóide (FAC), o efluente é alimentado no terço superior da coluna por meio de uma bomba peristáltica, onde ocorre um contato em contracorrente entre o fluxo de bolhas de ar ascendente e o fluxo líquido descendente que é removido na parte inferior do equipamento. O sólido flotado, contendo os contaminantes adsorvidos, é coletado em uma calha superior externa. As condições experimentais são descritas na Figura 16.8.

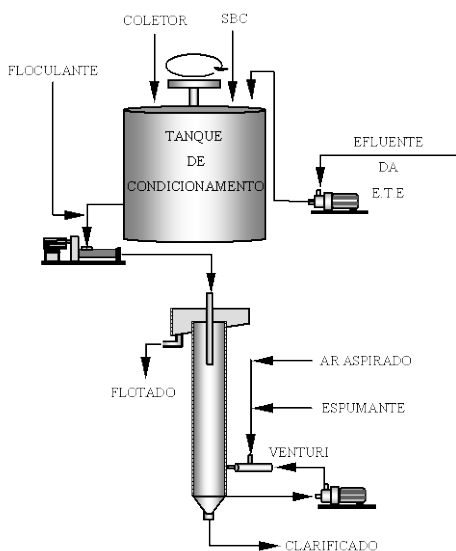


Figura 16.8 - Coluna piloto de flotação para tratamento de efluentes da UFRGS. Dimensões da célula: 2 m de altura, 0,17 m de diâmetro equivalente e velocidade superficial de 1,5 cm/s (Rubio, 2003; Rubio *et al*, 2002).

Nesta coluna é possível produzir bolhas de tamanhos intermediários (100-600 μm) pela adição de tensoativos e injeção de ar comprimido ou pela aspiração de ar externo ou de uma constricção, localizados na parte inferior da mesma (Rubio, 2003; Rubio *et al*, 2001; Rosa *et al.*, 1999 e 2002).

Na Figura 16.9 há uma comparação entre os limites de emissão de íons metálicos pela norma ambiental do Rio Grande do Sul (FEPAM) e os valores de concentração residual obtidos na aplicação do processo FPS com flotação em coluna e usando um subproduto do beneficiamento de carvão, como sorvente (SBC). Observa-se na Figura 16.8 que o influente contém uma concentração relativamente baixa de metais e neste caso, o objetivo principal foi verificar a possibilidade de remoção do cádmio pelo processo FPS em

coluna. Os resultados obtidos com a coluna piloto mostraram que ocorre remoção significativa dos íons, a qual diminui à medida que a concentração destes é menor. Em relação ao cádmio, as concentrações residuais sempre foram maiores (0,3 a 0,2 mg/L) do que a exigida pela norma estadual (0,1 mg/L), embora a remoção tenha sido da ordem de 80%. Esse comportamento pode ser explicado pela possível presença de diversos ânions (bissulfito, sulfatos e mesmo complexos cianetados) no influente. Esses compostos, em geral, interferem, negativamente, nas etapas de sorção e flotação do SBC.

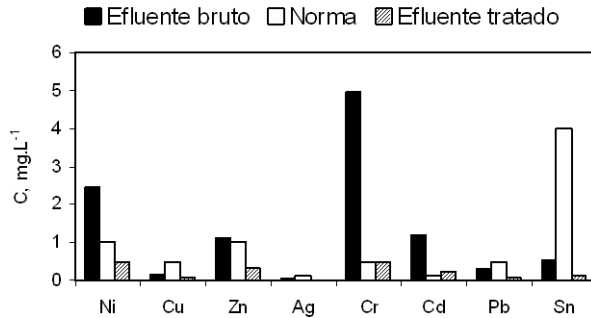


Figura 16.9 - Comparação da concentração final de diferentes íons em um efluente real tratado pelo processo FPS em coluna piloto com os valores permitidos pela legislação do Rio Grande do Sul.

DRENAGENS ÁCIDAS DE MINAS (DAM)

Processos mineiros e metalúrgicos geram diversos tipos de efluentes tóxicos e ácidos que requerem tratamento antes da descarga (Kuyuack, 1999). As drenagens ácidas de minas resultam da oxidação natural de minerais sulfetados quando expostos à ação combinada da água e oxigênio, na presença de bactérias (Gazea *et al.*, 1996; Kontopoulos, 1998; Stumm e Morgan, 1970). A drenagem ácida caracteriza-se pela produção de efluentes líquidos com baixo pH e por conter metais e sulfatos (Kuyuack, 1999; Shinobe e Sracek, 1997). Quando não controlados, esses efluentes podem atingir os mananciais de água adjacentes, causando mudanças substanciais no ecossistema aquático, constituindo-se em uma fonte difusa de poluição (Motta Marques *et al.*, 1997). A DAM é considerada um dos problemas ambientais mais graves associados à mineração, relacionando-se mais às atividades de mineração de carvão, lignito e de sulfetos polimetálicos (Eger, 1994; Kontopoulos, 1998; Tessele *et al.*, 1998a). Portanto, em função dos severos impactos ambientais que podem ser causados por estes efluentes, técnicas viáveis de controle de drenagens ácidas devem ser aprimoradas.

Reações Químicas e Bioquímicas de Geração de Ácidos

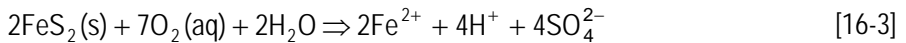
A oxidação bacteriana de minerais sulfetados é a principal causa da geração de ácido sulfúrico nos rejeitos de mineração de metais e carvão (Gazea *et al.*, 1996. Silver, 1989). A oxidação ocorre segundo uma seqüência de reações envolvendo mecanismos microbiológicos diretos e indiretos. Algumas reações de oxidação resultam na geração de efluentes ácidos, enquanto outras, na dissolução e mobilização de metais pesados. A pirita (FeS_2) é o principal mineral responsável pela geração de ácidos. A reação de solubilização da pirita envolve a oxidação anódica do íon disulfeto (S_2^{2-}) até o íon sulfato (SO_4^{2-}) segunda a equação a seguir.



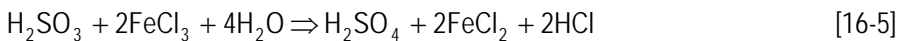
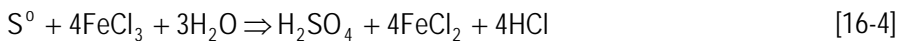
A oxidação é acompanhada pela redução catódica do O_2 dissolvido:



A reação global da oxidação da pirita é:

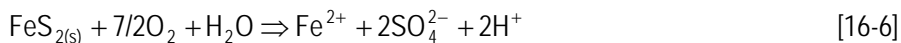


Em geral, a pirita é o mineral predominante e responsável pela maior parte da acidez. Entretanto, para os demais metais bivalentes (Fe, Zn, Cd, Pb, Cu e Ni), são válidas as mesmas reações. Ainda, pode ocorrer a oxidação anaeróbia do enxofre elementar e compostos desse elemento, pela ação oxidante da bactéria facultativa *thiobacillus denitrificans*, que é capaz de oxidar compostos de enxofre, produzindo ácido sulfúrico, conforme as reações (Silver, 1989).



O papel das Bactérias na Geração da DAM

Os mecanismos de oxidação da pirita (FeS_2) catalisada por bactérias são de extrema importância, especialmente em valores de pH abaixo de 4. As bactérias envolvidas neste processo são dos gêneros *thiobacillus* e *leptospirillum*. O gênero *thiobacillus* inclui a espécie *thiobacillus ferrooxidans*, que é o microrganismo mais comum envolvido da oxidação de sulfetos. Esta é uma espécie quimiotrófica acidofílica obrigatória, capaz de oxidar Fe^{2+} , S^0 e outros metais sulfetados, bem como outros compostos de enxofre. O processo pode ser representado pelas seguintes reações:

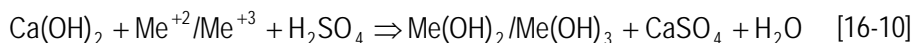


CONTROLE DE DRENAGENS ÁCIDAS E METAIS

Os métodos de remediação envolvem a coleta e tratamento das drenagens. As técnicas de tratamento ativo envolvem a neutralização em unidades químicas para mitigação de drenagens ácidas de minas, empregando aditivos químicos alcalinos como cal (CaO), hidróxido de cálcio Ca(OH)₂, hidróxido de sódio (NaOH), calcário (CaCO₃), carbonato de sódio Na₂CO₃ ou uma combinação destes reagentes, utilizando agitadores mecânicos seguidos de tanques de sedimentação (Tremolada, 1999). Os sistemas passivos envolvem a descontaminação destas correntes em Banhados ou sistemas de terras úmidas.

Processos convencionais para o controle de drenagens ácidas

Neutralização com cal: Neste processo o ácido é neutralizado e metais como, Fe²⁺, Fe³⁺, Zn, Cu, Al e Pb são precipitados na forma de hidróxidos metálicos. A principal reação envolvida na neutralização com cal pode ser expressa por:



O ar atmosférico é usualmente empregado para oxidar o ferro ferroso a férrico durante a precipitação porque o lodo contendo Fe³⁺ é mais estável. O lodo produzido é sedimentado e o clarificado, contendo menos que 1 ppm de sólidos é filtrado em filtros de areia.

Processo de lodos de alta densidade (*high density sludge* - HDS) para neutralização com cal.

De acordo com as características locais, a complexidade dos sistemas de neutralização por cal podem variar desde a simples adição de cal na tubulação de rejeitos até usinas consistindo em reatores, clarificadores e desaguadores de lodo. A concentração de metais na saída e a complexidade do processo afetam o conteúdo de sólidos no lodo e, por isso, o teor de sólidos pode variar de 1 a 30%. A obtenção de um lodo mais denso é conveniente em função da disposição final. O processo conhecido por HDS é capaz de

produzir um lodo mais compacto do que os métodos tradicionais. Neste processo, reatores em série são empregados na etapa de neutralização. Uma parcela do lodo no fundo do clarificador é recirculado e empregado como fonte de alcalinidade. Os reatores de neutralização são aerados para oxidar o Fe^{+2} e o pH é monitorado continuamente. Os hidróxidos precipitados são então floculados com polímeros e um clarificador é empregado para a separação sólido-líquido. A percentagem de sólidos no lodo aumenta significativamente com relação ao processo convencional, variando entre 10 e 30% (Kuyucak, 1999).

O processo HDS pode ser empregado na otimização de unidades de neutralização existentes, melhorando as características do lodo e do efluente, reduzindo custos pelo reaproveitamento da cal.

Processo não convencionalis para o controle de drenagens ácidas

Tratamento de DAM de carvão por Neutralização-Flotação

A Drenagem Ácida de Mina (DAM), um dos principais problemas ambientais associados à mineração de carvão e de sulfetos, resulta da oxidação natural de espécies minerais portadoras de enxofre (no estado reduzido) quando expostas à ação combinada da água e do oxigênio, na presença ou não de bactérias oxidantes. A DAM é um efluente caracterizado por elevada acidez e altas concentrações de metais como Al, Cu, Fe, Mg, Mn e Zn, ânions (sulfato) e compostos residuais orgânicos (no caso das DAM de carvão). O desenvolvimento de técnicas avançadas para tratamento de DAM, e seu possível reuso como água de processo, é de fundamental importância para a região carbonífera do Estado de Santa Catarina.

Recentemente, foi desenvolvido um sistema inovador de tratamento de DAM, que utiliza o processo de Flotação por Ar Dissolvido (FAD) na separação das fases (Menezes *et al.*, 2004). Este sistema apresenta uma elevada eficiência de remoção de metais e facilidades operacionais em termos de manuseio e disposição do lodo formado, com vantagens sobre a sedimentação em termos cinéticos, teor de sólidos no lodo formado e facilidade de remoção dos sólidos. Os estudos realizados mostram elevados valores de remoção de poluentes como sólidos dissolvidos, suspensos e metais, de forma que o efluente se enquadra nos padrões de emissão, associado à neutralização e geração de um lodo de fácil descarte e de água tratada. A experiência com uma unidade piloto (5-10 m^3/h) instalada na Carbonífera Metropolitana S. A., em Siderópolis-SC, permitiu a identificação dos principais parâmetros operacionais, químicos, físicos e físico-químicos, assim como a qualidade e o destino dos produtos.

O processo inclui a precipitação de óxi-hidróxidos metálicos, a hidrofobização superficial destes agregados com coletores e a flotação via injeção de microbolhas com diâmetros entre 30 e μm . Os resultados obtidos são discutidos em termos dos fenômenos envolvidos, o impacto da técnica no contexto local e a otimização de parâmetros para projeto de unidades maiores e reuso de águas de processo.

Métodos Passivos de Controle de DAM

Nos últimos anos, os sistemas de terras úmidas ou Banhados (*wetlands*) são utilizados, principalmente, nos países industrializados, como uma importante alternativa técnica em relação aos processos convencionais (Brodie *et al.*, 1989; Noller *et al.*, 1994; Tyrrell *et al.*, 1989). Os Banhados construídos baseiam-se em processos químicos e biológicos naturais para melhorar as condições da água contaminada. Em sistemas de tratamento passivos deve-se promover a criação de condições físico-químicas que favoreçam processos de precipitação e adsorção dos contaminantes.

Um Banhado proporciona efetividade, baixo custo operacional e pouca manutenção para o tratamento das DAM em relação aos processos químicos (Henrot *et al.*, 1989). Para tanto, pode-se remover grandes quantidades de contaminantes, incluindo matéria orgânica, sólidos em suspensão, metais pesados e excesso de nutrientes. Sedimentação, filtração natural e outros mecanismos participam ativamente no controle das águas ácidas. Reações químicas e bioquímicas promovem a ruptura e transformação de substâncias complexas para substâncias simples. Plantas aquáticas removem nutrientes por processos de adsorção, assimilação e produção de biomassa (Tchobanoglous e Crites, 1998). O Quadro 16.8 resume vários desses mecanismos.

Quadro 16.8 - Mecanismos de remoção e transformação em sistemas de terras úmidas.

| Constituinte | Mecanismos |
|--------------------------|---|
| Orgânicos biodegradáveis | Bioconversão da matéria orgânica solúvel por bactérias aeróbicas, facultativas e anaeróbicas na superfície das plantas e suporte sólido, adsorção, filtração e sedimentação da matéria orgânica particulada |
| Sólidos suspensos | Sedimentação e filtração |
| Acidez | Geração de alcalinidade pela dissolução de carbonatos e pela degradação da matéria orgânica |
| Nitrogênio | Nitrificação/denitrificação, remoção pelas plantas, volatilização |
| Fósforo | Sedimentação, remoção pelas plantas |
| Metais pesados | Adsorção na superfície das plantas e suporte e sedimentação |
| Orgânicos traço | Volatilização, adsorção, biodegradação |
| Patogênicos | Decaimento natural, predação, radiação UV, sedimentação, excreção de antibióticos das raízes das plantas. |

Uma das limitações para o uso de Banhados pode ser o clima. Na maioria dos casos bem sucedidos, os sistemas foram construídos em zonas temperadas, sendo ainda incipiente o estudo em zonas mais secas, bem como nas regiões tropicais, quentes e úmidas (Tyrrell *et al.*, 1997). Este trabalho analisa os mecanismos envolvidos nos sistemas de terras úmidas aplicados ao tratamento de drenagens ácidas de minas, com ênfase aos processos físico-químicos e biológicos.

Os primeiros Banhados construídos surgiram com a observação do fenômeno de aumento da qualidade da água ao passar por Banhados naturais. Com base nessas observações, foram desenvolvidos Banhados que inicialmente consistiam em lagoas vegetadas com macrófitas aquáticas (ex.: taboa, *typha sp.*). Muitos Banhados continham composto orgânico e calcário, onde as raízes da taboa se fixavam. Alternativamente, a vegetação era fixada em qualquer solo ou substrato granular disponível no local.

As tecnologias de tratamento têm se desenvolvido de maneira diferente aos modelos tradicionais. Os Banhados modernos são constituídos por módulos dispostos em série, cada qual com sua função. Tais módulos são lagoas ou valas onde se pode plantar vegetação emergente no solo ou substrato orgânico. Sistemas de pré-tratamento foram desenvolvidos, nos quais as águas ácidas entram em contato com o calcário em ambiente anóxico antes de fluir para o Banhado.

Baseado neste conceito modular, os Banhados podem ser classificados em convencionais, aeróbios e anaeróbios. Drenos anóxicos de calcário podem ser empregados em uma etapa de pré-tratamento do efluente ácido (Kontopoulos, 1998).

Os Banhados convencionais, de fluxo livre superficial, são os mais próximos aos naturais. As zonas aeróbicas e anaeróbicas ocorrem naturalmente em função da profundidade da lâmina d'água. Neste caso, a adição de produtos químicos para ajuste de pH é descartada. A Figura 16.10 ilustra o perfil de um Banhado convencional e seus principais componentes.

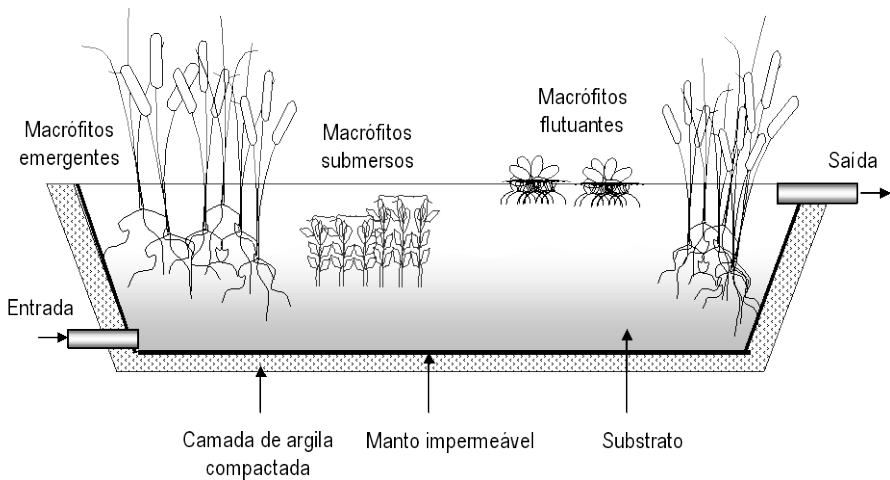


Figura 16.10 - Perfil de um Banhado convencional e seus principais componentes.

Banhados aeróbicos

São sistemas de fluxo superficial efetivamente empregados para o tratamento de águas alcalinas. Neles ocorrem reações de oxidação e os metais precipitam como hidróxidos, oxi-hidróxidos e óxidos. O papel central de uma célula de Banhado aeróbica é permitir a oxidação do ferro ferroso na água aerada e a precipitação/separação do floco de ferro férrico resultante. Como um resultado do processo de oxidação, acidez é gerada e, por sua vez, retarda a taxa do processo de oxidação/precipitação. Se há disponibilidade de alcalinidade de bicarbonato, a acidez produzida na hidrólise do ferro é neutralizada e o pH é mantido acima de 5, favorecendo a precipitação do ferro e outros metais. Cádmio, cobre, arsênico e molibdênio são metais tipicamente removidos pelo mecanismo de adsorção em flocos de hidróxido férrico (Tessele e Rubio, 1998a, Tessele *et al.*, 1998b). Em resumo, sistemas de Banhados aeróbicos são similares ao sistema natural. Um Banhado consiste em lagoas ou canais com um fundo impermeabilizado para prevenir a poluição do solo e subsolo, solo ou outro meio suporte para a vegetação. Ele também contém água a uma profundidade relativamente pequena (10 a 50 cm) fluindo sobre a superfície do solo.

Banhados anaeróbios

Caracterizam-se pelo fluxo subsuperficial e são adequados para o tratamento das águas ácidas de minas brutas. É um sistema similar ao aeróbico em sua forma, todavia contém uma camada espessa de substrato orgânico. Este substrato promove processos químicos e microbiológicos que geram alcalinidade e neutralizam os componentes ácidos da DAM. O termo Banhado composto é usado para caracterizar um Banhado anaeróbio com substrato orgânico. Banhados anaeróbios são aplicáveis ao tratamento de águas de minas com concentrações elevadas de oxigênio dissolvido, Fe^{+3} , Al e acidez equivalente a 300 mg $CaCO_3 \cdot L^{-1}$. A alcalinidade é gerada por meio da combinação da dissolução do calcário e da atividade das BSR.

Materiais tipicamente utilizados como substrato neste tipo de Banhados incluem produtos e subprodutos naturais orgânicos de baixo custo, composto esgotado, esterco de vaca e cavalo (que também servem como importante fonte de microorganismos), resíduos de macrófitos aquáticos, lodo de ETE's, serragem, etc. Substratos com baixos teores de $CaCO_3$ são geralmente suplementados por calcário.

Pré-tratamento com drenos anóxicos de calcário.

Muitas vezes concentrações elevadas de metais (>20 ppm) prejudicam o funcionamento de sistemas de Banhados devido aos entupimentos causados pelos hidróxidos metálicos precipitados, em especial $Al(OH)_3$ e $Fe(OH)_3$. Com o objetivo de aumentar a alcalinidade e precipitar o excesso de metais em solução, a água ácida pode ser exposta ao contato com calcário. A reação de dissolução do $CaCO_3$ consome H^+ , produz Ca^{+} e aumenta o pH:



Os sistemas passivos projetados de acordo com esses conceitos são conhecidos por drenos anóxicos de calcário (DAC) e são usados no estágio de pré-tratamento para os Banhados aeróbios. Os DAC's são construídos de forma que a difusão do oxigênio da atmosfera para o leito seja minimizada. Os fatores químicos primários que limitam o desempenho do DAC são a presença de íons férricos ou alumínio, bem como oxigênio dissolvido. Uma vez em contato com o calcário, $\text{Fe}(\text{OH})_3$ e/ou $\text{Al}(\text{OH})_3$ precipitam. Os precipitados de hidróxido férrico recobrem o calcário, inibindo sua dissolução, enquanto o precipitado gelatinoso de hidróxido de alumínio preenche os espaços vazios do leito, diminuindo a permeabilidade do calcário. A presença de oxigênio dissolvido (>1 mg/L) promove a oxidação do ferro ferroso a férrico, causando as conseqüências já mencionadas.

Águas de minas antes da exposição à atmosfera geralmente possuem muito pouco oxigênio e é dominante a presença de ferro ferroso e não férrico. Percolando tal corrente através de um dreno anóxico preenchido com calcário pode-se adicionar até 400 mg/L de alcalinidade à água. Gazea *et al.* (1996) demonstrou que os DAC's podem ser efetivamente empregados para o pré-tratamento de águas com $\text{pH} = 2,6$, contendo Fe^{+2} , Zn^{2+} e Mn^{2+} , elevando o pH até a faixa neutra e removendo parcialmente os metais na forma de carbonatos.

Mecanismos de Controle

Em um Banhado convencional, condições oxidantes prevalecem na superfície e tornam-se gradualmente anaeróbias em direção ao fundo. Os mecanismos ativos de remoção de metais no Banhado são diferentes em cada zona: oxidação e hidrólise, redução bacteriana de sulfato, adição de alcalinidade, adsorção, troca iônica, complexação com material orgânico, bioacumulação nos tecidos plantas e algas, entre outros.

Banhados podem funcionar como sumidouros ou transformadores de materiais (Kadlec e Knight, 1996). Desta forma, materiais podem ser convertidos para formas menos disponíveis à biota, sob a forma de complexos ou precipitados estáveis e de baixa solubilidade ou retidos em algum dos compartimentos. Em particular, pode ser destacada a retenção como sólido de fundo e a incorporação à biomassa por adsorção ou absorção em argilas e sedimentos.

A transferência entre compartimentos e manutenção em um deles está associada à diversos mecanismos que ocorrem simultaneamente. O balanço da ação destes mecanismos determina a quantidade de materiais saindo do sistema.

Zona aeróbia

Condições aeróbias são encontradas nos Banhados onde existe fluxo superficial livre da água (Eger, 1994). Nesta zona, a matéria orgânica (CH_2O) é decomposta por bactérias aeróbias. O primeiro aceptor de elétrons a ser consumido será, portanto, o

oxigênio. A reação de decomposição aeróbia da matéria orgânica produz principalmente CO₂ e água, conforme a reação:



Quando o oxigênio é consumido, o próximo aceptor de elétrons disponível será usado para decompor a matéria orgânica. Os aceptores de elétrons serão consumidos começando com o mais oxidante, de acordo com a seqüência:

O₂ (respiração aeróbia);

(NO₃)⁻ (denitrificação e redução do nitrato);

Fe³⁺ que reduz Fe²⁺ levando à dissolução dos óxidos e hidróxidos férricos, de acordo com a reação (Wildeman, et al. 1994) segundo

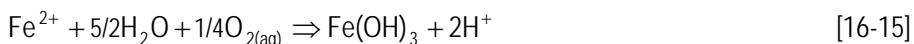


Durante este processo, os íons de metais pesados co-precipitados ou adsorvidos no hidróxido férrico serão liberados em função do ambiente redutor.

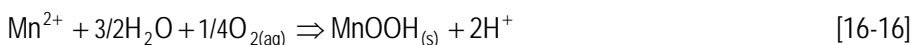
Os principais mecanismos na zona aeróbia é a oxidação e a hidrólise. Nesta etapa, o ferro ferroso é oxidado a férrico, consumindo um próton (remoção de acidez) de acordo com a reação (Gazea *et al.*, 1996; Kontopoulos, 1998).



A taxa de oxidação é muito rápida em valores elevados de pH e, em valores mais baixos, torna-se mais lenta, apesar de ser acelerada por meio da atividade bacteriana. A hidrólise subsequente precipita o hidróxido de ferro na forma de um lodo alaranjado que cobre a superfície do substrato. A reação global é:



O manganês sofre as reações de oxidação e hidrólise conduzindo à precipitação de oxi-hidróxidos ou carbonatos e o alumínio produz o hidróxido:



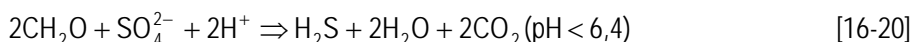
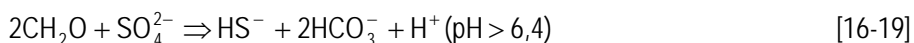
Os hidróxidos de ferro e alumínio precipitados são gelatinosos por natureza, possuindo uma elevada área superficial, carregada negativamente. Por isso, esses

hidróxidos metálicos, bem como o MnOOH, possuem elevadíssima capacidade de adsorver outros íons metálicos e ânions sobre sua superfície. Conseqüentemente, um benefício adicional das reações de oxidação e hidrólise é que elas resultam na retenção de outros metais por adsorção. O hidróxido férrico amorfo irá eventualmente ser convertido ao longo do tempo em hematita cristalina (em condições secas) ou em goethita (em condições úmidas).

Zona anaeróbia

As condições anaeróbias desenvolvem-se na zona saturada, abaixo da interface solo/água (Eger, 1994). Seguindo a seqüência, o próximo acceptor e doador de elétrons é a própria matéria orgânica, segundo a decomposição anaeróbia, nessa zona, proporcionada pelas bactérias presentes. As bactérias convertem o carbono em dois produtos: parte é oxidada a CO₂ e parte é reduzida a CH₄. As etapas dos processos microbiológicos anaeróbios podem ser divididas em hidrólise, fermentação, metanogênese, redução de sulfato e ferro (Wildeman *et al.*, 1994).

O próximo acceptor de elétrons é o SO₄²⁻ (redução do sulfato). A redução de sulfato pelas bactérias sulfato redutoras (BSR) é um mecanismo importante para reduzir a biodisponibilidade de diversos metais pesados no ambiente aquático. Sob condições anaeróbias, o enxofre inorgânico oxidado, tal como os sulfatos, é convertido em sulfeto, como mostram as reações a seguir.

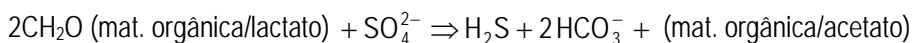


Diversos mecanismos físicos, químicos e biológicos estão envolvidos na remoção de contaminantes em um Banhado. O mais simples é a diluição, cujo efeito é o aumento no pH, induzindo a remoção dos metais por precipitação. O resultado da aplicação de DAM a Banhados experimentais (Figura 16.3) sem aceptores externos de elétrons, resulta em um aumento no valor do pH de 4 para uma faixa entre 5,3 e 6,4 (Motta Marques *et al.*, 1997), comprovando a efetividade do uso de Banhados no controle de drenagens ácidas de minas. O aumento do pH também ocorre em função do processo de geração de alcalinidade pelas reações descritas a seguir.

Dissolução do carbonato



Degradação da matéria orgânica (doador de elétrons)



Outro mecanismo simples é a filtração do material em suspensão que ocorre no substrato e na raiz das plantas. Os demais mecanismos incluem oxidação e hidrólise, redução do sulfato, remoção de metais por plantas, microorganismos e substratos orgânicos e remoção de metais por precipitação com fosfatos.

Remoção de Metais

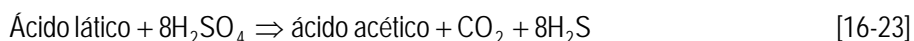
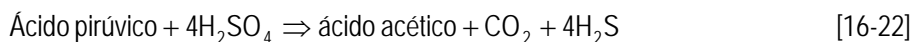
Muitos metais podem ser removidos por mecanismos tais como:

- troca iônica e adsorção em argilas e compostos orgânicos do sedimento;
- precipitação como óxidos, hidróxidos, carbonatos, fosfatos e sulfetos;
- absorção por plantas (Tessele *et al.*, 1998b; Snyder e Snyder, 1982).

Redução de sulfato e precipitação de sulfetos e carbonatos: A redução de sulfato em Banhados construídos é de fundamental importância porque o sulfeto de hidrogênio formado reage rapidamente com os metais dissolvidos, precipitando-os como sulfetos e a alcalinidade reduz a acidez da DAM (Hedin *et al.*, 1989; Hedin *et al.*, 1994).

Quando a água da mina flui por meio de um ambiente anaeróbico (redutor) que contém matéria orgânica (fonte de carbono), a redução do sulfato pode acontecer pela ação das bactérias sulfato redutoras (BSR), por um processo análogo ao anteriormente descrito. O lactato e o acetato (produtos finais comuns no processo de fermentação em ambientes anóxicos), provavelmente secretados pelos rizomas e raízes, são utilizados pelas BSR.

As BSR funcionam melhor em $\text{pH} > 4$ e na ausência de agentes oxidantes, tais como O_2 , Fe^{+3} e Mn^{+4} , requisitos que podem ser normalmente satisfeitos na zona anóxica de um Banhado (Kontopoulos, 1998). Sob estas condições, as bactérias redutoras de sulfato reduzem o sulfato com ácido pirúvico ou láctico, conforme as reações (Silver, 1989):



O sulfeto produzido combina-se rapidamente com os metais pesados divalentes presentes no meio, formando sulfetos metálicos, tais como:



Os sulfetos metálicos formam precipitados densos e, se mantidos sob condições anaeróbias, não poderão ser mobilizados por intermédio do metabolismo bacteriano. A solubilização depende das constantes de solubilidade dos minerais e este parâmetro irá definir a concentração residual dos metais em solução. A dissolução redutora dos óxidos de ferro podem causar a mobilização dos metais pesados. A precipitação depende do pH, da solubilidade do sulfeto específico e das concentrações dos íons em solução.

Os fosfatos estão geralmente presentes em sedimentos de corpos d'água sob as formas orgânica e inorgânica (Gomez *et al.*, 1999). Em soluções aquosas contendo ortofosfatos, os íons Fe^{2+} , Fe^{3+} , Al^{3+} e Ca^{2+} formam precipitados com solubilidade bastante reduzida (Maurer e Boller, 1999). A química do fosfato em sedimentos é freqüentemente dominada pela interação com espécies de ferro e especialmente a adsorção em hidróxidos de Fe^{3+} (Boers, 1991).

As reações de precipitação dos sais de alumínio e ferro, na presença de ortofosfatos em água, pode ser descrita simplesmente como a transferência rápida para precipitados cristalinos tais como $\text{FePO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (stregnita), $\text{AlPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (variscita) e $\text{Ca}_x(\text{PO}_4)_y(\text{OH})_z$ (apatita) (Maurer e Boller, 1999). A solubilidade dessas espécies pode ser calculada teoricamente com base nas curvas da solubilidade em função do pH.

O fósforo possui uma forte tendência a combinar-se com outros metais, como cálcio e alumínio. Para o alumínio, a solubilidade mínima ocorre na faixa de pH em torno de 5 e 6, enquanto os precipitados de cálcio possuem solubilidade mínima em valores de pH acima de 8, os de ferro acima de 6.

A concentração residual dos metais dependerá da constante do produto de solubilidade (K_{sp}), conforme o equilíbrio:

$$K_{sp} = [\text{Me}^{2+}][\text{S}^{2-}] \quad [16-28]$$

A redução bacteriana de sulfatos é potencialmente muito importante para as projeções a longo prazo em um Banhado construído. Ao contrário do grande volume do manto de lodo produzido pela oxidação do ferro e pela hidrólise, os precipitados de sulfeto de ferro são densos e se acomodam com o substrato orgânico. Os processos envolvidos são o inverso da oxidação da pirita, de fato acidez é consumida pelo processo de redução do sulfato. Finalmente, ao contrário da oxidação bacteriana e do processo de hidrólise, os quais não são efetivos na remoção de metais como o Zn e Mn em $\text{pH} < 8$, o H_2S reage imediatamente com os metais pesados para valores do pH acima de 3, formando compostos sulfetados insolúveis.

Adicionalmente, a precipitação de carbonatos metálicos pode também ocorrer, nas zonas anóxicas de Banhados, com o bicarbonato ou dióxido de carbono produzidos nas reações de redução de sulfato pelas BSR:



Controle de Metais por Plantas, Microorganismos e Substratos Orgânicos

A acumulação de metais na biomassa das plantas representa uma parcela muito pequena da remoção total de metais. Entretanto, a capacidade das plantas emergentes em difundir oxigênio, tomando-se por base suas raízes para o meio aquático e substrato (Figura 16.11) é uma função de extrema importância em Banhados construídos. A biomassa de macrófitos aquáticos pode acumular entre 10 e 100 mg/g de metais pesados devido, principalmente, aos fenômenos de adsorção e interação eletrostática com grupos carboxila (Schneider e Rubio, 1999). O resultado é a formação de zonas oxidantes localizadas, o que conduz à precipitação do ferro por oxidação, acarretando os fenômenos de adsorção, coagulação e co-precipitação dos metais em solução. A biomassa do macrófito aquático *Sargassum* foi aplicada na remoção seletiva de cobre de efluentes contendo ferro na faixa de pH entre 3 e 5, resultando em alta capacidade de remoção de metais de drenagens ácidas (Kratochvil e Volesky, 1998).

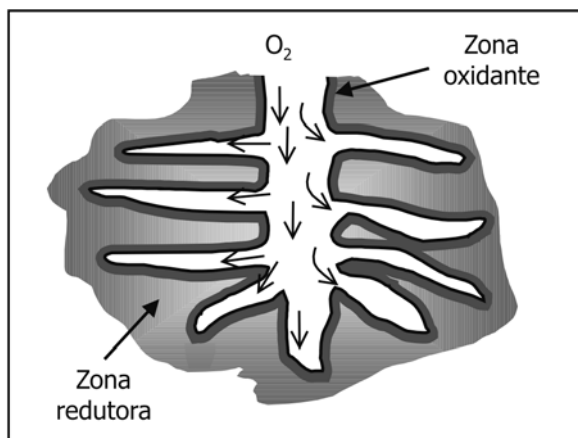
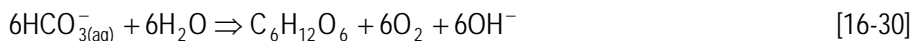


Figura 16.11 - Zona oxidante formada na interface na raiz/água, em plantas aquáticas. (Hammer e Bastian, 1989).

As algas por sua vez utilizam CO_2 , sulfatos, nitratos, fosfatos, água e energia solar para sintetizar seu material celular, fornecendo para o meio oxigênio livre como subproduto. O oxigênio produzido é disponibilizado para as bactérias e outros organismos para seus processos metabólicos, que incluem respiração e degradação da matéria orgânica.

Dentre os processos biológicos mais significativos em um sistema de terras úmidas estão a fotossíntese, a biodegradação e a oxidação do ferro. Ambos são processos autotróficos, nos quais o CO_2 é consumido como fonte de carbono pelos organismos envolvidos. A fotossíntese, efetuada principalmente pelas algas e plantas, consome o ácido carbônico e bicarbonato, produzindo material celular, oxigênio dissolvido e íons hidroxila e a energia radiante é convertida em energia química armazenada pelas células (Wildeman *et al.* 1994; Bowa e Beer, 1987).



Outra função significativa desempenhada pelas plantas é proporcionar o substrato para o Banhado com a biomassa requerida para a redução de sulfatos e outros processos (Gazea *et al.*, 1996). A troca iônica de metais dissolvidos com os ácidos húmicos e fúlvicos no substrato é um mecanismo por meio do qual os metais são temporariamente retidos no Banhado. A complexação com material orgânico pode também contribuir para a remoção de metais. Os mecanismos para a remoção de poluentes incluem a assimilação direta no tecido da planta e disponibilização de um ambiente adequado para o crescimento de microorganismos (Brix, 1993). A adesão de microorganismos ocorre por uma união específica, reversível ou não, entre receptores químicos na interface raiz/célula (Dazzo, 1984). A membrana celular, constituída basicamente de fosfolipídios, apresenta características hidrofóbicas e carga superficial negativa. (Israelachvili, 1985). Estas propriedades atuam nos fenômenos de adsorção de íons com carga positiva, como os metais, e outras espécies por interações eletrostáticas.

Exemplo de Desempenho de um Banhado Construído

Pode-se perceber, na Tabela 16. 5, que o tratamento é efetivo para a maioria dos parâmetros, envolvendo os sistemas de Banhados.

Tabela 16. 5 – Resumo do desempenho médio de diversos sistemas de Banhados aplicados ao controle de drenagens ácidas de minas (Noller *et al.*1989)

| Parâmetro | | Média | Faixa | |
|-----------------------------------|------------------|----------------|------------------|----------------|
| Tamanho(m ²) | | 1.500 | 93 a 6.070 | |
| Número de lagoas | | 3 | 1 a 7 | |
| Área das lagoas (m ²) | | 795 | 19 a 6.070 | |
| Vazão (L/s) | | 1,3 | 0,06 a 12,6 | |
| Profundidade da água (m) | | 0,3 | 0 a 2 | |
| Custo de construção (U\$) | | 10.000 | 1.500 a 65.000 | |
| Parâmetro | Média na entrada | Média na saída | Faixa na entrada | Faixa na Saída |
| pH | 4,9 | 6,0 | 3,1 a 6,3 | 3,5 a 7,7 |
| Acidez (mg/L) | 170 | 40 | 0 a 600 | 0 a 140 |
| Fe (mg/L) | 33 | 1,2 | 0,4 a 220 | 0,05 a 7,3 |
| Mn (mg/L) | 26 | 15 | 8,7 a 54 | 0,3 a 52 |
| SO ₄ (mg/L) | 950 | 740 | 270 a 1.600 | 160 a 1.500 |

Dimensionamento de um Banhado com Fluxo Superficial

De acordo com a experiência de Brodie *et al.*(1989) em uma mina de carvão no Tennessee, EUA, (Tennessee Valley Authority 950, TVA) o procedimento inicial para o projeto de um Banhado deve ser um anteprojetado incluindo avaliações das análises químicas da água, hidrologia, geologia, regulamentação ambiental, nível do lençol freático, bem como o uso e disponibilidade das terras.

Os principais critérios de desenho para um Banhado de fluxo superficial são o tempo de retenção, carga de poluentes aplicada (concentração de metais e acidez, no caso), área requerida e profundidade da lâmina d'água (Tchobanoglous & Crites, 1998). Segundo Reed *et al.*(1988), os Banhados construídos podem ser projetados como reatores biológicos de crescimento em leito fixo e seu desempenho pode ser descrito pela cinética de primeira ordem em um reator de fluxo pistão, conforme equação a seguir:

$$\frac{C_e}{C_0} = e^{-K_T \cdot t} \quad [16-31]$$

onde:

C_e - concentração efluente [mg/L];

C_0 - concentração afluente [mg/L];

K_T - constante da taxa de reação de primeira ordem, dependente da temperatura [dias⁻¹];

t - tempo de retenção hidráulico [dias].

Para um projeto de Banhado para o tratamento de DAM, o procedimento mais adequado é a determinação de K_T em escala piloto, usando o efluente real. Com base na concentração final de poluentes (C_e) desejada (ou exigida pela legislação), e C_0 conhecida, determina-se o tempo de retenção (t) necessário. Os métodos aplicados na determinação das constantes cinéticas, considerando dados experimentais, são apresentados em detalhe por diversos autores (Fogler, 1992; Metcalf e Eddy, 1991).

Conhecendo-se o tempo de detenção hidráulico as dimensões do Banhado são obtidas pela seguinte relação:

$$t = \frac{L \cdot W \cdot d}{Q} \quad [16-32]$$

onde:

L - comprimento do Banhado, [m];

W - largura do Banhado [m];

d - profundidade do sistema [m];

$$Q = \text{vazão média} = \frac{Q_{\text{afluente}} + Q_{\text{efluente}}}{2} \text{ [m}^3\text{/dia]}.$$

Cálculo da Porosidade

Em um Banhado de fluxo superficial, uma parcela do volume disponível será ocupado pela vegetação. o tempo de retenção hidráulico deverá ser calculado com base na área da seção transversal remanescente. Esta área pode ser definida como a porosidade n do leito, de forma similar ao empregado para o solo:

$$n = \frac{V_{\text{vazio}}}{V} \quad [16-33]$$

onde:

V_{vazio} - volume de espaços vazios [m³];

V - volume total [m³].

Reed et al. (1988) recomendam que a relação L/W seja da ordem de 10:1 para que o comportamento hidráulico da lagoa aproxime-se de um reator de fluxo pistão. Banhados com áreas elevadas devem ser divididos em canais menores, facilitando a operação e manutenção. Entretanto, em um projeto em larga escala, esta relação será dependente da área disponível para a construção do Banhado.

Adicionalmente, em locais com inverno rigoroso, onde existe diferença significativa de desempenho do Banhado, o *lay-out* pode ser concebido de tal forma que alguns Banhados possam ser desativados durante o período mais quente e reativados no inverno, em um sistema rotativo.

Além disso, devem ser observadas as recomendações técnicas relacionadas à distribuição de fluxo, direção dos ventos, controle de mosquitos principalmente com uso de um programa adequado de remoção periódica e destino final da vegetação, bem como aspectos relacionados com a estética (Perry et al., 1989).

Para efluentes com cargas mais elevadas de metais (até 150 mg/L de Fe e Al), banhados com sistemas de retrolavagem tem sido propostos (Gomes, 2004). A retrolavagem tem por função a remoção do excesso de precipitados metálicos que obstruem a passagem do fluxo através do leito poroso. Entretanto, a implementação destes sistemas é bastante onerosa, pois envolve instalação de tubulações, bombas, filtros, sistemas de coleta, desaguamento e disposição de lodos, entre outros.

CONSIDERAÇÕES FINAIS

A situação atual na área de controle ambiental da poluição nos setores mineiro e metalúrgico é caracterizada pela existência de processos tecnológicos que permitem o controle de emissões poluentes, servindo-se do aumento do número de recursos humanos,

aprimoramento das legislações vigentes e maior apoio à pesquisa. Tratar de forma eficiente os efluentes gerados tornou-se imprescindível ao setor industrial, que procura aliar a boa aceitação de seus produtos no mercado internacional com a conformidade da legislação ambiental vigente. Reutilizar as águas de processo torna-se igualmente fundamental à realidade das indústrias, na medida em que este procedimento possibilita a diminuição de custos gerais.

A escolha, sob os aspectos técnico e econômico, do processo mais adequado para cada indústria é difícil e requer conhecimento das tecnologias disponíveis no mercado, dos custos envolvidos e índices de eficiência requeridos. Em relação ao tratamento de efluentes líquidos, o processo convencional de precipitação-sedimentação não é eficiente para atender os padrões de emissão da legislação e novos processos tecnológicos são necessários no setor. Os processos de sorção e flotação não convencional surgem como alternativas de grande potencial no setor.

Apesar do aumento da conscientização ambiental, o setor industrial ainda não está a par de novas técnicas existentes, terminando por conservar a aplicação de métodos convencionais. O custo envolvido é muitas vezes fator restritivo para o uso de resinas de troca iônica ou carvão ativado como sólidos sorventes. Diante disso, torna-se necessário a utilização de materiais mais baratos. Como exemplo de sorventes alternativos atualmente alvo de estudos podem ser citados rejeitos de mineração e agro-industriais, plantas aquáticas e cascas de árvore.

Sistemas de terras úmidas ou Banhados (*wetlands*) são meios comprovadamente efetivos de retenção e remoção de elementos poluentes, em solução ou suspensos. Esta capacidade de remoção de poluentes, tais como acidez e metais, está associada a vários mecanismos físicos, químicos e biológicos. Entretanto, por tratar-se de uma tecnologia inovadora e regida por fenômenos naturais, exige cautela e trabalho de pesquisa para seu aperfeiçoamento e adaptação às características particulares de cada efluente, clima e região. Ainda, o emprego de sistemas mecanizados para retrolavagem do material suporte (leito) para evitar a obstrução, confere aos sistemas passivos características de ativos, aumentando custos operacionais e de instalação.

Os efluentes devem ser considerados também como fonte de novos produtos. Em muitas dessas emissões, parte dos seus componentes podem ser, de alguma forma, recuperados e novamente integrados ao ciclo de consumo. Essa possibilidade minimiza os custos de tratamento, principalmente, o efeito impactante dos efluentes, além de motivar a utilização de tecnologias limpas. Portanto, torna-se claro contemplar essa alternativa, sempre que possível, nas elaborações de projetos de pesquisas na área ambiental.

AGRADECIMENTOS

Os autores agradecem a todos os estudantes, amigos e colegas da UFRGS que tornaram possível este trabalho. Extensivos agradecimentos a todas as Instituições que fomentam a pesquisa, o desenvolvimento e a formação de recursos humanos no Brasil.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) AKTOR, H. Continuous high-rate removal of chromate in a fluidized bed without sludge generation. *Water Science and Technology*, v.30, n.7, p.31-40, 1994.
- 2) AL-HAJ ALI, A. e EL-BISHTAWI, R. Removal of lead and nickel ions using zeolite tuff. *Bentonit União Nordeste S.A. J. Chemical Technology and Biotechnology* v. 69, p. 27 – 34, 1997.
- 3) APPLETON, Q., COX, M. e RUS-ROMERO, J. The removal of metals from aqueous solution using organic extractants adsorbed into clay minerals. In *Congresso Internacional REWAS'99- Global Symposium on Recycling, Waste Treatment and Clean Technology-REWAS'99, TMS-Inasmet*. (L.Gaballah, J. Hager and R. Solozabal, Eds.), *Proceedings*. San Sebastián-Espanha, Setembro, p. 2439-2448, 1999.
- 4) BAILEY, R.P., BENNETT, T. e BENJAMIN, M.M. Sorption onto and recovery of Cr(VI) using iron-oxide-coated sand. *Water Science and Technology*, v.26, n.5-6, p.1239-1244, 1992.
- 5) BAILEY, S. E. OLIN, T. J., BRICKA, M. e ADRIAN, D. A. A review of potentially low-cost sorbents for heavy metals. *Water Res.* v. 33, n. 11, p. 2469 – 2479, 1999.
- 6) BEEBY, J.P. e NICOL, S.K. Concentration the air-sparged hydrocyclone. *Filtration and Separation*, p.141, 1993.
- 7) BETEJTIN, A. *Curso de Mineralogía*. Editorial Mir, Moscou, p. 739, 1977.
- 8) BOERS, P.C.M. The influence of pH on phosphate release from lake sediments. *Water Research*, v. 25, n. 3, p. 309-311, 1991.
- 9) BOWEA, G., BEER, S. Physiological plant processes: Photosynthesis. In. REDDY, K.R. e SMITH, W.H., *Aquatic Plants for Water Treatment and Resource Recovery*. Magnolia Publ., p. 1032, 1987.
- 10) BRATBY, J. e MARAIS, G.V.R. Flotation. Em D.B. Purchas (Editor). *Solid/liquid separation equipment scale-up*. Upland Press, p.155, 1977.
- 11) BRIAGATTI, M. F., CORRADINI, F, FRANCHINI, G. C., MAZZONI,S., MEDICI, L. e POPPI, L. Interaction between montmorillonite and pollutants from industrial waste – water: exchange of Zn⁺² and Pb⁺² from aqueous solutions. *Applied Clay Science*. v. 9, p. 383 – 395, 1995.
- 12) BRIERLEY, J.A. Production and application of a Bacillus- based product for use in metals biosorption. Em: Volesky, B. (Ed.) *Biosorption of heavy metals*. Boca Raton: CRC Press, cap.3.1, p.305-311, 1990.

- 13) BRIERLEY, J.A., BRIERLEY, C.L., DECKER, R.F e GOYAK, G.M. Treatment of microorganisms with alkaline solution to enhance metal uptake properties. U.S. Patent 4,690, p.894, 1987.
- 14) BRIX, H. Wastewater treatment in constructed wetlands: system design, removal processes, and treatment performance. Em: Moshiri, G.A. (ed.) *Constructed Wetlands for Water Quality Improvement*, 1993.
- 15) BRODIE, G.A., HAMMER, D.A., TOMLJANOVICH, A.D. Treatment of acid drainage with a constructed wetland at the Tennessee Valley Authority 950 Coal Mine. Em: Hammer, D.A. (ed). *Constructed Wetlands for Wastewater Treatment*, Chelsea, MI: Lewis Publishers, Inc., p.831, 1989.
- 16) BURKHARDT, C.W., JANES, J.V. e GRIFFIHS, D.W. Factors influencing induced air flotation. Em: Bennet, G.F. (Editor), *Water-1977. AIChE Symposium Series*, AIChE, New York, v.74, n. 178, p.283, 1978.
- 17) BUSTAMANTE, H. Removal of flotation collectors from solutions by hydrophobic precipitation. *Clean technologies for the mining industry, Santiago-Chile*. Sanchez, M. Vergara, F. e Castro, S. (Eds.), p.113, 1996.
- 18) BUTLER, J.N. *Ionic equilibrium: a mathematical approach*. Reading: Addison-Wesley, 1964.
- 19) CARVALHO, I.L.Q. Bioacumulação de cromo, cádmio, cobre e chumbo pela macrófita aquática *Ceratophyllum demersum* L. em condições de laboratório. 138p. Dissertação de Mestrado – Curso de Pós-Graduação em Ecologia da UFRGS, Porto Alegre, 1992.
- 20) CASTRO, S.H., VERGARA F. E SANCHEZ, M. (Eds. *Effluent Treatment in the Mining Industry*. 389 pp., University of Concepción-Chile, 1998.
- 21) CETESB, Legislação Estadual, São Paulo, Título II do Decreto nº 8468, de 8 de setembro de 1976: Trata da classificação das águas, bem como dos padrões de qualidade e emissão.
- 22) CHANDER, S. (Editor.). *Emerging Process technologies for a cleaner environment*. Anais do simpósio. SME-AIME, p.277, 1992.
- 23) CIRIELLO, S., BARNETT, S. e DELUISE, F.J. Removal of heavy metals from aqueous solutions using microlgae dispersions. *Separation Science Technology*, v.17, p.512, 1982.
- 24) CLARKE e WILSON, (Eds.). *Foam Flotation: Theory and applications*. Chemical Industries, v.11, Marcel Dekker, p.418, 1983.
- 25) CLAYTON, R. The Development and application of the Jameson Cell. *Minerals Eng.*, v. 4, p.925, 1991.
- 26) COSTA, A.A. e LEITE, S.G.F. Cadmium and zinc biosorption by *Chlorella homosphaera*. *Biotechnology Letters*, v.12, n.12, p.941-944, 1990.

- 27) COSTA, C. A., SCHNEIDER, I. A. H. e RUBIO, J. Remoção de metais por subproduto de carvão. *Saneamento Ambiental*. n. 59, p. 50- 56, 1999.
- 28) COSTA, C.A. Sorção de íons Cu, Ni e Zn em rejeito de carvão e materiais não convencionais. Porto Alegre. Escola de Engenharia. 64p. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Metalúrgica e dos Materiais, UFRGS, 1998.
- 29) COTORAS, D., VIEDMA P. e PIMENTEL, J. Biosorption of metals ions by attached bacterial cells in a packed-bed bioreactor. Em: Torma, A.E., Apel, M.L., Brierley, C.L. (Eds.) *Biohydrometallurgical Technologies*. TMS: 1993, v.II, p.103-110.
- 30) COWARDIN, L.M., CANTER, V., GOLET, F.C. e E.T. LAROE. Classification of Wetlands and Deepwater Habitats of the United States. U.S. Fish and Wildlife Service, Washington, DC, FWS/OBS-79/31. 1979.
- 31) CRITES, R.W. Design criteria and practice for constructed wetlands. *Water Science and Technology*, v. 29, n. 4, p. 1-6, 1994.
- 32) DA COSTA, A.C.A., GONÇALVES, M., MESQUITA, L. e GRANATO, M. Tratamento de efluentes para remoção de metais pesados utilizando uma resina biológica. *METALURGIA E MATERIAIS*, V. 51, N. 446, p.872, 1995.
- 33) DA ROSA, J. J., SOUZA, M. L., RODRIGUEZ, R. T. e RUBIO, J. Waste waters treatment by non-conventional flotation. *Anais do Global Symposium on Recycling, Waste Treatment and Clean Technology*, p. 2123-2132. San Sebastian-Espanha, 1999.
- 34) DA ROSA, J.J., SANTANDER, M., SOUZA, M.L. e RUBIO, J. Flotación como proceso de remoción de contaminantes : Nuevas técnicas y equipos Minerales, 57, No 243, pp. 29-38, 2002
- 35) DARNALL, D.W., GREENE, B., HENZI, M.T., HOSEA, J.M., MCPHERSON, R.A., SNEDDON, J. E ALEXANDER, M.D. Selective recovery of gold and other metals ions from an algal biomass. *ENVIRON. SCIENCE TECHNOLOGY*, V. 20, p.206, 1986.
- 36) DAZZO, F.B. Bacterial Adhesion to Plant Root Surface EM: MARSHALL, K.C (ED.) *MICROBIAL ADHESION AND AGGREGATION*, DAHLEM KONFERENZEN. SPRINGER-VERLAG, P. 85-93, 1984.
- 37) DE AZAMBUJA, M. A. DE Intemperismo, origem e formação dos solos. EDITORA CEUE, UFRGS, PORTO ALEGRE, 95 P., 1970.
- 38) De LEÓN A.T., NUNES, D.G. e RUBIO J. Adsorption of copper ions onto a 1.10 phenanthroline grafted Brazilian bentonite. *Clays and Clay Minerals*, Vol. 51, No 1, p.58-64, 2003.
- 39) De LEÓN A.T., NUNES, D.G. E RUBIO J. Remoção de íons de metais pesados com Bentonitas Modificadas. VI Southern Hemisphere Meeting on Mineral

Technology/XVIII Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Metalurgia Extrativa, Rio de Janeiro-Brasil, V. 3, CAP. 11, P.464-470, Maio 2001.

- 40) De LEÓN, A. B. T. "Modificação estrutural de bentonitas nacionais: Caracterização e estudos de adsorção", Tese de Doutorado, PPGEM-UFRGS, Julho 2002.
- 41) DUYVESTYEN, S. e DOYLE, F. Load and froth flotation of a chelating ion-exchange resin. Em: M. Misra (Editor), Separation Processes: Heavy Metals, Ions and Minerals, TMS, p.123, 1995.
- 42) EGER, P. Wetland treatment for trace metal removal from mine drainage: the importance of anaerobic and aerobic process. Water Science and Technology, v. 29, n. 4, p. 249-56, 1994.
- 43) FÉRIS, L. A. Utilização do subproduto do beneficiamento do carvão na remoção de contaminantes em meio aquoso. Porto Alegre, 2001. Tese de doutorado em Engenharia – PPGEM - UFRGS.
- 44) FÉRIS, L. A. Remoção de íons Cu, Zn e Ni por sorção-flotação de um rejeito do beneficiamento do carvão – processo FPS. Porto Alegre, 1998. Dissertação de mestrado - PPGEM - UFRGS.
- 45) FÉRIS, L., RUBIO, J., Tratamento de efluentes usando rejeitos de carvão Relatório1, Fevereiro de 1999, Projeto PADCT-GTM 01/97-01/03- Proc: 77.98.0076.00
- 46) FÉRIS, L.A., CATEN, C. T., RUBIO, J., RIBEIRO, J.L.D. Otimização experimental de um processo de remoção de íons de metais pesados. Anais do Encontro Nacional de Engenharia de Produção, 1997. Gramado- RS. anais em CD-ROM, p.1-8.
- 47) FÉRIS, L.A. Utilização do sub-produto do beneficiamento de carvão no tratamento de efluentes líquidos. Tese de Doutorado, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Metalúrgica e dos Materiais, UFRGS, 2001.
- 48) FÉRIS, L.A., KIPPER, P., TESSELE, F. e RUBIO, J., Remoção de íons de metais pesados por flotação de partículas sorventes. Congresso Brasileiro de Engenharia Química.PUC-RS, 1998. Anais em CD-ROM.
- 49) FERRAREZI, J.G., PINEDA, E.G. e HECHENLEITNER, A.A.W. Lignin as ion exchange material II. Modified basic lignin from wheat straw. Em: Chemistry of Lignins and other wood Components, 1993. Belo Horizonte, MG. Anais. Belo Horizonte, 1993.
- 50) FINCH, J.A. e DOBBY, G.S. Column Flotation, Pergamon Press, Great Britain, First Edition, p.179, 1990.
- 51) GABALLAH, I. e KILBERTUS, G. Elimination of As, Hg and Zn from synthetic solutions and industrial effluents using modified bark. Em: Misra, M. (Ed. Separation processes: heavy metals, ions and minerals. TMS, p.-26., 1995.

- 52) GABALLAH, I., GOY, D., KILBERTUS, G., LOUBINOX, B. e THAURONT, J. Decontamination of synthetic solutions containing copper ions using modified barks. Em: Proc. 2nd TMS Annual Meeting & Exhibition. Denver, USA, p.57, 1993.
- 53) GADD, G.M. Biosorption. *Chemistry and Industry*, p.421, 1990.
- 54) GAZEA, B., ADAM, K. e KONTOPOULOS, A. A review of passive systems for the treatment of acid mine drainage. *Minerals Engineering*, n. 9, p. 23-42, 1996.
- 55) GOMES, C. SIESESC – SACT. Criciúma – SC. Comunicação pessoal, 2004.
- 56) GOMES, F.G., MINELLI, M.F., ANDRADE, M.C. e GOMES, L. Utilização de biossorventes no tratamento de efluentes contendo metais pesados. *Metalurgia e Materiais*, p.892, 1995.
- 57) GOMEZ, E., DURILLON, ROFES, G. e PICOT, B. Phosphate adsorption and release from sediments of brackish lagoons: pH, O₂ and loading influence. *Water Research*, v. 33, n. 10, p. 2437-2447, 1999.
- 58) GONZÁLEZ PRADA, E., VILLAFRANCA, M., CANTON, F., SOCÍAS M. e FERNÁNDEZ, P. Adsorption of cadmium and zinc from aqueous solution on natural and activated bentonite. *J. Chem. Technology Biotechnol.* v. 59, p. 289 – 295, 1994.
- 59) GOPALRATNAM, C., BENNET, G.F. e PETERS, R.W. The simultaneous removal of oil and heavy metals from industrial wastewaters by joint precipitation and air flotation. *Environmental Progress*, v. 7, p.84, 1988.
- 60) GOY, D., GABALLAH, I. Decontamination of synthetic solutions containing lead ions using modified barks. Em: 1994 TMS Annual Meeting and Exhibition, 1994. San Francisco, EUA. Proceedings.TMS, 1994.
- 61) GREENE, B. e DARNALL, D.W. Microbial oxygenic photoautotrophs (cyanobacteria and algae for metal-ion binding. Em: Ehrlich, H.L., Brierley, C.L. (Eds. *Microbial mineral recovery*. New York:McGraw-Hill, 1990, cap., p.277-302.
- 62) HAFEZ, M.B., HAFEZ, N. e RAMADAN, Y.S. Uptake of Cerium, cobalt and cesium by *Potamogeton crispus*. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, v.54, p.337-340, 1992.
- 63) HAMMER, D.A. e BASTIAN, R.K. Wetlands: natural water purifiers? Em: Hammer, D.A. (Ed. *Constructed Wetlands for Wastewater Treatment*, Chelsea, MI: Lewis Publishers, Inc., p. 831, 1989.
- 64) HEDIN, R.S., NARIN R.W. e KLEINMANN R.L.P. Passive treatment of coal mine drainage. US bureau of mines Information Circular 9389, 1994, 35 p.
- 65) HEDIN, R.S., R. HAMMACK AND D. HYMAN. Potential importance of sulfate reduction processes in wetlands constructed to treat mine drainage. Em:

- HAMMER, D.A. (ED. Constructed Wetlands for Wastewater Treatment, Chelsea, MI: Lewis Publishers, Inc. , p .831, 1989.
- 66) HENROT, J, KELMAN, R.W., HESTON, K.P. e NARDI, M.P. Wetland treatment of coal acid mine drainage: controlled studies of iron retention in model wetland systems. Em: Hammer, D.A. (Ed. Constructed Wetlands for Wastewater Treatment, Chelsea, MI: Lewis Publishers, Inc., p .831, 1989.
- 67) HUNTER, R.J. Zeta potential in colloid science. London: Academic Press, 1981. 386p.
- 68) ISAACSON A. E., CORWIN R.R. e JEFFERS T.H. Arsenic removal using immobilized ferric oxyhydroxides. Em harris B. e Krause E. (Eds, Int. Symposium on impurity control and disposal in Hydrometallurgical processes. CIM, Canadá, 27-55, 1994.
- 69) ISRAELACHVILI, J.N. Intermolecular and surface forces with applications to colloidal and biological systems. Academic Press. 296 p., 1985.
- 70) JAMESON, G.I. e Manlapig, E.V. Applications of the Jameson flotation cell. Em: G.E. Agar (Editor, Column '91. p.535, 1991.
- 71) JORDAN, C.E. e SUSKO, F. J. Rapid flotation using a modified bubble-injected hydrocyclone and a shallow-depth froth separator for improved flotation kinetics. Minerals Eng., V. 5, p.39, 1992.
- 72) KESRAOUI-OUKI, S., CHEESEMAN, C.R. e PERRY, R. Natural zeolite utilisation in pollution control: A review of applications to metals` effluents. Journal Chemical Technology and Biotechnology, v.59, p.1-6, 1994.
- 73) KONTOPOULOS, A. Acid mine drainage control. Em: Castro, S.H., Vergara F. e Sánchez, M.A., (Eds.. Effluent Treatment in the Mining Industry, University of Concepción, Chile. p.57-8. 1998.
- 74) KORNICKER, W.A. e MORSE, J.W. Interactions of divalent cations with the surface of pyrite. Geochimica et Cosmochimica Acta, v.55, p.29-2171, 1991.
- 75) KRATOCHVIL, D. e VOLESKY, B. Developing the biosorption process for acid mine drainage remediation. Em: Doyle, F. e Arbiter, N. (Eds Mineral Processing and Extractive Metallurgy Review. Gordon and Breach Science Publ., v. 19, n.1-4, 1998.
- 76) KUYUCAK, N. Treatment Options for Mine Effluents Emphasis on Acid Mine Drainage, Lime Neutralization and Passive Methods Em: (Anais International Mining and Environment Congress. Clean Technology: Third Millenium Challenge, Julho, Lima, Peru, p. 746-756, 1999.
- 77) KYDROS, K., MATIS, K. e STALIDIS, G. Cationic flotation of pyrites Journal of Colloid and Interface Science, v.5, p.409-4, 1993.

- 78) LADEIRA A. C. Q., CIMINELLI, V. S. T. e FONSECA, J.F.M., Controle da emissão de Arsênio através da imobilização em argilas, 2o Congresso Internacional de Tecnologia Metalúrgica e Materiais, S. Paulo, Anais em CDROM, 1997.
- 79) LAGALY, G. Characterization of clays by organic compounds. *Clay Minerals*. v. 16,1 - 21, 1981.
- 80) LAZARIDIS, N.K., MATIS, K.A., STALIDIS, G.A. e MAVROS, P. Dissolved air flotation of metal ions. *Separation Science and Technology*, v. 27, p.1743, 1992.
- 81) LEMLICH, R. (Editor. Bubble separation techniques. Academic Press, 1972.
- 82) LIN, I.J., SPEVAKOVA, I. Utilization of minerals in water treatment. *Progress in Mineral Processing Technology*. Balkema, Rotterdam: Demirel and Ersayin, p.289-294, 1994.
- 83) MASTUMOTO, M.R., JENSEN, J.N., REED, B.E. e LIN, W. Physiochemical process *Water Environmental Research*, v.68, n.4, p.431-450, 1996.
- 84) MATIS, K.A. (Editor. Flotation Science and Engineering. Marcel Dekker, N.York, p.558, 1995.
- 85) MATIS, K.A., Gallios, G.P. e ZOUBOULIS, A.I. Adsorption of fatty acids on fine mineral particles as a purification method of industrial wastewaters. *Toxic Envir. Chem.*, v. 20, p.425, 1989.
- 86) MATIS, K.A., PAPADOYANIS, I.N. e ZOUBOULIS, A.I. Separation of germanium and arsenic from solution by flotation. *Int. Journal Min. Proc.*, v. 21, p.83, 1987.
- 87) MATTUSKA, B., STRAUBE, G. Biosorption of metals by a waste biomass. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, v.58, p.57-63, 1993.
- 88) MAURER, M. e BOLLER, M. Modelling of Phosphorous Precipitation in Wastewater Treatment Plants with Enhanced Biological Phosphorous Removal, *Water Science and Technology*, v. 39, n. 1, p. 7-63, 1999.
- 89) McBRIDE, M. B. Copper (II) interactions with kaolinite: factors controlling adsorption. *Clays and Clay Minerals*. v. 26, n. 2, p. 101 – 106, 1978.
- 90) MENEZES, C.T.B., LEAL Fº, L. S , SANTO, E. L. , RUBIO, J. , da ROSA J.J., GALATTO, S. L. e IZIDORO, G. Tratamento de Drenagem Ácida de Mina: Experiência da Carbonífera Metropolitana. XX ENTMME, Florianópolis, 2004.
- 91) MERCIER, L. e DETELLIER. Preparation, characterization and applications as heavy metals sorbents of covalently grafted thiol functionalities on the interlamellar surface of montmorillonite. *Environ. Science Technol.* v. 29, p. 18 – 23, 1995.
- 92) METCALF e EDDY. *Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse*. 3.ed. New York: McGraw-Hill, 1991. (Water resources and environmental engineering.

- 93) MISRA, M. Comunicação pessoal, 1996.
- 94) MOTTA MARQUES, D.M.L., PINHEIRO, C.B. e CRISMAN, T.L., The effectiveness of constructed wetlands to manage coal acid mine drainage without external electron acceptors advanced wastewater treatment process, University of Leeds Conference, UK, 1997.
- 95) MUMMALLAH, N.A. e WILSON, D.J. Precipitate flotation studies with monolauryl phosphate and monolaurylthiocarbamate. *Separation Science and Technology*, V. 3, p.2, 1981.
- 96) MURALIDHARA, H.S. (Editor). *International Symposium on Solid-liquid-separation: Waste management and productivity enhancement*. Proceedings, Batelle Press, p.572,1989.
- 97) MURALIDHARA, H.S. (editor. *Advances in solid-liquid-separation*, Batelle Press, p.484, 1986.
- 98) NAKAJIMA, A. e SAKAGUCHI, T. Selective accumulation of heavy metals by microorganisms. *Ap. Microb. BioTechnology*, V. 24. p.59, 1986.
- 99) NESBITT, A. B. e PETERSEN, F.W. Recovery of metal cyanides using a fluidized bed of resin. *Proceedings 5th International Mineral Processing Symposium: Progress in Mineral Processing Technology*. Demirel H. e Ersayin, S. (Eds.), Turquia, p.479, 1994.
- 100) NICOL, S.K., GALVIN, K.P. e ENGEL, M.D. Ion flotation-potential applications to mineral processing. *Minerals Eng.*, V. 5, p.1259, 1992.
- 101) NIELSEN, P.B., CHRISTENSEN, T.C.e VENDRUP, M. Continuous removal of heavy metals from FGD wastewater in a fluidized bed without sludge generation. *Water Science and Technology*, v.36, n.2-3, p.391-397, 1997.
- 102) NOLLER, B.N., WOODS, P.H. e ROSS, B.J. Case studies of wetland filtration of mine waste water in constructed and naturally occurring systems in Northern Australia *Water Science and Technology*, v. 29, n. 4, p. 257-65, 1994.
- 103) NORRIS, P.R. e KELLY, D.P. Accumulation of Cadmium and Cobalt by *Saccharomyces cerevisiae*. *J. Gen. Microb.*, v. 99, p.317, 1977.
- 104) ORUMWENSE, F. F. O. Removal of lead from water by adsorption on a kaolinitic clay. *J. Chem. Technology Biotechnol.* v. 65, p. 363 – 369, 1996.
- 105) PARK, S.W., HUANG, C.P. The adsorption characteristics of some heavy metals ions onto hydrous CdS(s) surface. *Journal of Colloid and Interface Science*, v.128, n.1, Mar. 1989.
- 106) PERRY, B.W. e GRASKOF, I. Em: Majundar, E.S. et al. (Eds.) *Wetlands Ecology and Conservation: Emphasis in Pennsylvania*. The Pennsylvania Academy of Science, Easton, 1989.

- 107) PERRY, ROBERT H., CHILTON, CECIL H. *Chemical Engineers' Handbook*. 5.ed. Tokyo: McGraw-Hill, Kogakusha, 1973. 547p.
- 108) PINFOLD, T. A. Precipitate flotation. Em: Lemlich, R. (Ed.). *Adsorptive Bubble Separation Techniques*. Academic Press, p.74, 1972.
- 109) QUEIROZ, E. T. de. *Geologia das argilas*. Cap. 8. DNPM. Departamento Nacional de Produção Mineral, Ministério de Minas e Energia, Secretaria de Minas e Metalurgia. Principais Depósitos Mineraiis do Brasil, Volume IV, Parte B, p. 93-171, 1977.
- 110) REED, S.C., MIDDLEBROOKS, E.J. e CRITES, R.W. *Natural systems for waste management and treatment*. McGraw Hill Book Co. 308 p. , 1988.
- 111) RIO GRANDE DO SUL. Secretaria da Saúde e do Meio Ambiente, Norma Técnica – SSMA nº 01/89, de 16/03/89.
- 112) ROE, L.A. *Industrial Waste Flotation*, Roeco Inc., p.228, 1983.
- 113) RUBIO, J. *Environmental applications of the flotation process*. Em: *Effluent Treatment in the Mining Industry*. (S.H.Castro, F. Vergara and M. Sanchez, Eds, University of Concepción-Chile, Chapter 9, p.335-364, 1998.
- 114) RUBIO, J. SCHNEIDER, I.A.H. e ALIAGA, W. *New Process for Heavy Metals Separations from Waste Water Streams in the Mining Industry*. *Clean Technologies for the Mining Industry*. Proceedings Congress, p. 1, Chile, April 1996.
- 115) RUBIO, J. *Unconventional Flocculation and Flotation*. Em: *Flotation and Flocculation: From Fundamentals to Applications*, Proceedings from Strategic Conference and Workshop, Hawaii, 2002, Edited by J. Ralston, J. Miller and J. Rubio, pp.17-32, 2003.
- 116) RUBIO, J. *Visita técnica à planta FAD Pelambres S.A.*, Chile, 2000.
- 117) RUBIO, J., SOUZA, M.L. e SMITH R.W. *Overview of flotation as a wastewater treatment technique* *Minerals Engineering* Vol. , No 3, pp. 9-5, 2002
- 118) RUBIO, J., TESSELE, F. PORCILE, P.A. e MARINKOVIC, E. *Flotación como proceso de remoción de contaminantes : Principios básicos, técnicas y aplicaciones*. *Minerales*, 56, No 242, pp. 9-18, 2001
- 119) RUBIO, J., TESSELE, F. *Removal of heavy metals ions by adsorptive particulate flotation*. *Minerals Engineering*, v.10, n.7, p.671-679, 1997.
- 120) SALOMON, W., FORSTNER U., e MADER, P. (Eds.. *Heavy metals: problems and solutions*. Springer-Verlag, p.412, 1995.
- 121) SANTANDER, M. *Separação de óleos emulsificados por flotação não convencional*. Tese de doutorado - PPGEM - UFRGS. Porto Alegre, 1998.

- 122) SCHLEGEL, M. L., CHARLET, L. e MANCEAU, A. Sorption of metal ions on clay minerals. II mechanism of Co sorption on hectorite at high and low ionic strength and impact on the sorbent stability. *Journal of Colloids and Interface Science*. v. 220, p. 392 - 405, 1999.
- 123) SCHNEIDER, I. A. H. e RUBIO J. Sorption of heavy metal ions by the nonliving biomass of freshwater macrophytes. *Environmental Science and Technology*. v. 33, p. 22-2217, 1999.
- 124) SCHNEIDER, I. A. H., FÉRIS, L. A., RUBIO, J. Remoção de corantes em efluentes do tingimento de ágatas por flotação de partículas adsorventes. *Anais do Congresso Associação Brasileira de Engenharia Sanitária*, p. 1079-1086, 1999.
- 125) SCHNEIDER, I.A. e RUBIO, J. Sorption of heavy metal ions by the nonliving biomass of freshwater macrophytes. *Environmental Science and Technology*, v. 33, p. 22-17, 1999.
- 126) SCHNEIDER, I.A.H. Biossorção de Metais Pesados com a Biomassa de Macrófitos Aquáticos. Tese de doutorado, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre-Brasil, 1995.
- 127) SCHNEIDER, I.A.H. Biossorção de metais pesados com biomassa de macrófitos aquáticos. Porto Alegre: Escola de Engenharia. 141p. Tese de Doutorado - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Metalúrgica e dos Materiais, UFRGS. , 1995.
- 128) SCHNEIDER, I.A.H., Rubio, J., MISRA, M. e SMITH, R.W. Eichhornia crassipes as Biosorbent for Heavy Metal Ions. *Miner. Eng.*, v. 8, p.979, 1995.
- 129) SCHNEIDER, I.A.H., RUBIO, J., SMITH, R.W. Biosorption of metals onto plant biomass exchange adsorption or surface precipitation. *International Journal of Mineral Processing*, v. 62, p. 111-120, 2001.
- 130) SCHNEIDER, I.A.H., Souza, M.L. e RUBIO, J. Sorption of copper ions from aqueous solutions by Potamogeton lucens biomass. Em: *Proc. IV Meeting of the Southern Hemisphere on Mineral Technology*, Universidad de Concepción, v. 1, p.341, 1995.
- 131) SEBBA, F. *Ion Flotation*. Elsevier, Amsterdam, 1962.
- 132) SENKAN, S.M., FULLER, E.L. Effect of NaOH treatment on surface properties of coal *Fuel*, v.58, p.729-731, Oct. 1979.
- 133) SHINOBE, A. e SRACEK, A. Drenagem ácida e seu impacto ambiental. *Saneamento Ambiental*, v. 48, p.20-22, 1997.
- 134) SILVA, M. E. M. C., GAZZI SALUM, M.J. e ARAUJO, A. C. Precipitate flotation for the removal of heavy metals and cyanide from metallurgical effluents. *Proceedings XVIII International Mineral Processing Congress*, p.1429, 1993.

- 135) SILVER, M. Control of Acid Mine Drainage Including Coal Pile and Ash Pond Seepage: Biology and Chemistry of Generation, Prevention and Abatement of Acid Mine Drainage. Em: Hammer, D.A. (Ed. Constructed Wetlands for Wastewater Treatment, Chelsea, MI: Lewis Publishers, Inc. 831 p., 1989.
- 136) SIMON, G.P. Ion exchange training manual. New York: Van Nostrand Reinhold, 1991. 227p.
- 137) SINGHAL et al. (Eds., 2nd International Conference on Environmental Issues and Management of Waste in Energy e Mineral Production. Proceedings V. 1 e 2, 1992.
- 138) SLABAUGH, W. H. Cation exchange properties of bentonite. Journal of Physical Chemistry. v. 58, p. 162 – 165, 1958.
- 139) SMITH, R.W. e MISRA, M. (Eds.. Minerals Bioprocessing, TMS, 1991.
- 140) SMITH, R.W. Liquid and wastes from mineral processing plants. Mineral Processing e Extractive Metallurgy Review, no prelo.
- 141) SNOEYNIK, V. e JENKINS, D. Water Chemistry. John Wiley sons, NY, 463 p., 1980.
- 142) SNYDER, B.D.. E J.L. SNYDER. Feasibility of Using Oil Shale Waste water for Waterfowl Wetlands. U.S. Fish Wildl. Serv. FWS/OBS-84/01. 1982.
- 143) SOUZA DE SANTOS, P. Tecnologia de argilas Volume 2: aplicações. Edgar Blücher, Ed. da Universidade de São Paulo, 1975.
- 144) SRINIVASAN, K. R. e FOGLER, H. S. Use of inorgano – organo – clays in the removal of priority pollutants from industrial wastewaters: adsorption of benzo(a) pyrene and chlorophenols from aqueous solutions. Clays and Clay Minerals. v. 38, n. 3, p. 287 – 293, 1990.
- 145) SRINIVASAN, V., e SUBBAIYAN, M. Electroflotation Studies on Cu, Ni, Zn, e Cd with Ammonium Dodecyl Dithiocarbamate. Separation Science Technology, V. 24, p.5, 1989.
- 146) SSMA, Legislação Estadual, Rio Grande do Sul, Portaria no5/89 Norma Técnica 01/89. Dispõe sobre critérios e padrões de emissão de efluentes líquidos nos corpos d'agua interiores do Estado. 1989.
- 147) STALIDIS, G.A., LAZARIDIS, N.K. e MATIS, K.A. Continuous precipitate flotation of CuS/ZnS. Separation Science and Technology, V. 24, p.1033, 1989.
- 148) STUMM, W. e MORGAN, J.J. Aquatic Chemistry, Willey Interscience, NY, 2nd ed, 780 p., 1981.
- 149) TCHOBANOGLIOUS G. e CRITES R. Small and Decentralized Wastewater Management Systems, McGraw Hill, p. 563-644, 1998.

- 150) TESSELE, F. e RUBIO, J. Removal of heavy metal ions by adsorptive particulate flotation. *Minerals Eng.*, v.10, n.7, p. 671-679, 1997.
- 151) TESSELE, F., Da ROSA, J.J e RUBIO, J. Os avanços da flotação no tratamento de águas, esgotos e efluentes. Parte I. Fundamentos e mecanismos. *Saneamento Ambiental*, No 102, Janeiro-Fevereiro, pp. 30-36, 2004.
- 152) TESSELE, F., FÉRIS, L., KIPPER, P. e RUBIO, J. Remoção de íons por flotação de partículas sorventes. *Saneamento Ambiental*, n. 51, p. 42-46, 1998a.
- 153) TESSELE, F., RUBIO, J. e MISRA, M. Removal of Hg, As and Se ions from gold cyanide leach solutions by dissolved air flotation. *Minerals Eng.*, v., n.6, p.535-543, 1998b.
- 154) TORMA, A.E. e APEL, W.A. Recovery of Metals from Dilute Effluent Streams by Biosorption Methods. Em: R.G. Reddy, W.P. Imrie e P.B. Queneau (Eds., *Residues and Effluents - Processing and Environmental Consideration*. TMS, p.735, 1991.
- 155) Torma, M.L., Apel M.L. e Brierley, C.L. *Biohydrometallurgical Technologies*. TMS, 1993.
- 156) TRAGELLIS, S.G., th AESF Conference on Environmental Control. Orlando, Florida, p. 275, 1993.
- 157) TREMOLADA, J. P. Tecnología wetland para el tratamiento de águas acidas de mina Anais do Congresso Internacional de Minería y Medio Ambiente, Lima, Peru. 1999.
- 158) TSEZOS, M. e VOLESKY, B. Biosorption of Uranium e Thorium. *BioTechnology and Bioeng.*, V. 25, p.583, 1981.
- 159) TYRRELL, W.R., MULLIGAN, D.R., SLY, L.I. e BELL, L.C. Trailing Wetlands to Treat Coal Mining Wastewaters in a Low Rainfall, High Evaporation Environment *Water Science and Technology*, v. 35, n. 5, p. 293-99, 1997.
- 160) VARGAS, T., JEREZ, C.A., WIERTS, J.V. e TOLEDO, H. (Eds. *Biohydrometallurgical Processing*, V. I e II. Proceedings of the International Biohydrometallurgy Symposium IBS-95., Universidad de Chile, Viña del Mar, 1995.
- 161) VILLAS BÔAS, R.C. e BARRETO, M.L. Clean technologies for the mineral industries: the need of P2 solutions. In: *Clean technologies for the mining industry*, Santiago-Chile. Sanchez, M. Vergara, F. e Castro, S. (Eds., p.43, 1996.
- 162) VIRARAGHAVAN, T. e KAPOOR, A. Adsorption of mercury from wastewater by bentonite. *Applied Clay Science*. v. 9, p. 31-49, 1994.
- 163) VOLESKY B. Removal and Recovery of Heavy Metals by Biosorption. Em: Volesky, B. (Ed. *Biosorption of heavy metals*. CRC Press, p.7, 1990.

- 164) WALKOWIAK, W.L. Mechanism of Selective Ion Flotation. Em: P. Mavros e K.A. Matis (Editors, *Innovations in Flotation Technology*. Kluwer Academic Publishers, Dordrecht, p.455, 1992.
- 165) WEBER, W. J. Physicochemical process for water quality control. New York: John Wiley, 640p., 1972.
- 166) WILD, A.L. Remoção de poluentes em leito fluidizado de flocos de carvão. Dissertação de mestrado, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Metalúrgica e dos Materiais, UFRGS, 2000.
- 167) WILDEMAN, T.R., UPDEGRAFF D.M., REYNOLDS, e J.S. E BOLIS, J.L. Passive bioremediation of metals from water using constructed wetlands. Em: Means, J. E Hinchee, R. (ED. *Emerging Technology for Bioremediation of Metals*, Lewis Publ., 1994.
- 168) WILSON, D. J., MCINTYRE, G., RODRIGUEZ, J.J. e THACKSTON, E.L. Copper Removal by an Adsorbing Colloid Flotation Pilot Plant. *Separation. Science and Technology*, v. 17, p.359, 1982.
- 169) WORLD HEALTH ORGANISATION Guidelines for drink water quality. v.1. Geneva, 1984.
- 170) YADAVA K.P. TYAGI B.S., Sing V.N. Removal of arsenic from aqueous solution by China clay. *Environmental technology letters*, v 9, 33-53, 1988.
- 171) YE, Y. GOPALAKRISHNAN, S. e MILLER, J.D. Developments of the air-sparged hydrocyclone-A swirl-flow flotation column. Em: *Column Flotation'88*, p.305, 1988.
- 172) YOUNG, C.A., CASHIN, S.P. e DIEBOLD, F.E. Photolysis for cyanide and nitrate remediation of water. Em: *Separation Processes: heavy metals. Ions and Minerals*, M.Misra (Ed., *The Minerals, Metals e Materials Society Pub.*, p.61, 1995.
- 173) ZABEL, T. Flotation in water treatment. Em: Mavros, P., Matis, K.A. (Editors, *Innovations in Flotation Technology*, Netherles, p.431, 1992.
- 174) ZAMZOW, M.J., MURPHY, J.E. Removal of metal cations from water using zeolites. *Separation Science and Technology*, v.27, n., p.1969-1984, 1992.
- 175) ZHOU, P., HUANG, J., LI, A.W.F., WEI, S. Heavy metal removal from wastewater in fluidized bed reactor *Water Research*, v.33, n.8, p.1918-1924, 1999.
- 176) ZIELKE, R. C. e PINNAVAIA, T. J. Modified clays for the adsorption of environmental toxicants: binding of chlorophenols to pillared, delaminated, and hydroxy-interlayered smectites. *Clays and Clay Minerals*. v. 36, n. 5, p. 403 – 408, 1988.

- 177) ZOUBOULIS, A I.. KYDROS e K. A.. MATIS, K. A. Adsorbing flotation of copper hydroxo precipitates by pyrite fines. *Separation Science and Technology*, 27 (15), p. 23-25, 1992.
- 178) ZOUBOULIS, A.I., KYDROS, K.A. e MATIS K.A. Removal of Toxic Metal Ions from Solutions Using Industrial Solid Byproducts. *Water Science Technology*, V. 27, p.83, 1993.
- 179) ZOUBOULIS, A.I., KYDROS, K.A. e StaLidis, G.A. Flotation Techniques in Water Treatment. Em: P. Mavros e K.A. Matis (Editors, *Innovations in Flotation Technology*. Kluver Academic Publishers, Dordrecht, p.475, 1992.
- 180) ZOUBOULIS, A.I., KYDROS, K.A., MATIS, K.A. Adsorbing flotation of copper hydroxo precipitates by pyrite fines. *Separation Science and Technology*, v.27, n., p.23-25, 1992.
- 181) ZOUBOULIS, A.I., ZAMBOULIS, D. e MATIS, K.A. Foam flotation of zeolites: application for zinc removal. *Separation Science and Technology*, V. 26, p.355, 1991.
- 182) ZOUBOULIS, A.I.. KYDROS e MATIS K.A. Removal of toxic metal ions from solutions using industrial solid byproducts. *Water Science and. Technology.*, 27 (10, p. 83-93, 1993.
- 183) ZOUBOULIS, A.I.. MATIS, K.A. LANARA, B.G. e LOOS-NESKOVIC, C. Removal of cadmium from diluted solutions by hydroxyapatite. II. Flotation studies. *Separation. Science and Technology.*, v.32, p.1755-1767, 1997.

*Reciclagem***Franz-Josef Wellenkamp**

Eng^o de Minas/RWTH-Aachen, Doutor/RWTH-Aachen
Pesquisador do Dept^o de Engenharia Química
da Universidade Federal de Uberlândia

Antônio Rodrigues de Campos

Eng^o Metalúrgico/UFOP, Doutor em
Engenharia Mineral/EPUSP,
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

Alfred Hundertmark

Eng^o de Minas, Doutor pela Universidade Técnica
de Clausthal-Zellerfeld, Alemanha,
Pesquisador do Programa de Capacitação Institucional
MCT/CETEM/CNPq (in memoriam)

POSSIBILIDADES E LIMITES

Ao enfrentar a carência de locais adequados para lançar os resíduos industriais e domésticos, como também, minimizar os impactos ambientais por esses resíduos, considera-se a busca por soluções mais eficazes do que a simples dispersão dos mesmos no meio ambiente. Ao invés da simples disposição desses resíduos, o homem passou a procurar alternativas mais lógicas, que se propõem a tratar, reaproveitar, minimizar ou até mesmo eliminar a geração dos resíduos. Assim, cada alternativa contribui para uma solução mais adequada do problema.

O termo reciclagem significa trazer de volta ao ciclo produtivo matérias-primas, substâncias e produtos extraídos dos resíduos. O reaproveitamento dos materiais, por sua vez, pode ter três enfoques distintos, quais sejam: Reciclagem, Recuperação e Reutilização (Conceitos dos 3 R).

Reciclagem - quando há o reaproveitamento cíclico de matérias-primas de fácil purificação como, por exemplo, papel, vidro, alumínio etc.

Recuperação - no caso da extração de algumas substâncias contida nos resíduos, como, óxidos, metais etc.

Reutilização - o quando o reaproveitamento é direto, sob a forma de um produto, tal como as garrafas retornáveis e certas embalagens reaproveitáveis, como sacos de linhagem, sacos de açúcar etc. A Reutilização pode ser também o caso do reaproveitamento do resíduo de uma indústria como matéria-prima para outra indústria.

Tal como já foi definido, o reciclagem trata do reaproveitamento cíclico de materiais para fins industriais ou de consumo. Com isto, a reciclagem contribui para a redução do consumo de matérias-primas, prolongando, desta forma, a vida útil dos recursos minerais existentes. Até pouco tempo, a reciclagem restringia-se a rejeitos ou objetos que podiam ser reaproveitados nos processos produtivos com facilidade. Recentemente, os aspectos ecológicos ganharam importância cada vez maior, e em todo mundo.

A preocupação intensa com a proteção do meio ambiente originou legislações regulando o uso da atmosfera, da água e de outros recursos naturais. Por conseqüência, os projetos industriais são analisados e avaliados antes da sua implantação, priorizando, desta forma, o gerenciamento de possíveis impactos ambientais. Caso existam danos, os mesmos deverão ser atenuados por meio de medidas mitigativas. Por isso, deverá ser feita a depuração dos gases durante a sua produção e também aplicar-se-á o mesmo cuidado para a geração de efluentes, visto que estes processos respondem pela geração de quantidades significativas de resíduos.

Ultimamente, aumentaram também as quantidades de resíduos gerados na área de consumo, em consequência dos consumidores preferirem a aquisição de produtos descartáveis e de outros bens não duráveis. É importante frisar que o projeto desses bens confere-lhes vida curta. Quando apresentam falhas, ao invés de serem consertados, são descartados e este processo degradativo também dispensa a reutilização. A intensidade do reaproveitamento da matéria-prima contida em produtos descartáveis é, em geral, pequena e faz com que o seu uso, sem restrições, seja considerado incompatível com conceitos de gerenciamento sustentável das matérias-primas, prevenindo sua escassez regional ou global.

Entre as matérias-primas podem-se distinguir os recursos renováveis, tais como: animais, plantas, madeiras ou solo, e os não-renováveis, tais como: as jazidas minerais e de combustíveis fósseis. Os recursos renováveis apresentam ciclos de renovação na faixa de anos ou décadas. Já a velocidade de renovação dos recurso não-renováveis é muitíssimo lenta em comparação com o tempo de vida humana ^(1 e 2).

A palavra resíduo é usada para caracterizar os materiais de consistência sólida, pastosa ou lodosa, gerados num processo industrial e que não têm valor de venda. Com ou sem tratamento adequado, o resíduo às vezes não pode ser aproveitado num determinado sistema. Na área de consumo, os resíduos são representados por restos de materiais oriundos de bens duráveis ou não, tais como: embalagens, lixos domésticos, utensílios, carcaças de automóveis etc.

Os resíduos industriais apresentam características variadas em função do processo industrial de produção utilizado, sendo freqüentemente viável o seu aproveitamento devido às quantidades produzidas, e à homogeneidade elevada, em comparação aos resíduos gerados por particulares. A Figura 14.1 esquematiza o fluxo de material em um processo tecnológico, do qual resulta a obtenção de um produto principal e de vários tipos de resíduos, cuja geração, em geral, é indesejável, a menos que haja o seu aproveitamento em operações de co-produção.

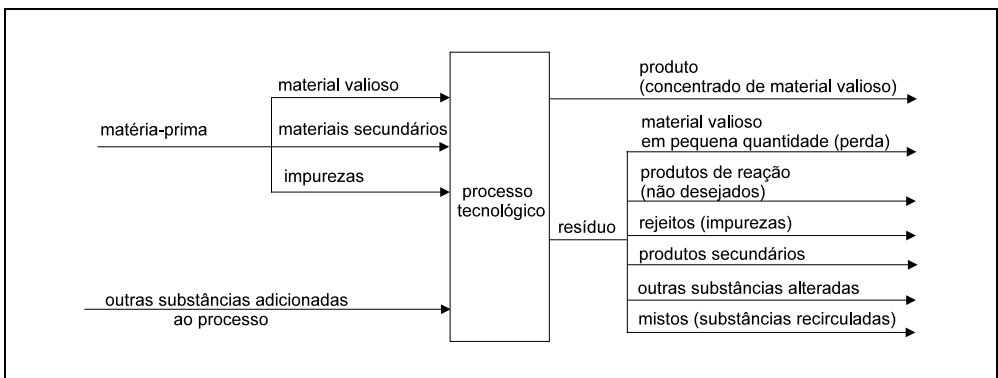


Figura 18.1 – Esquema da transformação de insumos e agentes auxiliares em produto principal e resíduos num processo tecnológico⁽³⁾.

Em razão da insalubridade potencial dos resíduos, ultimamente a problemática do gerenciamento dos mesmos alcança destaque significativo nos meios de comunicação. A justificativa é que não houve uma preocupação, como planejamento adequado e antecipado ao acompanhamento e ao aumento da geração de resíduos, tornando falhos os métodos tradicionais de manuseio dos mesmos. Com base nessas experiências, foram desenvolvidos novos conceitos e fundamentos para um gerenciamento moderno de resíduos. Neste contexto, as medidas adotadas seguem uma hierarquia de ação:

- prevenção ou minimização da formação de resíduos;
- aproveitamento ou reciclagem dos resíduos gerados;
- tratamento ou estabilização de restos de reciclagem ou resíduos não aproveitáveis;
- disposição segura.

Prevenir a produção de resíduos na fonte é considerada a solução mais eficaz para o problema, posto que esta medida torna dispensáveis todas as outras alternativas de ação. As ações adequadas para prevenir a geração de resíduos compreendem medidas técnicas e/ou administrativas:

- informar e sensibilizar o público a respeito do problema ambiental;
- adquirir/produzir artigos cada vez menos poluentes;
- aumentar a utilidade, reduzir o consumo de energia, elevar a capacidade de reciclagem e de incineração de um determinado produto segundo inovações tecnológicas;
- desativar ou alterar processos industriais poluentes;
- substituir matérias-primas escassas ou insalubres por substâncias abundantes e não perigosas.

A reciclagem representa o segundo nível na hierarquia de ação e é adequada para reduzir a quantidade de resíduos a serem descartados. A reciclagem pode ser processada em circuito fechado e circuito aberto. Em circuito fechado, o produto secundário de um sistema, que de outra forma seria um resíduo, retorna ao mesmo, com ou sem tratamento, contribuindo desta forma para a obtenção do produto principal. Já na reciclagem em circuito aberto, o produto secundário do sistema, é um resíduo do primeiro processo, podendo ser utilizado como insumo para outro sistema, com ou sem tratamento subsequente. Frequentemente, os produtos fabricados com base em matéria reciclada têm uma qualidade inferior aos produtos fabricados com matéria-prima virgem, sendo isto muito prejudicial para a comercialização dos materiais recuperados.

A economia e o balanço ecológico de cada processo de reciclagem dependem, em grande escala, de um sistema de coleta apropriado. Assim, selecionam-se grupos de materiais que podem ser separados, posteriormente, por métodos físicos. Portanto, a coleta deve ser global, ou melhor, com todo o fluxo material, caso haja necessidade de recuperação da quantidade total do material valioso contido no resíduo.

Observa-se que a reciclagem consiste de uma série de processos técnicos, tais como coleta, beneficiamento, processamento etc., os quais, por sua natureza, podem também ser causadores de impactos ambientais. Estes ônus ambientais provocados pela reciclagem têm que ser avaliados "a priori", pois os mesmos devem ser, em princípio, menores que os ônus ligados com o simples descarte do material. Devemos ter em mente que esta avaliação é muito polêmica, visto ser oriunda de opiniões diferentes, tais como: do ponto de vista das empresas, as mesmas resistem em efetuar uma reciclagem; na perspectiva dos órgãos ambientais, há a exigência da reciclagem dos resíduos. E, como se não bastasse, existe ainda a opinião da população que deve ser levada em consideração e que pode ser conduzida pela ação da mídia.

Normalmente, a solução destes conflitos é muito complicada, haja vista a escassez de métodos quantitativos aceitos pelas partes envolvidas, que possibilitem uma avaliação objetiva dos impactos ambientais a serem causados. Para resolver esta situação, foi feito um trabalho, em nível internacional, de normalização de escalas de avaliação. A Organização Internacional de Normalização (ISO), divulga normas que se dedicam ao gerenciamento ambiental e à avaliação do comportamento ambiental dos produtos. Estas normas fazem parte da série ISO 14.000. Acredita-se que, as questões relativas à reciclagem sejam decididas objetivamente com base nestas normas ⁽⁴⁾.

Na Europa foram dispendidos, nos últimos anos, esforços na reciclagem dos componentes do lixo doméstico, tais como: papel, vidro, metal, plástico e material orgânico, incluindo-se o tratamento e estabilização dos rejeitos. Com base em experiências de décadas, hoje em dia, a pré-separação do lixo nos domicílios, combinada com a coleta seletiva, seguida do tratamento das frações coletadas, é considerada indispensável para se obterem boas taxas de recuperação do material valioso contido no lixo. Outra prática consagrada é o co-processamento destes materiais em fornos de cimento ou máquinas de sinterização. Além de contribuírem com seu conteúdo térmico para a economia de energia da operação, encapsulam os metais pesados de uma forma que os torna inacessíveis ao meio ambiente.

Aspectos econômicos, técnicos e ambientes fazem com que, segundo a da reciclagem, não seja possível o aproveitamento total dos resíduos. Mesmo depois da implantação de métodos avançados de gerenciamento ambiental, sempre haverá o descarte de rejeitos daqueles materiais que não são passíveis de serem reciclados. Felizmente, as quantidades são sempre menores e o material residual é sempre menos nocivo comparados possíveis resíduos, os quais seriam depositados, caso não houvesse a reciclagem.

Nos locais de descarte devem ser tomadas medidas de segurança para que sejam evitados riscos ambientais. Com essas medidas, procura-se reduzir a liberação das substâncias nocivas contidas nesses resíduos industriais, tornando-os, neutros ao meio ambiente. Quando os resíduos depositados apresentam concentrações de substâncias nocivas maiores que aquelas encontradas nos ambientes circundantes dos aterros, estes devem ser submetidos a processos de descontaminação.

Podemos dizer que o tratamento dos resíduos até a sua estabilização visa retirar ou confinar os elementos nocivos neles existentes, ou combiná-los com outras substâncias, evitando-se, assim, que eles fiquem livres e sejam lixiviados. O tratamento dos resíduos difere de acordo com a sua natureza. Os resíduos líquidos e pastosos são tratados por meio de processos físico-químicos, tais como: desestabilização de emulsões, tratamento de efluentes, estabilização etc, enquanto os resíduos sólidos são tratados por meio de processos mecânicos, biológicos e térmicos, tais como: fermentação, compostagem, incineração ou vitrificação. Finalmente, os rejeitos decorrentes desses tratamentos devem ser confinados, de uma forma segura, em locais adequados. Estes confinamentos são os chamados aterros sanitários ou industriais, e precisam ter características de segurança, levando-se em conta o grau de periculosidade e insalubridade dos materiais confinados ⁽⁵⁾.

Para reduzir os riscos decorrentes do descarte final de rejeitos em aterros consideram-se três sistemas de segurança, independentes um do outro, que também são chamados de barreiras. A primeira barreira de aterros sanitário e industrial seguros é constituída do próprio resíduo; quanto mais resistente e impermeável for ele e mais estáveis forem as ligações entre as substâncias nocivas e a matéria sólida, tanto menor será a probabilidade de que o resíduo libere as substâncias nocivas nele contidas.

No Brasil, uma classificação de resíduos, com base nesse raciocínio, é feita nas normas NBR 10.004 e 10.006, da ABNT, que se aplicam aos resíduos sólidos de origem industrial, doméstica, hospitalar, comercial, agrícola e de serviços de varrição, diferenciando-os em três classes ^(6 e 7).

Resíduos classe I – perigosos - são aqueles que causam efeitos letais em organismos de teste (ratos, coelhos); ou possuem um maior grau de inflamabilidade, corrosividade, reatividade, toxicidade ou patogenicidade.

Resíduos classe II – não-inertes - geralmente, mostram alguma combustibilidade, biodegradabilidade ou solubilidade em água.

Resíduos classe III – inertes - comportam-se como inertes em água, de forma que nenhum dos seus constituintes é solubilizado, em testes de solubilidade, a concentrações superiores aos padrões de potabilidade de água.

A segunda barreira de aterros seguros são as vedações artificiais impermeáveis feitas na base, nas partes laterais e na superfície dos depósitos, utilizando-se minerais argilosos e/ou lonas de polietileno.

A terceira barreira pode ser constituída pelo próprio ambiente geológico, ou seja: as rochas impermeáveis existentes na região. Esta última barreira tem por finalidade a contenção do fluxo de substâncias nocivas, caso os outros dois tipos de barreira venham a falhar. Em aterros altamente seguros, a terceira barreira deve ser construída sobre rochas, cujos valores de permeabilidade estão na ordem de 10^{-9} a 10^{-10} m/s. Ela depende, portanto da existência deste substrato e do acesso a ele na região. O local precisa ser cuidadosamente escolhido.

SISTEMAS INDUSTRIAIS DE RECICLAGEM

Beneficiamento de Lixos Doméstico e Comercial⁽⁸⁾

A usina de tratamento de lixo urbano (doméstico e comercial) apresentada na Figura 18.2 opera na cidade de Neuss/Alemanha e tem capacidade nominal de 125.000 t/a. O lixo comercial, constituído essencialmente de embalagens, é selecionado manualmente em transportador de correia, enquanto o lixo doméstico é submetido aos processos de classificação, catação, moagem, fermentação e separação magnética. Cerca de 10 a 15% da alimentação é recuperada no processo, na forma de papéis e metais ferrosos e vendida às indústrias de papel e siderúrgicas.

As misturas de papel e plástico agregam valor negativo devido à sua baixa qualidade. O aproveitamento dessas frações como combustível alternativo ou fonte alternativa para produção de papel ou plástico requer incentivos financeiros pagos pela indústria geradora de resíduo (princípio do poluidor-pagador). Já as substâncias orgânicas contidas na alimentação são submetidas ao processo de compostagem. Neste caso, obtém-se um produto húmico com volume reduzido que pode ser aproveitado em certas aplicações agrícolas ou como material de cobertura em aterros sanitários, amenizando, desta forma, o acesso de pássaros e outros animais.

O lixo doméstico a ser beneficiado é, inicialmente, armazenado em silos horizontais de concreto e forma retangular. A alimentação da usina é feita com auxílio de pá-carregadeira que descarrega sobre um sistema de transportadores de correias que conduzem o material para o processamento. A peneira I é um *trommel* equipado com abridores de sacos e possui abertura de 120 mm.

O retido desta peneira é submetido à catação manual, retirando-se materiais, tais como: pedaços de madeira, peças de motor, tapetes, pedaços de arame, papelão, chapas de ferro, que são selecionados, qualitativamente, e comercializados. Os materiais

restantes, constituídos principalmente de papel, papelão e plásticos são alimentados a um moinho especial, onde ocorre a redução de tamanho do papel e papelão, enquanto os materiais sintéticos não experimentam redução de tamanho.

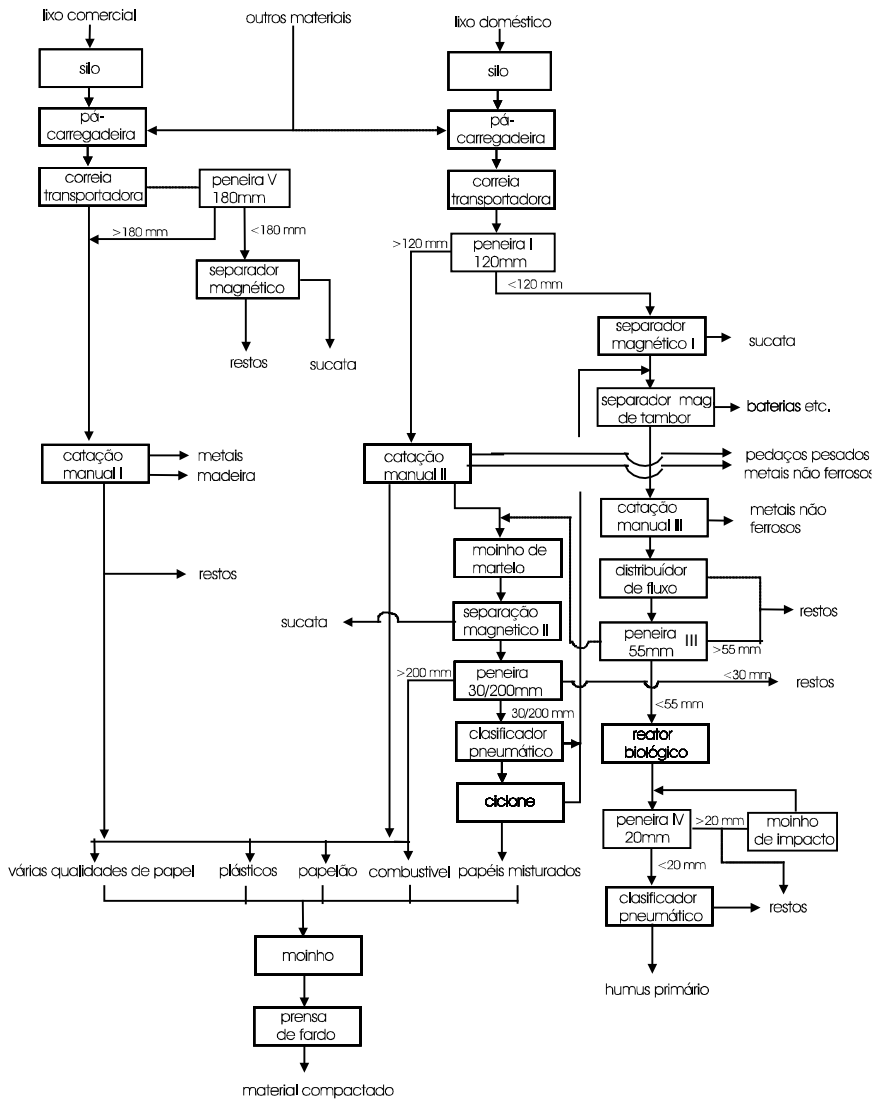


Figura 18.2 - Fluxograma de instalações de tratamento de lixos comercial e doméstico, na cidade de Neuss/Alemanha.

Segue-se a separação magnética a classificação em peneiras com aberturas de 30 e 200 mm, separando-se a fração rica em material sintético e com alto poder calorífico (>200 mm), a fração intermediária rica em fibras de papel (30 – 200 mm) e a fração fina

(<30 mm), que é descartada. As frações retidas, após homogeneização, são compactadas em prensas de fardo de papel.

O passante da peneira I percorre dois estágios de separação magnética onde recuperam-se sucatas ferrosas e pilhas. Na estação de catação III retira-se do fluxo latas e objetos de metais não ferrosos. O restante da separação é descartado em aterro sanitário ou tratado em reatores de fermentação aeróbica, tipo *túnel*, para obtenção de um produto húmico estabilizado num prazo de sete dias. O produto da fermentação é processado em peneira e em fluxo de ar para a retirada de corpos estranhos contidos no material.

O processamento de lixo urbano no Brasil ainda se encontra num estágio muito incipiente. Com exceção de algumas experiências piloto isoladas, em algumas cidades, não se tem notícia da coleta seletiva de lixo doméstico, muito menos da pré-separação dos seus componentes pelos moradores, com a finalidade de promover o seu processamento.

Atualmente, na cidade de Rio de Janeiro, e acreditamos, não ser diferente nas outras, o lixo doméstico, ao ser colocado em frente aos edifícios comerciais e residenciais, passa por um processo de catação manual dos papel e papelão, pelos denominados "catadores de lixo". O papel e papelão recolhidos são vendidos para as fábricas que os utilizam na produção de papel de mais baixa qualidade, principalmente, papel de embalagem.

O lixo doméstico do Rio de Janeiro, ao ser coletado é transportado para áreas de separação gerenciadas por cooperativas de catadores de lixo (sucatas, papelão), onde a catação é feita em pátios ou eventualmente em transportadores de correia.

Há cerca de sete anos a Companhia de Limpeza Urbana do Rio de Janeiro – COMLURB investiu US\$ 23 milhões na construção da usina de compostagem e reciclagem do Caju. No entanto, até o momento não foi possível operá-la a contento, em virtude dos problemas operacionais apresentados. Para evitar a desativação da usina, a COMLURB resolveu alterar o sistema de processamento do lixo, dispensando a utilização dos digestores que deveriam tratar o lixo orgânico, mas estes também nunca funcionaram satisfatoriamente⁽⁹⁾.

O Brasil é um dos líderes da reciclagem de alumínio. Infelizmente, em grande extensão a ocorrência de tal fato deve-se ao subemprego ou desemprego, que leva milhares de pessoas a catar latinhas nas praias, praças e aterros ou lixões.

A reciclagem de latas de alumínio teve grande impulso no início de 1990, como resultado de programas institucionais da Latasa. Hoje o Brasil já atinge índices de 85% de reciclagem para este resíduo, superiores aos índices alcançados pelos EUA, país considerado como referência nesse tipo de reciclagem. O alumínio reciclado de latas representou no ano 1995, 7% das 454.100 t de alumínio consumido no Brasil.

Com o aumento da reciclagem de latas de alumínio, apareceu o problema das borras de fundição, cuja solução, passou pelo desenvolvimento de tecnologia adequada às condições da indústria brasileira.

Beneficiamento de Entulhos Oriundos de Obras de Construção Civil⁽¹¹⁾

Os entulhos oriundos de obras de construção civil consistem de componentes minerais misturados com outras substâncias, tais como: madeira, aço e outros metais, material sintético, restos de tintas e esmaltes, gesso. Com o tratamento dos entulhos de obras, procura-se retirar as substâncias estranhas do resto mineral, o qual, separado em várias frações granulométricas, pode ser usado para fins variados, como por exemplo, em obras rodoviárias, de construção ou terraplanagem.

A instalação de tratamento de entulho apresentada na Figura 18.3 consta de operações de peneiramento, redução de tamanho, separação magnética e catação manual, bem como separação em peneira e classificação pneumática. Quando há muita madeira, usa-se primeiramente separação em água.

O material com granulometria superior a 50 mm é reduzido em britador de impacto, enquanto o material inferior a 50 mm é separado em peneira com abertura de 6 mm. O passante desta separação constitui-se um produto a ser aproveitado na construção de canais e canaletas para tubulações, lastro, concreto de baixa responsabilidade, meio fio, sarjetas etc.

Seguem-se as separações magnética e manual do material, e o peneiramento em seis frações granulométricas. As frações mais grossas (+45 mm) e finas (-4 mm) obtidas nesse peneiramento não são reutilizáveis e descartadas. Já as frações médias são tratadas num separador pneumático, constituído de tubo vertical, operando com velocidade de ar em torno de 17 m/s na classificação da fração mais fina (8/4 mm) e de 50 m/s da mais grossa (45/25 mm), retirando-se partículas leves, na maioria de origem orgânica, folhas e fibras do resto mineral. Os produtos do beneficiamento têm boa aceitação no mercado de materiais para obras rodoviárias.

No Brasil, o processamento de entulhos em escala comercial, visando à reciclagem dos seus componentes, pode-se considerar como inexistente. Na cidade de São Paulo já houve uma iniciativa desse gênero, em nível, apenas, de escala protótipo. Reconhece-se que é mais barato dispor dos entulhos em áreas disponíveis para isso ao invés de processá-los. Ocorre que em cidades densamente povoadas como São Paulo e Rio de Janeiro, tais áreas não existem. O que acontece na realidade é a disposição clandestina e irresponsável desses entulhos ao longo de ruas, estradas e em lotes vazios, o que agrava ainda mais a situação.

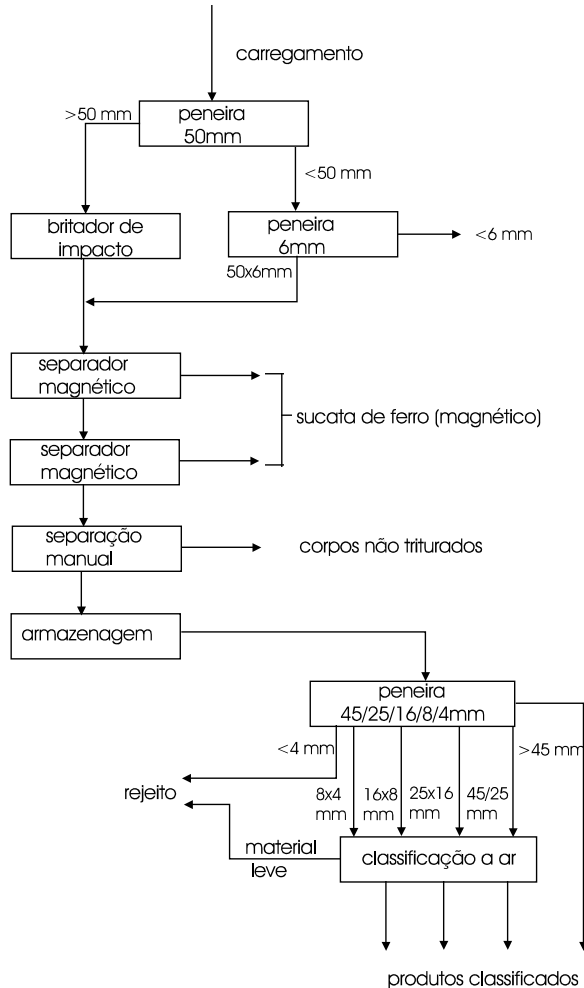


Figura 18.3 - Fluxograma de tratamento de entulhos.

Beneficiamento de Baterias de Chumbo⁽¹²⁾

Há muito tempo que o chumbo das baterias é reciclado por processo de forno de cuba. No entanto, este processo foi encerrado há alguns anos, tanto no Brasil quanto na Alemanha, devido aos impactos ambientais causados pela liberação de gás bióxido de enxofre e poeiras de chumbo gerados durante o processo. Desde então, tenta-se concentrar as atividades de aproveitamento dos materiais contidos nas baterias em usinas menos poluentes.

A Figura 18.4 apresenta uma dessas usinas mais modernas, instalada na cidade Braubach/Alemanha. Nesta recuperam-se chumbo, sulfato de sódio, borracha dura, PVC e polipropileno, atendendo-se as exigências de qualidade do mercado.

Na primeira etapa do tratamento, as baterias são desintegradas em moinho de facas, liberando o ácido que é coletado para ser refinado em empresas especializadas em tais serviços. Em seguida, os fragmentos são peneirados a úmido num *trommel*, retendo as grades, pólos, pedaços de polipropileno, PVC, borrachas e outros componentes, enquanto os detritos finos, pasta ativa e solução de sulfato de sódio constituem o passante da peneira.

A grande vantagem ecológica do processo apresentado constitui-se na transformação do sulfato, contido na massa ativa, em carbonato de chumbo, reação esta provocada pela adição de carbonato de sódio ao passante da peneira. Dessa forma, ao invés do gás SO_2 (dióxido de enxofre), é liberado CO_2 (gás de carbônico), considerado inofensivo à saúde humana, durante a redução em forno giratório.

Em um hidroseparador faz-se a separação do material retido na peneira, obtendo-se uma fração pesada, contendo os componentes metálicos, uma fração intermediária composta de borracha e PVC, e uma fração leve de polipropileno. A fração pesada, após fundida e reduzida via rota pirometalúrgica, dá origem a duas qualidades de chumbo: mole e duro. A separação de borracha e PVC contidos na fração intermediária, feita numa etapa subsequente do processo, exige o controle criterioso da densidade do meio. A fração leve, contendo o polipropileno (PP), é tratado num processo de extrusão, onde se obtém granulado, cuja qualidade permite a venda como matéria-prima para a fabricação de artigos plásticos.

O mercado brasileiro de chumbo, estimado em 130.000 t/ano, é abastecido por importações e recuperação de sucata, principalmente baterias de veículos. Até há algum tempo, a reciclagem dessas baterias foi efetuada por grandes empresas fundidoras de sucata. No entanto, incapazes de se adequarem às normas legais ambientais, encerraram suas atividades. Como o mercado continua sendo abastecido (estima-se 80.000 t/a de sucata de baterias), é de se supor que, atualmente, o reaproveitamento de chumbo é realizado em empresas clandestinas.

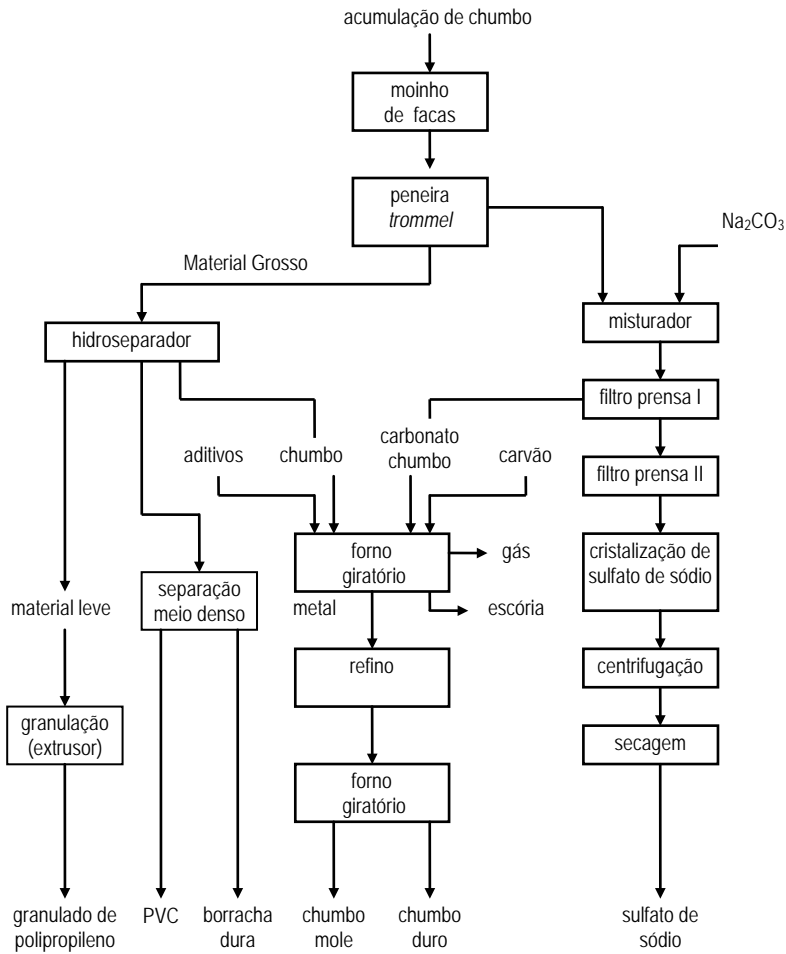


Figura 18.4 - Usina de tratamento de baterias de automóveis na cidade de Braubach/Alemanha.

Reciclagem de Resíduos Industriais⁽¹³⁻²⁰⁾

Um estudo realizado no ano de 1995 pelo Ministério de Minas e Energia mostrou que a indústria siderúrgica é responsável pela geração de mais de 18 milhões de toneladas de resíduos por ano. Aqui estão contidas escórias de alto forno e aciaria numa percentagem de 50%, enquanto finos, pós, lamas, borras e refratários corresponderam à massa restante. O estudo evidenciou que alguns resíduos, como finos de coque, carvão, minérios, carepa e sucatas são recirculados e aproveitados nos processos siderúrgicos; porém outros, como subprodutos de coqueria, têm seu aproveitamento ainda limitado.

Segundo o Instituto Brasileiro de Siderurgia, 62% dos resíduos deste setor são reciclados e o restante descartado em aterros (1994).

A produção de gusa, por guseiros independentes, situou-se nos últimos anos na faixa de 5 milhões de toneladas por ano. Entretanto, não se sugere nem se prevê qualquer uso ou aproveitamento dos resíduos, tais como: pós de carvão, minério, fundentes; escórias ou material refratário.

O país produz cerca de 1,6 milhões de toneladas de peças fundidas em ferro, aço e não ferrosos, por ano. Estima-se que mais de 1 mil toneladas de resíduos de areia de fundição sejam geradas neste setor: além de não terem um aproveitamento econômico, são prejudiciais ao meio ambiente.

Um inventário realizado no ano 1993 pela Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental de São Paulo (CETESP), em parceria com 512 empresas da região metropolitana de São Paulo, revelou que na região são gerados anualmente 2,57 milhões de toneladas de resíduos industriais das classes I, II e III. Esse valor cresce para 12,2 milhões de toneladas por ano, se forem incluídos os resíduos da Baixada Santista e Vale do Ribeira.

Desse total, 7,3 milhões toneladas foram dispostas no solo. Deste total, cerca de 14% foi disposto de forma inadequada, o que significa um sério problema de contaminação. Apesar desse quadro crítico, a CETESP afirma que houve uma evolução nos últimos anos, como resultado da otimização de processos, contemplando a reutilização de resíduos.

No setor de mineração, a reciclagem de finos e resíduos tem sido aumentada nos últimos anos. À título de exemplo, para o resíduo fosfogesso, gerado durante a produção de ácido fosfórico no complexo industrial da Serra da Mineração, foi desenvolvido um processo de beneficiamento, o qual proporciona o aproveitamento do material em algumas indústrias de papel do Estado de São Paulo. Na pedreira Reago no Estado de São Paulo, com os finos da lavra de granito são produzidos tijolos pré-moldados para uso na construção civil. Em geral, a fração fina das areias lavradas para uso na construção civil constitui o rejeito do beneficiamento. No entanto, esse material fino pode ser aproveitado como aditivo na fabricação de vidro quando submetido ao processo de pelotização. Outros estudos mostraram que os rejeitos do beneficiamento de caulim podem ainda ser processados para serem utilizados na produção de cerâmicas isolantes e refratárias.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) SENADO FEDERAL Constituição República Federativa do Brasil, Art. 225, 1988.
- 2) GEORGESCU-ROEGEN, N. The Entropy Law and the Economic Process, em Min. Retrosp., Eastern Economic Journal, 12 (1), pgs. 3/25, 1987.
- 3) SUTTER, H. Vermeidung und Verwertung von Sonderabfällen, Grundlagen, Verfahren, Entwicklungstendenzen, In: Abfallwirtschaft, Vol. 17, ed. E. Schmidt, Berlin, 1987.
- 4) REIS, M. J. L. ISO 14000: Gerenciamento Ambiental - um novo Desafio para a sua Competitividade; Rio de Janeiro, Editora Qualitymark, 1996.
- 5) HOBERG, H.; WELLENKAMP, F.; FIMPEL, U. Sonderabfallwirtschaftskonzept für das Saarland, Lehrstuhl für Aufbereitung und Entsorgung der RWTH Aachen, 1991.
- 06) ABNT NBR 10004 Resíduos Sólidos, Rio de Janeiro, 1987
- 07) ABNT NBR 10006 Solubilização de Resíduos, Rio de Janeiro, 1987.
- 08) HOBERG, H. Konzepte zur Hausmüllsortierung, In: Studienbaustein Abfall und Recycling, RWTH Aachen, 1995.
- 09) N. N. Problemas com Usina de Compostagem, Saneamento Ambiental (26), p.9/10, 1996.
- 10) KELLERWESSEL, H. Aufbereitung disperser Feststoffe: mineralische Rohstoffe, Sekundärerohstoffe, Abfälle, Düsseldorf, editor VDI, p. 192/194, 1991.
- 11) KRÜGER, J.; WINLER, P. Recycling von NE-Metallen (Al, Cu, Pb, Zn), In: Studienbaustein Abfall und Recycling, RWTH Aachen, 1995.
- 12) MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA Grupo do Ministério de Minas e Energia faz Estudo sobre Reciclagem de Rejeitos Metálicos, In: Metalurgia & Materiais, p.866-867, 1995.
- 13) CHEHEBE, J. R. B. et al. Gestão Ambiental na Siderurgia Brasileira, Metalurgia e Materiais, p. 868, 1994.

- 14) VALERY, J.R.; CHAVES, A.P. Processo de Beneficiamento para Obtenção de uma Carga Mineral Nobre a partir de Fosfogesso, (Boletim técnico da Escola Politécnica da USP, BT/PMI/013), EPUSP, 1993.
- 16) PAUL, B.C.; CHAVES, A.P.; WHITE, C.M. Mc Kinney, G. Pelletization – Solution to Fines Handling Problem, Pit and Quarry, v85, p. 30/33 e v. 86, p. 34/37, 1993.
- 17) FUJIMURA, F. et al. Estudos para Determinação das Possibilidades do Aproveitamento de Rejeitos de Caulim. Congresso Italo-Brasileiro Díngegneria Mineraria, Anais vol. 3, p. 231/237, 1994.
- 18) FLAKSBAUM, C. Reciclagem de Rejeito de Caulim, trabalho de formatura, EPUSP, São Paulo, 1992.

GLOSSÁRIO

| | |
|-------------------|---|
| Impacto ambiental | Conseqüências nocivas para a saúde e bem estar humano, bem como da flora e fauna. |
| Lixo doméstico | Resíduos domésticos contidos em toneis ou sacos. |
| Lixo comercial | Resíduos oriundos de estabelecimentos comerciais. |
| Lixo industrial | Resíduos oriundos de operações de produção industrial. |
| Ônus ambiental | Alteração no meio ambiente que resulte em perda de recursos naturais ou deterioração na qualidade dos bens comuns (ar, água, solo). |
| Reciclagem | Conjunto de processos para o redirecionamento de materiais no ciclo de materiais da economia. |
| Compostagem | Processo de transformação aeróbica de substâncias orgânicas com a participação de microorganismos aeróbicos, resultando em material húmico. |
| Rejeito | Produto gerado nos processos de tratamento de minérios e que contém os minérios de ganga. |
| Resíduo | Definida na |

*Simulação de Usinas
de Beneficiamento:
Princípios Básicos*

R. Peter King

Chefe do Dept° de Engenharia Metalúrgica
da Universidade de Utah, Ph.D.

Claudio L. Schneider

Eng° de Minas/UFRGS, Mestre em Metalurgia/UFRGS,
Doutor em Metalurgia/Universidade de Utah,
Professor Assistente e Pesquisador da Universidade de Utah,
Tecnologista Sênior do CETEM/MCT

Tradução: Adão Benvindo da Luz
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

O QUE É SIMULAÇÃO?

Nos últimos anos, tem surgido na literatura muitas referências sobre simulação, em computador, como uma técnica para projeto e análise de unidades industriais de processamento mineral. Isto vem se tornando um campo popular da pesquisa, com uma grande quantidade de bons trabalhos já desenvolvidos, tornando a simulação uma ferramenta viável e prática. Simulação é qualquer procedimento usado para modelar um processo, sem ter que pré-operá-lo. Existem várias maneiras de chegar a uma simulação, no entanto a mais eficiente é através do computador digital. O computador digital é programado para imitar o comportamento de uma usina e pode prover uma descrição do que a mesma fará e como essa funcionará sob uma variedade de circunstâncias. Isto é uma prática adotada porque o computador pode expor muitos aspectos do projeto de uma usina, sem o inconveniente de operá-la sob condições experimentais. É surpreendente como uma boa simulação em computador pode fornecer uma informação efetiva sobre comportamento e desempenho de uma usina de processamento mineral.

A simulação de um sistema complexo de engenharia só é possível quando se tem a compreensão detalhada de cada componente e a simulação é, para o engenheiro, uma ferramenta de previsão do comportamento de sistemas mesmo que estes não existam na realidade. Entretanto, a previsão de um simulador só é boa na medida em que se tenha uma compreensão básica das partes componentes. O computador é um componente essencial da simulação, por duas razões:

na maioria dos sistemas de interesse para o engenheiro de processamento mineral, as operações unitárias individuais são tão complexas que estas só podem ser convenientemente descritas em termos matemáticos. Em geral estes termos podem ser traduzidos para código de computador;

os sistemas de interesse relevam interações e interconecções complexas entre as unidades individuais. Em muitos casos, essas interações complexas não podem ser descritas de forma adequada por métodos puramente matemáticos e a habilidade do computador para transferir informações de um programa de modelo para outro é explorada efetivamente para simular as transferências de material, informação ou energia em um sistema real.

Formulações puramente matemáticas de sistemas complexos só são realmente efetivas quando os sistemas são lineares no sentido matemático. Nestes casos, a álgebra linear e matricial pode ser utilizada para resolver o problema. Lamentavelmente, a maioria dos sistemas de interesse reais são fortemente não-lineares e são necessárias as capacidades heurísticas do computador para ocupar o espaço das descrições puramente matemáticas.

A relação entre o modelo e o sistema real de engenharia será enfatizada várias vezes no decorrer deste capítulo. Isto é vital e constitui-se no princípio fundamental envolvido. A simulação em computador é uma representação abstrata da realidade, construída em código de computador. Para ser útil, deve representar aspectos apropriados da situação real, de uma maneira tal que uma informação útil seja obtida. Modelos para operações unitárias são sintetizados a partir de modelos matemáticos das partes componentes. Isto será considerado, em detalhe, no decorrer do capítulo.

Técnicas de simulação foram desenvolvidas ao longo dos anos e agora é possível simular o desempenho de uma ampla variedade de sistemas de interesse da engenharia. Será dada ênfase especificamente para a simulação de usinas de beneficiamento de minérios. O simulador aqui utilizado, foi desenvolvido para fornecer uma descrição realística da operação de qualquer usina de beneficiamento de minério, tendo como base as melhores técnicas de simulação atualmente disponíveis, e usos eficientes de procedimentos da análise numérica para garantir que os cálculos sejam feitos de forma precisa.

O que é um simulador de beneficiamento de minério?

O simulador é um conjunto de programas de computador que fornecerá uma descrição numérica de uma usina de beneficiamento de minério. O simulador deve conter com uma descrição acurada do:

minério a ser processado;

fluxograma que define o processo;

funcionamento de cada operação unitária que faz parte do fluxograma.

O simulador usa essas informações para fornecer uma descrição da operação da usina. A descrição detalhada do minério incluirá informações sobre suas características físicas e mineralógicas. Uma metodologia para levantar essas informações será descrita posteriormente. O fluxograma é a representação gráfica do conjunto das operações unitárias na usina, mais a rede de tubulações e transportadores que conduzem material entre as unidades. A descrição do funcionamento das operações unitárias é conhecida como modelagem e é necessário modelar de forma precisa o comportamento de cada operação unitária da usina a ser simulada. Literalmente, o simulador reúne o comportamento modelado de cada operação unitária e sintetiza o desempenho global destas.

Quatro conceitos fundamentais enfatizam a construção de um simulador de uma usina de beneficiamento de minério:

usinas de beneficiamento são grupos de operações unitárias conectadas pelas correntes de fluxo do processo que conduzem material de uma unidade para a próxima. O fluxo de materiais é dirigido pela estrutura do fluxograma;

cada operação unitária processa sua própria alimentação de materiais e os separa ou transforma-os, de acordo com o objetivo específico da unidade;

comportamento da usina, como um todo, depende das características de cada operação unitária, bem como da natureza do material que é processado na usina;

simulador reduz as operações da usina, como definido pela estrutura do fluxograma e o comportamento das unidades, para uma seqüência de funções matemáticas lógicas.

Cada conceito que leva à construção de simulador viável e confiável será examinado e discutido. Os conceitos básicos são independentes da natureza precisa de qualquer usina em particular. Esses conceitos levarão ao desenvolvimento de programas (*software*) de simulação que podem ser usados para todas as possíveis configurações de uma usina. A viabilidade de tal *software*, como objetivo geral, faz da simulação em computador uma ferramenta prática e útil no dia a dia da engenharia. Escrever o conjunto de funções requeridas pelo computador para simular uma unidade complexa de beneficiamento de minérios é uma tarefa difícil. A maioria dos engenheiros não têm tempo, inclinação, nem habilidade para tal e não seria custo-efetivo escrever as funções para cada aplicação. O custo em homem horas para gerar as funções, encontrar e remover as falhas num programa de computador, de forma que a máquina possa trabalhar confiavelmente, demandaria bastante tempo. A computação de quaisquer sistemas de engenharia é um negócio altamente especializado e isto é verdade também no processamento mineral e tais atividades devem ser feitas somente por especialistas. Vários simuladores para usinas de beneficiamento de minérios estão no momento disponíveis, e entre outros, o MODSIM oferece uma grande versatilidade para o usuário modificar e adaptar modelos de operações unitárias que são usados pelo simulador. Os modelos padrão que são oferecidos neste pacote são baseados em conceitos recentes, a partir da literatura moderna de processamento mineral. Vários dos modelos que estão incorporados como padrão foram desenvolvidos pelos autores e não estão disponíveis em alguns dos simuladores comerciais. MODSIM é particularmente robusto no modelamento do fenômeno de liberação mineral.

Um simulador que tenha por objetivo geral produzir informações úteis sobre o processo real a ser simulado, deve ter acesso a três classes importantes de informação. Em termos gerais, essas são definidas da seguinte forma:

a estrutura do fluxograma – quais operações unitárias estão incluídas e como essas são conectadas;

a natureza do material a ser processado – sua composição mineralógica e estrutura, a distribuição granulométrica e a quantidade que deve ser processada;

as características de operação de cada unidade no fluxograma, o que requer a descrição completa das operações unitárias (os modelos) e uma especificação dos parâmetros que definem as características de operação das unidades individuais.

Qual simulador pode ser utilizado?

Um bom simulador é uma ferramenta útil para o engenheiro de processo da usina. Essencialmente, o simulador pode demonstrar o que a usina fará sob algumas condições operacionais particulares. Isto pode ser feito de uma maneira barata e sem risco real para o volume de produção ou pode ser feito anteriormente, na elaboração do projeto da usina.

Estudos de Projeto

No estágio de projeto, um bom simulador pode ser usado para:

ajudar o engenheiro de projeto a definir o melhor fluxograma;

assegurar que as especificações de projeto serão satisfeitas sob todas as condições operacionais requeridas;

dimensionar as unidades corretamente e assim eliminar o desperdício de um projeto superdimensionado e evitar a catástrofe do subdimensionamento;

otimizar a operação da usina, alcançando a melhor combinação econômica de teor e recuperação;

identificar as dificuldades potenciais de produção;

fornecer uma avaliação comparativa de equipamentos de fabricantes concorrentes;

definir as garantias de desempenho que devem ser atingidas pelos fornecedores;

descobrir o que acontecerá se as garantias de desempenho não forem atingidas.

Desempenho da Usina em Operação

Um bom simulador pode ajudar o gerente da usina a:

obter o desempenho ótimo a partir de sua usina;

ajustar sua usina para adaptar-se às variações na qualidade da alimentação;

descobrir os pontos de estrangulamento da usina;

- investigar as variações de desempenho formulando perguntas;
- identificar operações unitárias que não estão adequadamente entendidas;
- fazer melhor uso daquelas que estão.

Usina Piloto e Investigações de Laboratório.

- testar modelos teóricos para operações unitárias;
- testar regras de “scale-up” para equipamentos em operação;
- planejar programas experimentais para obter o máximo de informações a partir de experimentos bem planejados.

Cabe lembrar que um simulador somente pode ser efetivo se este fornecer uma descrição válida e confiável sobre as operações da usina.

O modelo do Minério

Beneficiamento de minérios é a tecnologia de engenharia de processo que deve necessariamente existir entre a lavra das matérias-primas minerais e o processo de extração subsequente que recupera os metais úteis. O beneficiamento de minério é direcionado inicialmente para a separação de espécies minerais ou grupos de minerais, dentre os vários minerais que constituem o corpo do minério. Minerais são espécies químicas inorgânicas e a variedade de tipos de cristais é grande. Minerais de minério são materiais a partir dos quais são recuperados elementos individuais. Estes estão quimicamente ligados à estrutura cristalina dos minerais.

A extração desses elementos por rotas de processamento piro ou hidrometalúrgico é onerosa e a ação de concentração dos processos de beneficiamento de minério pode ter um efeito significativo sobre o custo dos processos relativos à metalurgia extrativa. Nenhuma transformação química está envolvida no beneficiamento de minério. Os processos dominantes são aqueles que transformam a natureza física do material e separam o material sólido usando vários atributos físicos dos materiais sólidos.

A natureza cristalina da maioria dos minerais de minério que ocorrem na natureza impõe que os minerais estão presentes em uma mistura aleatória, numa distribuição de tamanhos que varia de poucas dezenas de micron até poucos centímetros. A separação física de uma espécie mineral de outra pode ser atingida pela redução do material sólido a um estado particular, seguido pela separação das partículas por meios físicos. A redução a um estado particular é essencial e a tecnologia de qualquer processo de concentração está intimamente ligada à natureza do material em particular que é produzido pela cominuição do minério. De fato, a transformação do tamanho do material pelo processo de cominuição é o processo de transformação dominante que será aqui considerado.

Os processos de concentração usados para separar minerais de minério das suas gangas variam de forma impressionante, de acordo com as propriedades físicas dos minerais que afetam a separação dos mesmos. As propriedades físicas mais usadas são peso específico e susceptibilidade magnética dos materiais sólidos. Muitos efeitos químicos perceptivos, notadamente as propriedades químicas das superfícies dos minerais, também são usados para atingir a separação.

A ênfase em todas as tecnologias de beneficiamento de minério está no estado particulado de um material sólido e é a nossa habilidade para separar partículas, umas das outras, que determina o sucesso ou não de uma operação de beneficiamento do minério. Os princípios envolvidos em todas as operações unitárias de interesse estão associadas ao comportamento de partículas individualizadas ou em conjuntos, no equipamento. Nos primórdios da tecnologia de beneficiamento, (os registros históricos datam mais de 200 anos), os processos foram desenvolvidos à base de uma compreensão empírica do comportamento das partículas de materiais sólidos, numa variedade de situações distintas. Durante as últimas três décadas, a ênfase tem sido direcionada para uma análise da mecânica das partículas nas operações unitárias que evoluíram sobre as bases recentes do entendimento empírico. Os princípios básicos da maioria das operações unitárias do beneficiamento de minério estão agora comparativamente bem entendidas e estes princípios básicos podem ser usados para analisar o mecanismo das partículas envolvidas em cada operação unitária. A operação de uma unidade como um todo, é determinada pela soma total do comportamento de todas as partículas sólidas envolvidas no processo de separação.

Um simulador está projetado para explorar as técnicas de modelamento que, por sua vez, são baseadas na mecânica das partículas dentro das operações unitárias do beneficiamento de minério. Os modelos usados em um simulador estão baseados na natureza particulada do material sólido que é processado e, como resultado, modelos complexos podem ser criados e usados para a descrição das operações unitárias.

Essa habilidade para a acomodação de modelos de considerável complexidade dá ao simulador sua versatilidade e potência, e uma compreensão da descrição do material sólido particulado é necessária para que se possa aproveitar, com vantagem, os diversos avanços que têm sido feitos nas técnicas de modelamento, na área de tratamento de minérios, durante as últimas três décadas.

O Estado Particulado

O estado particulado é definido para descrever um material sólido que está reduzido a partículas que variam de poucos centésimos de micra, a poucos centímetros de diâmetro. Para um material sólido de origem mineralógica, essa variação de tamanho implica que 1 kg de material consistirá de um grande número de partículas (por exemplo, um bilhão de cubos de 10 μm de tamanho). Usinas comerciais de beneficiamento de minério processam muitas toneladas de material bruto, por dia, afim de que um número extremamente elevado de partículas sejam produzidas.

Embora os modelos de operações unitárias de beneficiamento de minérios sejam baseados no comportamento de partículas individuais dentro do ambiente do equipamento de processo, é bastante fora de propósito tentar descrever a rota de cada partícula individualmente quando estas passam através de uma operação unitária. Muito menos o fluxograma completo de uma usina, com sua multiplicidade de unidades e complexa topologia de fluxos. Este fato, mais do que qualquer outro, determina a estrutura dos dados requeridos, resultando em uma descrição válida dos sólidos particulados e ainda compreensiva o suficiente para que se possa explorar os conceitos básicos de mecânica de partículas, baseada em princípios físicos sonoros.

Devido ao grande número de partículas envolvidas, uma analogia com os princípios utilizados em processamento químico pode parecer atrativa na concepção de modelos para sistemas particulados. Esta analogia é evitada devido a um fato muito significativo: as entidades básicas no processamento químico são moléculas que, para um dado composto, tem propriedades invariáveis, enquanto que no tratamento de minérios as entidades básicas são partículas, e nem duas das quais podem ser idênticas.

Depara-se, então, com o problema de criar-se uma descrição matemática que seja capaz de acomodar uma grande população de partículas, reconhecendo-se a variação das propriedades de cada partícula, individualmente. Felizmente, uma estrutura matemática poderosa que utiliza pesadamente a teoria das probabilidades, está prontamente disponível. Esta estrutura é utilizada como base no desenvolvimento de modelos modernos de operações unitárias de beneficiamento.

A descrição do material particulado está baseada no conceito de função distribuição, que é mais familiar como um descritor para distribuições de tamanhos de partículas. A notação é direta e muito simples, e estabelece as medidas que são feitas em laboratório. Estas funções distribuição estão apresentadas na seção seguinte.

Distribuição de Tamanhos de Partículas

A característica mais óbvia de uma partícula, do ponto de vista do seu comportamento na operação de beneficiamento de minério, é o seu tamanho. O próprio tamanho é muito difícil de ser definido precisamente, mas felizmente o método de descrição a ser usado não requer precisão na definição e na determinação experimental do tamanho da partícula. Um considerável grau de liberdade é admissível, sem comprometer-se a precisão do método.

A medida mais comum do tamanho de uma partícula é a menor malha quadrada que permitirá a passagem da partícula, sob gravidade, com vibração. Tal granulometria é prontamente medida, em laboratório, com precisão suficiente para fins práticos por meio do procedimento usual da análise granulométrica.

A característica essencial da descrição matemática é a função de distribuição de tamanhos $F(d_p)$, que pode ser definida da seguinte forma:

$F(d_p)$ = fração em massa de partículas na população que passará pela malha quadrada de lado igual a d_p .

$F(d_p)$ é uma função ordinária de d_p , que todavia tem algumas propriedades importantes que devem sempre estar em mente. Estas propriedades são:

$$F(0) = 0$$

$$F(\infty) = 1$$

$$F(x) \geq F(y) \text{ sempre que } x \geq y$$

O valor F é medido, experimentalmente, num número de tamanhos fixos que correspondem ao tamanho da malha do conjunto de telas de peneira que estão disponíveis no laboratório. Este dado é usualmente apresentado em forma tabular, mostrando o tamanho da malha *versus* a fração menor do que aquela malha.

Representações gráficas são muito úteis e são freqüentemente preferidas porque é geralmente mais fácil avaliar e comparar a distribuição de tamanhos de partículas, quando a função é imediatamente visível por inteiro. Uma variedade de sistemas de coordenadas gráficas diferentes tem se tornado popular, visando à elaboração do gráfico da função de distribuição próxima a de uma linha reta. O eixo correspondente ao tamanho das partículas, usualmente a abcissa, é plotado numa escala logarítmica coordenada.

Essa escala trabalha de acordo com a função distribuição $F(d_p)$. Considera-se, então, a proximidade de $F(d_p)$ relativamente às funções log-log; log-normal e Rosin-Rammeler. Papéis milimetrados especiais estão disponíveis para esta finalidade.

As aberturas das malhas em uma série de peneiras padrão variam em progressão geométrica, com a abertura da malha de cada peneira adjacente, segundo um fator constante. O fator constante é usualmente 2 elevado a uma potência fracionada (freqüentemente $\sqrt{2}$). Tais séries geométricas serão plotadas segundo uma série de pontos equidistantes numa escala logarítmica.

Embora a função distribuição $F(d_p)$ seja perfeitamente bem definida e seja possível realizar suas medidas em laboratório, não é diretamente útil para modelagem de operações unitárias de tratamento de minérios. Com esse objetivo, uma função densidade derivada é usada. A função densidade discreta do tamanho da partícula $f_i(d_p)$ é definida, como segue:

$$f(d_p) \Delta d_p = F(d_p + \Delta d_p) - F(d_p) = \text{a fração em massa da população de partículas que tem tamanhos entre } d_p \text{ e } d_p + \Delta d_p.$$

Δd_p é chamado de intervalo de classe e, normalmente, não é constante. Entretanto, valores sucessivos formam séries geométricas. Isto leva à idéia de classes de partículas,

que incluem todas partículas na população que tem propriedades num intervalo de classe de tamanho estreito. Se o intervalo for suficientemente pequeno, é possível atribuir um valor simples para a propriedade que define a classe, de maneira que para cada partícula na classe possa ser atribuído um comportamento igual à uma partícula que tenha a propriedade média da classe. No caso de tamanho de partículas, este tamanho representativo é geralmente tomado como a média geométrica, exceto para as duas classes extremas que não têm média geométrica. É usual estender-se as médias geométricas como séries geométricas para as duas classes extremas, e esta é geralmente uma prática satisfatória. Os simuladores operam com as classes individuais de partículas e consequentemente, as distribuições de tamanhos de partículas devem ser especificadas na forma diferencial.

Tabela 18.1 – Distribuição de tamanho de partículas no produto de um moinho de bolas.

| C1 | C2 | C3 | C4 |
|----|--------------|------|------|
| 1 | + 2360 | 2780 | 2,4 |
| 2 | -2360 + 1700 | 2000 | 3,1 |
| 3 | -1700 + 1180 | 1416 | 4,0 |
| 4 | -1180 + 850 | 1000 | 5,0 |
| 5 | -850 + 600 | 714 | 6,6 |
| 6 | -600 + 425 | 505 | 9,1 |
| 7 | -425 + 300 | 357 | 13,1 |
| 8 | -300 + 212 | 252 | 16,4 |
| 9 | -212 + 150 | 178 | 12,7 |
| 10 | -150 + 126 | 126 | 7,6 |
| 11 | -106 + 75 | 89 | 4,9 |
| 12 | -75 + 53 | 63 | 3,7 |
| 13 | -53 + 38 | 45 | 2,8 |
| 14 | -38 + 27 | 32 | 1,8 |
| 15 | -27 | 22 | 6,8 |

C1 - Classes de Tamanhos. C2 - Intervalo de Tamanhos (µm). C3 - Tamanho Representativo (µm). C4 – Densidade da Distribuição do Tamanho de Partícula (%).

A chave do sucesso dessa aproximação para a modelagem em beneficiamento de minério é o uso de intervalos de classe estreitos, de maneira que o comportamento de todas as partículas, na classe, possa ser realisticamente modelado, usando-se a propriedade média da classe. Isto pode implicar que um grande número de classes de partículas deva ser especificado. Os simuladores são criados especificamente para manusear, eficientemente, um grande número de classes de partículas, e são, assim, um veículo ideal para simular fluxogramas de beneficiamento de minérios, usando modelos particulados precisos. O esforço adicional que é requerido para que se possa fazer esses cálculos de forma precisa, é inteiramente removido do usuário. Uma especificação típica da distribuição de tamanhos da alimentação de um de moinho de bolas é mostrado na Tabela

18.1. Esta é baseada na série padrão $\sqrt{2}$, e cobre um intervalo começando em 2,78 mm e terminando em aproximadamente 20 μm , em 15 classes. Um simulador normalmente utiliza, para seus cálculos internos, mais classes de tamanho do que as usadas para especificar a distribuição de tamanho nos fluxos de alimentação do fluxograma.

O Manual do Usuário deve ser consultado para detalhes dos métodos que são usados para especificar as distribuições de tamanho e para selecionar o número de classes de tamanho a ser usado nos cálculos internos.

Liberação Mineral e a Distribuição de Teores

A composição mineralógica das partículas que são processadas nas operações de beneficiamento de minério varia de partícula a partícula e isto é de grande importância operacional. O objetivo das operações de beneficiamento de minério é a separação das espécies minerais para produzir concentrados com uma maior quantidade relativa do mineral desejado. O objetivo das operações de cominuição é a liberação física dos minerais pela fragmentação. Infelizmente, exceto em casos muito favoráveis, os minerais não se separam completamente e muitas partículas, não importa quão finamente o material é moído, contém uma mistura de duas ou mais espécies minerais. Algumas partículas, certamente, serão compostas de um mineral simples e, neste caso, estarão completamente liberadas. A quantidade de mineral liberado é uma função muito complexa da:

estrutura cristalina e textura dos minerais;

interação entre estes e a fratura principal que é induzida pela operação de cominuição.

Esforços consideráveis tem sido devotados à pesquisa do fenômeno da liberação e, nos anos recentes, bons modelos foram desenvolvidos para descrever as características de liberação de um minério. Com o objetivo de permitir uma liberação incompleta das espécies minerais, uma função de distribuição adicional deve ser definida. Porém, é necessário, inicialmente, criar-se um método para a representação da composição mineralógica da partícula.

Quando apenas duas espécies minerais estão envolvidas, por exemplo, um mineral útil e a ganga, isto não é difícil. É necessário especificar apenas a fração mássica ou volumétrica da partícula que compõe o mineral. Normalmente, usa-se o símbolo g para representar esta fração (o teor da partícula). Quando mais de duas espécies minerais são relevantes, a situação é mais complicada e g será um vetor com mais de um componente, onde cada componente representa a fração mássica de espécies minerais simples. A soma das frações deve ser igual à unidade. Para manusear esta complexidade, o conceito de *tipo de partícula* distinta, ou classe, é definido. Como no caso de tamanho de partícula, classes finitas são definidas, onde cada classe é caracterizada por partículas de uma composição mineralógica média. O número de classes que deve ser usado dependerá da complexidade mineralógica e das características de liberação do minério a ser beneficiado no processo

simulado. Uma classe é usualmente alocada para cada fase mineral pura que está presente, porque alguns destes minerais poderão estar perfeitamente liberados. Um simulador deve alocar automaticamente tais classes *perfeitamente liberadas*. Entretanto, somente alocará classes de partículas para acomodar minerais não liberados se isto for especificamente requerido pelo usuário. Se tal solicitação é feita, o usuário deve definir a composição das classes que são requeridas para definir cada tipo de partícula. O exemplo mais comum desse esquema para classificação de tipos de partículas são os conhecidos dados de lavabilidade provenientes do fracionamento por densidade do carvão. A análise padrão de lavabilidade separa o carvão em um número de classes estreitas de densidade relativa, onde cada classe pode ser caracterizada pelo teor de cinzas do carvão.

Quanto maior o teor de cinza, maior a densidade relativa. Uma análise típica de lavabilidade para uma amostra de carvão é apresentada na Tabela 18.2.

Tabela 18.2 – Dados típicos de lavabilidade de carvão

| C1 | C2 | C3 | C4 | C5 |
|----|-------------|-------|-------|-------|
| 1 | F 1, 30 | 18,64 | 18,64 | 4,30 |
| 2 | 1,30 – 1,32 | 11,15 | 29,79 | 5,11 |
| 3 | 1,32 – 1,34 | 6,67 | 36,47 | 6,22 |
| 4 | 1,34 – 1,36 | 7,12 | 43,58 | 7,15 |
| 5 | 1,36 – 1,38 | 6,87 | 50,45 | 9,04 |
| 6 | 1,38 – 1,40 | 6,22 | 56,67 | 10,80 |
| 7 | 1,40 – 1,42 | 5,47 | 62,14 | 12,20 |
| 8 | 1,42 – 1,44 | 5,04 | 67,18 | 13,90 |
| 9 | 1,44 – 1,46 | 5,02 | 72,20 | 16,10 |
| 10 | 1,46 – 1,48 | 4,60 | 76,80 | 17,90 |
| 11 | 1,48 – 1,50 | 3,77 | 80,57 | 21,30 |
| 12 | A 1, 50 | 19,42 | 100,0 | 40,60 |

C1 – Tipo de Partícula. C2 – Intervalo de densidade relativa. C3 – Rendimento Fracional (%). C4 – Rendimento Cumulativo (%). C5 – Cinzas (%). F – Flutuado. A – Afundado.

As especificações de dados equivalentes para uso em um simulador, como por exemplo o MODSIM, são apresentadas na Tabela 18.3. Observe que nenhuma classe de partícula foi alocada como totalmente liberada, porque partículas de carvão perfeitamente liberadas e sem cinza nunca são observadas na prática.

Para uma simulação correta e confiável de usinas de lavagem de carvão, é necessário especificar a lavabilidade do carvão no maior número possível de frações granulométricas. Um simulador poderá acomodar facilmente tais dados e, de fato, fornecer um desempenho melhorado, à medida que os dados estejam mais completos e detalhados.

Tabela 18.3 – Dados provenientes da Tabela 18.2 especificados no formato adequado para uso no simulador

| C1 | C2 | C3 | C4 |
|----|-----------------|--------|-------|
| 1 | 0,9570 - 0,0430 | 0,1864 | 1,10* |
| 2 | 0,9489 - 0,0511 | 0,1115 | 1,31 |
| 3 | 0,9378 - 0,0622 | 0,0667 | 1,33 |
| 4 | 0,9288 - 0,0712 | 0,0712 | 1,35 |
| 5 | 0,9096 - 0,0904 | 0,0687 | 1,37 |
| 6 | 0,8920 - 0,1080 | 0,0622 | 1,39 |
| 7 | 0,8878 - 0,1220 | 0,0547 | 1,41 |
| 8 | 0,8610 - 0,1390 | 0,0504 | 1,43 |
| 9 | 0,8390 - 0,1610 | 0,0502 | 1,45 |
| 10 | 0,8210 - 0,1790 | 0,0460 | 1,47 |
| 11 | 0,7870 - 0,2130 | 0,0377 | 1,49 |
| 12 | 0,5940 - 0,4060 | 0,1942 | 1,67* |

*Estimado a partir do gráfico de percentagem de cinza versus peso específico

C1 – Tipo de Partícula. C2 – Distribuição Mineral para esse Tipo. C3 – Distribuição de Densidade para esse Tipo de partícula. C4 – Peso Específico para esse Tipo.

Vários formatos para a entrada de dados, adequados para carvão, podem ser oferecidos no simulador. Se a análise imediata está disponível para cada fração de lavabilidade em cada granulometria, o simulador deve oferecer uma interface para entrar-se diretamente com esses dados e o simulador calculará, então, a análise imediata do material em todos os fluxos da usina. Isto resultará numa descrição muito completa da operação de lavagem do carvão. O simulador necessitará, no mínimo, da análise de cinzas para cada fração de lavabilidade. O simulador poderá, também, manter indicações do poder calorífico e dos teores de enxofre (pirítico e orgânico) em cada fluxo do processo, incluindo os produtos.

Nenhum formato de dados padrão, comparável ao formato utilizado para carvões, é de uso comum para outros sistemas minerais, de maneira que a composição mineralógica deve ser especificada para cada tipo de mineral. Trata-se do espectro de liberação para o minério. Está tornando-se muito comum ver o espectro de liberação para minérios binários especificado em 12 classes de partículas – uma para cada classe de minerais liberados nos extremos do espectro e dez classes que descrevem as partículas mistas em intervalos de 0,1 em *g*. Minérios com mais de dois componentes minerais devem ser descritos usando-se um maior número de classes de partículas e só recentemente foram desenvolvidos os modelos de liberação para materiais multicomponentes.

O espectro de liberação é uma função do tamanho da partícula. Em geral, quanto mais finas as partículas, maior a probabilidade de encontrar-se partículas completamente liberadas. É necessário, portanto, especificar a distribuição de material entre os tipos de partículas para cada classe de tamanho. Entretanto, se a usina que está sendo simulada

inclui unidades de cominuição, poderá ser suficientemente correto assumir que todo o material da alimentação está concentrado num tipo de partícula que inclui a composição mineral média. A liberação dos minerais será gerada pelo modelo de liberação do simulador, que por sua vez estará associado à cada modelo de unidade de cominuição. O simulador poderá também acomodar variações na distribuição mineral para as classes de teor dos vários tamanhos de partículas nos fluxos de alimentação da usina.

Propriedades Físicas das Partículas

Todas as operações de beneficiamento dependem de uma ou outra propriedade física para promover a concentração desejada na unidade. Desde que o objetivo do beneficiamento de minério é a separação dos minerais valiosos, torna-se necessário que as propriedades físicas variem de partícula a partícula. A variação das propriedades físicas pode ser considerada especificando-se valores de propriedades físicas para cada tipo (classe) de partícula. Toda e qualquer partícula em uma mesma classe pode ser considerada como possuidora do valor da propriedade física apontada para aquela classe.

A propriedade física mais importante no beneficiamento de minério é o peso específico da partícula. Essa propriedade forma a base para toda a separação gravítica, incluindo meio denso e processos de separação centrífuga. Esses processos de separação respondem pela maior quantidade de material processado em todo mundo, depois da flotação. O peso específico de uma partícula é determinado pela sua composição mineralógica. Assim, o peso específico de uma partícula composta é a soma do peso específico dos minerais constituintes, ponderada pelas frações volumétricas dos componentes minerais. O simulador de processos pode calcular os pesos específicos de cada tipo de partícula, uma vez que a composição mineralógica das partículas tenha sido definida para cada classe de partículas, bem como os pesos específicos dos minerais individuais tenham sido especificados. Esse é o método natural de especificação, porque libera o usuário dos cálculos relativos ao peso específico de cada classe de partículas. Entretanto, em algumas situações não é possível descrever o peso específico de espécies minerais puras. Isto é verdade, por exemplo, no caso do carvão, uma vez que o material carbonoso seja constituído por uma mistura de macerais. Assim, os pesos específicos definidos não podem ser especificados para cada um dos componentes mineralógicos individuais. Nessas circunstâncias, torna-se necessário determinar o peso específico de cada classe de partícula, através de observações diretas. Esta é, precisamente, a situação com o carvão mineral, onde a função lavabilidade é determinada experimentalmente. O peso específico médio de cada fração lavada é conhecido imediatamente a partir da densidade dos líquidos densos em cada estágio da análise de lavabilidade. Isto está ilustrado na Tabela 18.3. Um bom simulador deve oferecer alternativas ao usuário, podendo este escolher entre especificar as densidades dos minerais individuais, ou especificar as densidades dos vários tipos de partícula.

Outras propriedades físicas podem ser necessárias e o simulador deve permitir que o usuário especifique tantas quantas forem necessárias para adaptar os modelos que serão finalmente usados na simulação.

Distribuição de Constantes Cinéticas de Flotação

O modelo das constantes cinéticas distribuídas para flotação tornou-se amplamente aceito, e um bom simulador deve prover ao usuário uma interface especializada, adequada para a especificação de taxas de cinética distribuídas. Cada tipo de partícula pode estar associada à uma distribuição de constantes cinéticas de flotação. Ao usuário, é solicitado especificar o número total de constantes cinéticas que cobrirão todos os tipos de partícula. A distribuição de partículas nessas classes de cinética de flotação deve ser especificada para cada tipo de partícula. A distribuição para todas as constantes cinéticas deve ser especificada, admitindo-se valores iguais a zero.

Como exemplo, considere a situação na qual dois minerais devem ser separados por flotação. Assuma que as características mineralógicas e de liberação podem estar adequadamente explicadas pela classificação em três tipos de partículas: mineral liberado, ganga liberada e mista. Muitos sistemas minerais tem um comportamento de flotação que pode ser caracterizado pela classificação de cada tipo de partícula em um componente flotável e um não flotável. É notável que muitos sistemas de flotação podem ser modelados a partir desta base simples. Assumindo-se que esta descrição é adequada para o presente exemplo, quatro constantes cinéticas de flotação serão requeridas e a distribuição de partículas sobre estas constantes, para cada tipo de partícula, pode ser exemplificada na Tabela 18.4.

Tabela 18.4 – Exemplo de distribuição de constantes cinéticas de flotação.

| Tipo de partícula | Dist. De partículas nestas classes cinéticas. | | | |
|---|---|-------|-------|-------|
| | k_1 | k_2 | k_3 | k_4 |
| 1 – Mineral Liberado | 0,8 | 0,0 | 0,0 | 0,2 |
| 2 – Mistos | 0,0 | 0,7 | 0,0 | 0,3 |
| 3 – Ganga Librada | 0,0 | 0,0 | 0,5 | 0,5 |
| Onde $k_1 \geq k_2 \geq k_3 \geq k_4 = 0$ | | | | |

Uma facilidade adicional pode ser fornecida pelo simulador em se considerando a especificação das cinéticas de flotação. Em geral, as constantes cinéticas de flotação para um tipo específico de partícula, variam de banco a banco, no circuito. Isto pode ser atribuído à adição interestágios de reagentes ou mudanças no ambiente químico, à medida que a polpa se move com o concentrado de flotação para os estágios de limpeza. Outro fator que contribui para a variação das constantes cinéticas de flotação é a mudança da natureza da espuma, especialmente na simulação da etapa de limpeza. O usuário pode especificar, se desejar, um valor especial das constantes de cinética de flotação, em um banco arbitrário do circuito de células de flotação. No entanto, a distribuição das partículas nas classes de constantes cinéticas de flotação não poderá ser mudada. Em outras palavras, qualquer partícula que está na classe lenta de cinética de flotação, permanece naquela classe. Somente o valor da constante cinética para aquela classe poderá ser alterado.

Alimentação da Planta e Adição de Água

O simulador pode acomodar alimentações múltiplas para a usina que está sendo simulada. A caracterização deve ser feita de acordo com os métodos descritos nas seções prévias. O material em todas as alimentações deve ter estruturas de classes idênticas, todavia as distribuições das partículas nas classes pode variar entre os vários fluxos de alimentação. Por exemplo, se a usina recebe uma alimentação de material grosso e uma alimentação de material fino, a distribuição granulométrica será muito diferente para as duas alimentações. Entretanto, ambas devem ter suas distribuições de tamanho especificadas, contra o mesmo tamanho de intervalo de classe. Obviamente, a alimentação grossa não terá nenhum ou muito pouco material nas classes de granulometria fina e a alimentação fina não terá nada nas classes de granulometria grossa. Um bom simulador pode permitir que classes de tamanho diferenciadas sejam especificadas pelo usuário para cada fluxo de alimentação, e traduzir as distribuições especificadas em uma distribuição de tamanhos que é gerada e manipulada somente internamente, pelo próprio simulador. Embora este artifício seja possível para distribuições granulométricas, as distribuições mineralógicas de composição, propriedades físicas, constantes cinéticas, etc. devem ser especificadas em classes idênticas para cada fluxo de alimentação.

A tonelagem e o conteúdo de água, em cada fluxo de alimentação, devem ser especificados. Alimentações secas são permissíveis. Alimentações de água podem ser adicionadas nas unidades misturadoras ou tanques, ou ainda diretamente à uma unidade de processamento.

Duas opções devem ser fornecidas para as especificações de taxas de adição d'água:

a taxa de adição absoluta pode ser especificada;

o usuário pode especificar a percentagem de sólidos que é requerida no fluxo que sai do misturador ou tanque, onde a água é adicionada.

No último caso, o simulador ajustará continuamente a taxa de adição d'água, correspondendo à taxa de sólido total calculada na descarga do tanque, mantendo a percentagem de sólidos requerida no produto. Esse dispositivo é muito útil na simulação das ações de controle que são incorporadas para manter o conteúdo de sólidos especificado na polpa, em qualquer ponto no fluxograma.

Modelos para Operações de Beneficiamento de Minérios

O desenho (*design*) modular de simuladores de plantas, como o MODSIM, foi desenvolvido, especificamente, para dar ao usuário completa liberdade na escolha de modelos para operações unitárias. A única restrição para os modelos é a necessidade de uma estrutura básica para que o modelo unitário seja capaz de receber, do simulador, os dados da sua própria alimentação, e gerar os dados referentes aos produtos de forma

apropriada para transmitir estes dados para o simulador. Isto, obviamente, é a função natural de um modelo unitário, já que espelha o comportamento real da unidade, que transforma a alimentação de material em fluxos de produtos. Os detalhes do material da alimentação fornecidos pelo simulador para a subrotina do modelo deverão estar de acordo com o modelo de partículas minerais, que já foi descrito acima. À subrotina é fornecida a vazão de massa para a unidade em todas as classes (faixas) de partículas definidas. Os parâmetros do modelo unitário, bem como o vetor de propriedades físicas, também serão fornecidos, pelo simulador, para a subrotina do modelo unitário, bem como a vazão d'água. Esta informação dá ao usuário um escopo quase ilimitado para incluir modelos tão simples ou tão complexos quanto desejado para modelar as operações unitárias

Exemplos de Algumas Simulações Simples

Exemplo 1 - Circuito de Moinho de Bolas

Um moinho de bolas opera em circuito fechado com um hidrociclone, que processa a descarga de um moinho de barras a uma taxa de 800 t/h de sólidos. A distribuição granulométrica da alimentação é a descarga do moinho de barras dada na Tabela 18.1 e a polpa está com 76% de sólidos. O hidrociclone deve ser operado com 50% de sólidos. O tamanho de moinho dará um tempo de residência de 7 min. O minério pode ser considerado como quartzo tendo um peso específico de 2,67.

Desenhe o fluxograma usando o MODSIM e especifique os dados necessários.

Simule o circuito e obtenha a distribuição granulométrica na alimentação e o produto.

Investigue o efeito do diâmetro do hidrociclone sobre o tamanho de corte D_{50} .

Investigue circuitos com 1, 2 e 3 hidrociclones, em paralelo.

Exemplo 2: Célula de Flotação

As constantes de flotação associadas ao minério descrito na Tabela 18.4 são

$$k_1 = 1,23 \times 10^{-2} \cdot s^{-1}$$

$$k_3 = 8,2 \times 10^{-4} \cdot s^{-1}$$

$$k_2 = 5,12 \times 10^{-3} \cdot s^{-1}$$

$$k_4 = 0$$

Simular a operação de um banco de 4 células *Rougher*. A densidade de polpa na alimentação é 34% de sólidos e o *hold-up* nas células é 450 kg sólido/m³ de volume de célula. Traçar um gráfico relacionando o teor e a recuperação com o volume da célula variando de 1 a 10 m³. A taxa de alimentação da célula é 135 t/h. O efeito do tamanho da partícula sobre a cinética de flotação pode ser ignorado e, pode-se assumir que as partículas não liberadas contenham, em média, 16,8% do mineral de interesse. A alimentação contém 10% do mineral liberado, e 85% de ganga liberada. Um modelo cinético simples com constantes cinéticas distribuídas pode ser usado neste exemplo.

POPULAÇÕES DE PARTÍCULAS E FUNÇÕES DE DISTRIBUIÇÃO

O comportamento de um equipamento de separação depende da natureza das partículas individuais que estão sendo processadas. O número de partículas envolvido é muito grande e seria impossível basear as rotinas computacionais em qualquer metodologia que requer uma descrição detalhada do comportamento de cada partícula. A complexidade de tais rotinas seria tal que o desenvolvimento de qualquer modelo prático com alguma utilidade estaria completamente fora de questão. Porém, as características de cada partícula devem ser levadas em conta e modelos úteis não podem ser desenvolvidos enquanto baseados simplesmente nas propriedades médias de todas as partículas na população.

Partículas individuais diferem umas das outras de muitas maneiras; as diferenças que são de interesse no tratamento de minérios são aquelas propriedades físicas que influenciam o comportamento de uma partícula quando sujeita ao tratamento, em qualquer unidade de beneficiamento. As duas propriedades fundamentais mais importantes são o tamanho da partícula e a sua composição mineralógica. Outras propriedades, tais como forma, peso específico, energia de fratura, área superficial, energia superficial e assim por diante, também são importantes e, em muitas operações de concentração podem ser de significância definitiva. As operações de cominuição e classificação são primariamente dependentes do tamanho das partículas, mas a composição, densidade, friabilidade e outras propriedades também podem influenciar o comportamento das partículas nestas operações. Operações de concentração gravítica exploram, basicamente, as diferenças de peso específico entre as partículas, e portanto as espécies minerais diferentes podem ser separadas umas das outras.

As várias propriedades físicas das partículas não são necessariamente independentes umas das outras. Por exemplo, o peso específico de uma partícula pode ser calculado a partir da sua composição mineralógica. Da mesma forma, a energia superficial de uma partícula será especificada pelos componentes minerais que estão expostos na superfície da partícula.

Um sistema definitivo para a descrição suficientemente detalhada das propriedades das partículas na população, deve ser construído de forma que os modelos das operações unitárias sejam suficientemente sensíveis às propriedades individuais das partículas, mas ao mesmo tempo o sistema deve ser suficientemente compreensivo de forma que não seja necessário definir as propriedades de cada partícula, individualmente. Tal sistema é provido por uma descrição que use funções de distribuição.

Funções de Distribuição

A função de distribuição, para uma propriedade qualquer, define quantitativamente como os valores daquela propriedade estão distribuídos entre as partículas da população

inteira. Talvez a função de distribuição mais conhecida e mais usada seja a distribuição granulométrica, mais precisamente chamada de distribuição de tamanhos de partículas $P(d_p)$ definida como a fração em massa das partículas na população com tamanho menor ou igual a d_p . O símbolo d_p será usado neste capítulo para representar o tamanho de uma partícula.

A função $P(d_p)$ tem várias propriedades importantes:

- a) $P(0) = 0$
- b) $P(\infty) = 1$
- c) $P(d_p)$ aumenta monotonicamente de 0 a 1, à medida que d_p aumenta de 0 a ∞ .

As propriedades a) e b) são óbvias porque nenhuma partícula na população pode ter tamanho menor ou igual a zero e todas as partículas na população tem tamanho menor que infinito. A propriedade c) reflete o fato de que a fração da população que tem tamanho menor ou igual a d_p^1 deve conter, no mínimo, todas as partículas de tamanho d_p^2 ou menor, dado que $d_p^2 \leq d_p^1$.

Obviamente, o conceito de tamanho de partícula é ambíguo. Partículas que são de interesse no processamento mineral não têm formas regulares definidas, tais como esferas e cubos. O tamanho de uma partícula esférica é, claramente, definido como o diâmetro. Da mesma forma, o tamanho de um cubo pode ser definido, claramente, como o comprimento de um lado, mas outra dimensão poderia ser igualmente bem usada, tal como a diagonal mais longa. O tamanho da partícula não tem um significado único mesmo para partículas com formas regulares. Na tecnologia de processamento mineral uma medida indireta de tamanho é usada. O tamanho de uma partícula é definido como a menor abertura em uma malha quadrada de peneira por meio da qual a partícula poderá passar. Algumas vezes é necessário trabalhar com partículas que são tão pequenas que o método de peneiramento não é adequado para medir o seu tamanho. Então, outras medidas indiretas e apropriadas são usadas, tais como, a velocidade terminal de queda em um fluido de viscosidade e densidade específica conhecidas.

Em aplicações práticas é conveniente e, freqüentemente, essencial fazer uso de uma partição discreta da escala de comprimento, de maneira que a população de partícula seja conceitualmente dividida em grupos individualmente identificados pelo menor ou maior tamanho no grupo.

O valor de P pode ser medido experimentalmente em um número de tamanhos fixos que correspondem ao tamanho da malha do conjunto de peneiras que estão disponíveis no laboratório. Esse dado é usualmente apresentado em forma tabular, mostrando o tamanho da malha contra a fração menor do que a malha. Representações gráficas são proveitosas e são freqüentemente preferidas porque é geralmente mais fácil acessar e comparar distribuições de tamanho de partículas, quando a função completa da distribuição é visível.

Uma variedade de diferentes sistemas coordenados gráficos tornou-se popular com vistas a elaboração do gráfico função distribuição como uma reta ou próximo a essa. O tamanho do eixo da partícula é usualmente plotado sobre uma escala coordenada logarítmica. A escala coordenada é calibrada de acordo com a função distribuição $P(d_p)$ e está próxima da distribuição especificada. Papéis gráficos estão disponíveis para esse fim e estes podem, facilmente, ser desenhados em computador.

As aberturas das malhas nas séries de peneiras padrão variam em progressão geométrica porque a experiência tem mostrado que tal classificação produzirá, aproximadamente, quantidades iguais de sólidos em cada peneira na análise granulométrica. Assim cada abertura de malha é um fator constante maior do que os anteriores. O fator constante é usualmente $\sqrt[4]{2}$ ou $\sqrt{2}$. As aberturas das malhas em tais séries são usualmente plotadas com pontos equidistantes sobre uma escala logarítmica.

Embora a função distribuição $P(d_p)$ seja perfeitamente bem definida e acessível para medidas diretas no laboratório, não é diretamente útil para modelamento de operações unitárias de tratamento de minérios. Com esse objetivo é usada a função densidade derivada. A função densidade de tamanho discreto da partícula é usada, como segue:

$$p_i(d_p) = \int_{D_i}^{D_{i-1}} dP(d_p) = P(D_{i-1}) - P(D_i) = \Delta P_i \quad [18.1]$$

= fração em massa da população de partículas que tem tamanho entre D_{i-1} e D_i

$p_i(d_p)$ é chamado função densidade discreta fracionada e o argumento d_p pode ser omitido se não houver risco de confusão com outras grandezas.

$\Delta d_p = D_{i-1} - D_i$ é conhecida como faixa de tamanho e não é usualmente constante, todavia varia de tamanho a tamanho. A largura finita de classe de tamanho definido por Δd_p é muito importante no desenvolvimento das técnicas de modelagem usadas. A idéia de uma classe de tamanho particular é central para o desenvolvimento do nosso procedimento de modelagem. A classe de tamanho é considerada conceitualmente para incluir todas as partículas na população inteira que tem queda de tamanho entre as classes limite d_p e $d_p + \Delta d_p$. É normal designar os limites de uma classe por meio de um subscrito, e de forma que os limites da classe sejam identificados claramente, estes serão sempre representados pelo símbolo D_i que indica o limite inferior da classe de tamanho i . Assim a população inteira de partículas é conceitualmente classificada em cada classe, definidas pelos seus limites superiores e inferiores. Por convenção, o índice das classes cresce a partir de tamanhos maiores para menores. Assim $D_i \geq D_{i+1}$. A classe de tamanho máximo tem somente um limite D_1 e inclui todas as partículas que tem tamanho maior do que D_1 .

O conceito de classe de partícula permite-nos efetivamente formular modelos para sistemas metalúrgicos extrativos descrevendo o comportamento de classes de partículas em lugar do comportamento individual. Um tamanho representativo está associado com cada classe de tamanho de partículas, assumindo-se que todas as partículas na classe comportar-se-ão no presente sistema de processamento como se tivessem um tamanho igual ao tamanho representativo. Claramente, esta só será uma suposição viável se a classe de tamanho é suficientemente estreita. Não é possível definir o conceito "suficientemente estreito", todavia admite-se que a série raiz de dois para os limites de classe é uma relação geométrica que pode ser usada seguramente. A chave para o sucesso desta aproximação, para o modelamento de sistemas particulados, é o uso de intervalos de tamanho estreitos. Isto implica que um número grande de classes de partículas deve ser considerado. Do ponto de vista prático, isto aumenta a quantidade de cálculos que é requerida para que modelos descritivos precisos sejam desenvolvidos para processos particulados. Por conseguinte, essa aproximação requer código eficiente de computador para que seja implementada como uma ferramenta prática e viável, e a nossa ênfase deve ser com respeito à técnicas eficientes de computação.

Funções de Distribuição Empíricas

Existem várias funções de distribuição empíricas que representam a distribuição de tamanhos de muitas populações de partículas de forma precisa, na prática, e que são úteis em muitas situações. As mais comuns são:

A função de distribuição de Rosin – Rammmler é definida por:

$$P(D) = 1 - \exp\left[-\left(D/D_{63,2}\right)^\alpha\right] \quad [18.2]$$

$D_{63,2}$ é o tamanho no qual a função distribuição tem o valor 0,632.

A distribuição Log-normal é definida por:

$$P(D) = G\left(\frac{\ln(D/D_{50})}{\sigma}\right) \quad [18.3]$$

Onde $G(x)$ é a função

$$G(x) = \frac{1}{\sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^x e^{-t^2/2} dt \quad [18.4]$$

que é chamada função distribuição normal ou gaussiana. É tabulada em muitos livros de referência matemática e estatística e é fácil obter valores para essa função. Na distribuição, D_{50} , denominado tamanho mediano, é o tamanho da partícula na qual $P(D_{50}) = 0,5$. O valor de σ é dado por:

$$\sigma = \frac{1}{2}(\text{Ln}D_{84} - \text{Ln}D_{16}) \quad [18.5]$$

A distribuição log-normal tem uma importância teórica particularmente significativa. Em 1941, o famoso matemático A.N. Rolmogorov provou que se uma partícula e sua progênie são quebradas sucessivamente, e se cada evento de quebra produz um número aleatório de fragmentos com tamanhos aleatórios, então, se não há seleção preferencial de tamanho para quebra, a distribuição ou tamanhos de partícula tenderão para uma distribuição normal, após muitos eventos sucessivos de quebra. Embora essa análise teórica faça suposições que são violadas em operações práticas de cominuição, o resultado indica que as populações de partículas que ocorrem na prática, terão distribuições de tamanho próximas da log-normal, caso frequentemente encontrado.

A distribuição logística é definida por:

$$P(D) = \frac{1}{1 + \left(\frac{D}{D_{50}}\right)^{-\lambda}} \quad [18.6]$$

Essas três distribuições são funções de dois parâmetros e podem ser ajustadas, completamente, para distribuições de tamanho medidas por técnicas de ajuste de curva.

As mesmas funções têm propriedades geométricas interessantes que podem ser convenientemente usadas em trabalhos práticos.

A distribuição de Rosin-Rammler pode ser transformada para:

$$\text{Ln} \text{Ln} \left(\frac{1}{1 - P(D)} \right) = \alpha \text{Ln}(D) - \alpha \text{Ln}(D^*) \quad [18.7]$$

e mostra que um gráfico de log log recíproco, de $1 - P(D)$ contra o log de D , produzirá pontos que se ajustam sobre uma linha reta sempre que os dados seguem a distribuição de Rosin-Rammler. Isto define o sistema de coordenadas de Rosin-Rammler.

A distribuição log-normal pode ser transformada usando uma função inversa $H(G)$ da função G . Essa função inversa é definida de uma maneira tal que se

$$G(x) = g \quad [18.8]$$

$$x = H(g) \quad [18.9]$$

da equação (18.3).

$$H[P(D)] = \frac{\ln(D/D_{50})}{\sigma} \quad [18.10]$$

e um gráfico de $H[P(D)]$ contra $\log D$ será linear sempre que os dados sigam uma distribuição log-normal. A distribuição logística pode ser transformada para

$$-\log\left(\frac{1}{P(D)} - 1\right) = \lambda \log D - \lambda \log D_{50} \quad [18.11]$$

e mostra que os dados serão plotados sobre uma linha reta no sistema de coordenadas logístico, sempre que os dados sigam uma distribuição logística. Plotando os dados nestes sistemas de coordenadas é um método conveniente para estabelecer qual a função distribuição que descreve os dados de forma mais aproximada.

Distribuições de Tamanho Truncadas

Algumas vezes, uma população de partículas está abaixo de um tamanho máximo definido. Populações desse tipo ocorrem, por exemplo, quando uma partícula mãe de tamanho D' é quebrada. Claramente, nenhuma partícula progênita pode ter um tamanho maior do que a partícula mãe, de maneira que a distribuição de tamanhos da população de partículas progênicas é truncada no tamanho D' da partícula mãe. Assim,

$$P(D') = 1.0 \quad [18.12]$$

A distribuição truncada mais comum é a distribuição logarítmica.

A função distribuição logarítmica é definida pela função:

$$P(D) = \left(\frac{D}{D'}\right)^\alpha \quad \text{para } D \leq D' \quad [18.13]$$

que claramente satisfaz a equação (18.12). D' é a maior partícula na população e α é uma medida do espalhamento dos tamanhos das partículas.

Outras distribuições truncadas são as distribuições de Gaudin-Meloy e Harris.

A distribuição de Gaudin-Meloy é definida por:

$$P(D) = 1 - (1 - D/D')^n \quad \text{para } D \leq D' \quad [18.14]$$

A distribuição de Harris é definida por:

$$P(D) = 1 - \left(1 - (D/D')^s\right)^n \quad \text{para } D \leq D' \quad [18.15]$$

Versões truncadas de Rosin-Rammler, log-normal e logística podem ser geradas usando-se uma escala de tamanho transformada. O tamanho é inicialmente normalizado para o tamanho de truncção

$$\xi = D/D' \quad [18.16]$$

E o tamanho transformado é definido por:

$$\eta = \frac{\xi}{1 - \xi} \quad [18.17]$$

A distribuição truncada de Rosin-Rammler é:

$$P(D) = 1 - \exp\left(-\left(\frac{\eta}{\eta_{63,2}}\right)^a\right) \quad \text{para } D \leq D' \quad [18.18]$$

A distribuição log-normal truncada é:

$$P(D) = G\left(\frac{\text{Ln}(\eta/\eta_{50})}{\sigma}\right) \quad [18.19]$$

com

$$\sigma = \frac{1}{2}(\text{Ln}(\eta_{84}) - \text{Ln}(\eta_{16})) \quad [18.20]$$

A distribuição logística truncada é

$$P(D) = \frac{1}{1 + \left(\frac{\eta}{\eta_{50}}\right)^{-\lambda}} \quad [18.21]$$

Gráficos de linha reta podem ser gerados para dados truncados usando sistemas coordenados. A distribuição logarítmica pode ser transformada para:

$$\log[P(D)] = \alpha[\log(D) - \log(D')] \quad [18.22]$$

e mostra que um gráfico de $P(D)$ contra D , com coordenadas log-log, produzirá pontos que se ajustarão sobre uma linha reta, sempre que os dados sigam uma distribuição logarítmica.

A distribuição Gaudin – Meloy pode ser transformada para:

$$\log[1 - P(D)] = n[\log(D' - D) - \log(D')] \quad [18.23]$$

Os dados resultarão em um gráfico linear, no sistema de coordenadas log-log, se plotados como $1 - P(D)$ contra $D' - D$. Para desenhar este gráfico, é necessário conhecer o valor de D' , e isto é uma desvantagem.

As distribuições truncadas Rosin-Rammler, log-normal e logística podem ser linearizadas usando um sistema coordenado apropriado como descrito na seção anterior, porém usando η no lugar de D . Em todo caso, esses gráficos de linha reta podem ser construídos somente após a truncação de tamanho D' a ser conhecido.

Um conjunto típico de dados medidos no laboratório é mostrado na Tabela 18.5.

Tabela 18.5 – Conjunto de dados que define a distribuição de tamanhos de uma população de partículas.

| Malha (mm) | Peso Passante (%) | Malha (mm) | Peso Passante (%) |
|------------|-------------------|------------|-------------------|
| 6,80 | 99,5 | 0,425 | 36,7 |
| 4,75 | 97,5 | 0,300 | 29,6 |
| 3,40 | 93,3 | 0,212 | 23,5 |
| 2,36 | 86,4 | 0,150 | 18,3 |
| 1,70 | 76,8 | 0,106 | 13,9 |
| 1,18 | 65,8 | 0,075 | 10,0 |
| 0,850 | 55,0 | 0,053 | 7,1 |
| 0,600 | 45,1 | 0,038 | 5,0 |

Função Densidade de Distribuição

Os dados da Tabela 18.5 são plotados em cinco sistemas diferentes de coordenadas na Figura 18.1. É útil, quando plotando manualmente, usar-se um papel de gráfico que já está na escala das coordenadas que são desejadas. A maioria dos papéis para gráfico estão disponíveis comercialmente. É ainda mais conveniente usar-se um pacote de gráficos para computador. Um pacote deste tipo, o PSD, foi desenvolvido especialmente para este tipo de gráficos, e oferece todos os sistemas de coordenadas aqui mostrados, como padrão. Outros aplicativos comercialmente disponíveis, também oferecem gráficos especializados.

Na maioria dos trabalhos de modelagem teórica é conveniente trabalhar com uma função derivada da função distribuição pela diferenciação. Seja x , qualquer característica de partícula de interesse. Então $P(x)$ é a fração massa da população de partícula que consiste de partículas tendo o valor característico menor do que o igual a x . A função densidade de distribuição $p(x)$ é definida por:

$$p(x) = \frac{dP(x)}{dx} \quad [18.24]$$

A função densidade discreta definida na equação 18.1, está relacionada à função densidade por:

$$p_i = \int_{D_i}^{D_{i-1}} p(x) dx = P(D_{i-1}) - P(D_i) \quad [18.25]$$

Uma interpretação comum, todavia imprecisa, da função distribuição densidade é que $p(x) dx$ pode ser considerada como a fração em massa da população de partículas que consiste de partículas com valor característico num intervalo estreito ($x, x + dx$).

Uma relação integral importante é:

$$\int_0^{\infty} p(x) dx = P(\infty) - P(0) = 1 \quad [18.26]$$

e indica que a soma da fração total é unitária.

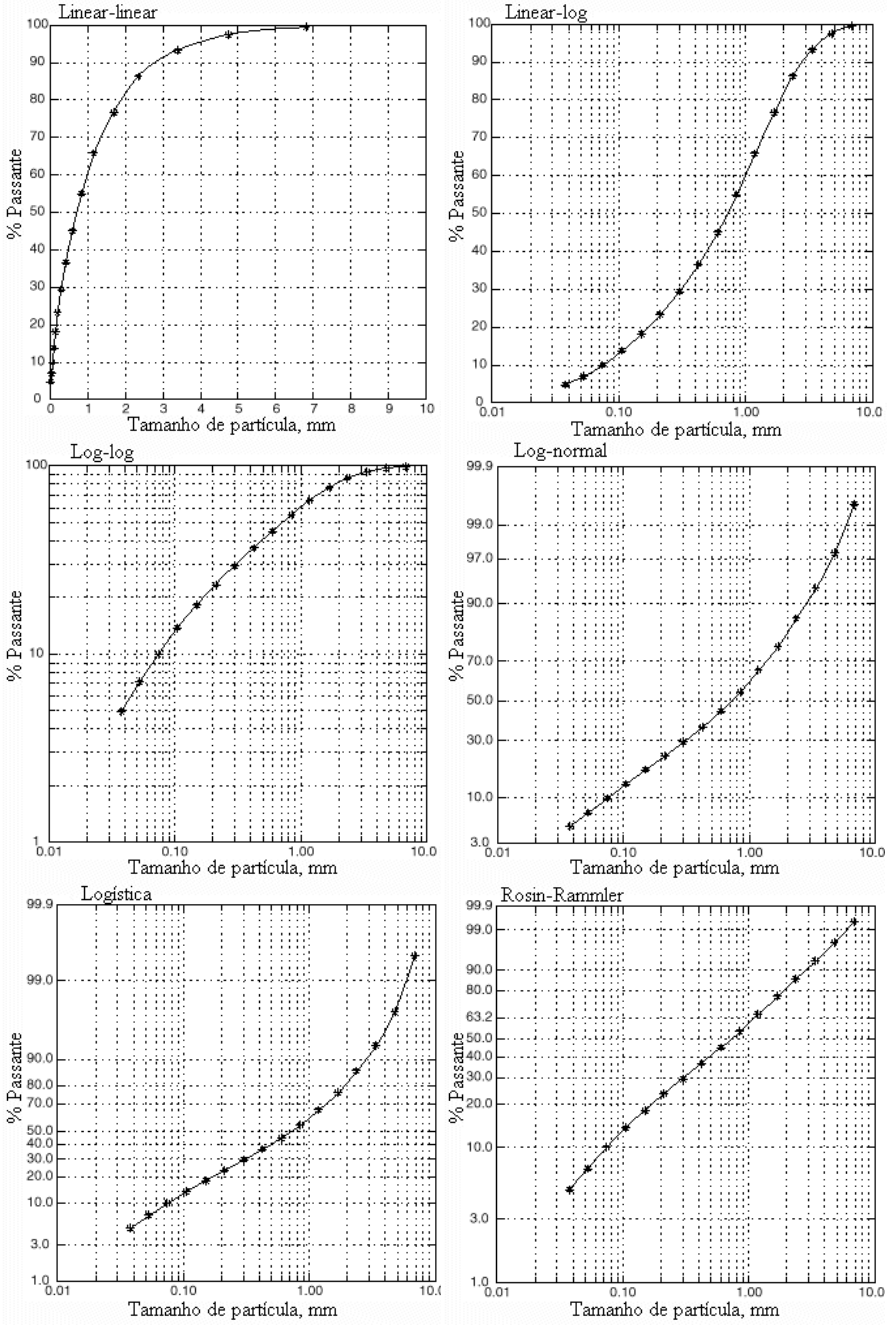


Figura 18.1-Gráficos típicos de distribuição de tamanho de partículas mostrando os dados da Tabela 18.5 plotados em seis sistemas de coordenadas diferentes.

Distribuição em Número, Média do Tamanho e da População

Em virtude de todas as populações de partículas conterem um número finito de partículas, é possível também descrever a variação das características das partículas por meio da fração em número. A função distribuição para qualquer característica (tendo valores representados pela variável x) é definida como função $\Psi(x)$ que é a fração em número de partículas na população tendo tamanho igual a x ou menor. A função densidade associada é definida por:

$$\psi = \frac{d\Psi(x)}{dx} \quad [18.27]$$

A densidade, em número, discreta é determinada por

$$\psi_i = \Psi(X_{i-1}) - \Psi(X_i) = \Delta\Psi_i \quad [18.28]$$

onde as letras maiúsculas representam os limites de classe.

Freqüentemente é prático ter valores médios para qualquer característica, com a média tomada sobre todos os membros da população. O valor médio de qualquer propriedade característica é dado por:

$$\bar{x}_N = \frac{1}{N_T} \sum_{j=1}^{N_T} x^{(j)} \quad [18.29]$$

onde:

$x^{(j)}$ é o valor da propriedade característica para a partícula j ;

N_T é o número total de partículas na população.

A equação (18.29) é de difícil manuseio porque o somatório deve ser tomado sobre um número elevado, N_T , de partículas. O número de termos no somatório pode ser reduzido significativamente, se coletarmos partículas que tem valores iguais de x em um número de grupos distintos. Se o número de partículas no grupo i é representado por $n^{(i)}$ e o valor de x neste grupo é representado por x_i , então o valor médio da propriedade x de toda a população é dado por:

$$\bar{x}_N = \frac{1}{N_T} \sum_{i=1}^N n^{(i)} x_i \quad [18.30]$$

onde N representa o número total de grupos que são formados. A razão $n^{(i)}/N_T$ é a fração em número da população das partículas com tamanho x_i . Isto permite uma alternativa, e uma forma ainda mais conveniente, de avaliação da média, dada por:

$$\bar{x}_N = \sum_{i=1}^N x_i \psi_i \quad [18.31]$$

Outras médias são algumas vezes usadas. Por exemplo, a média poderia ser ponderada pela massa de partículas, em lugar do número.

$$\bar{x} = \frac{1}{M_T} \sum_{i=1}^N m^{(i)} x_i \quad [18.32]$$

Na equação (18.32), M_T representa a massa total do material na população e $m^{(i)}$ a massa de partículas no grupo i com valor representativo x . A razão $m^{(i)}/M_T$ é a fração em massa de partículas no grupo i , e esta está relacionada à função distribuição:

$$\frac{m^{(i)}}{M_T} = P(x_{i+1}) - P(x_i) = \Delta P_i \quad [18.33]$$

$$\bar{x} = \sum_{i=1}^N x_i \Delta P_i \quad [18.34]$$

$$= \sum_{i=1}^N x_i p_i(x) \quad [18.35]$$

No limite, quando a largura do intervalo diminui tendendo para zero, esta equação torna-se:

$$\bar{x} = \int_0^1 x dP(x) \quad [18.36]$$

$$= \int_0^{\infty} x p(x) dx \quad [18.37]$$

Da mesma forma, a variação da distribuição pode ser obtida:

$$\sigma^2 = \int_0^{\infty} (x - \bar{x})^2 p(x) dx \quad [18.38]$$

A função densidade de distribuição é útil para a avaliação da média de qualquer função de propriedade de partícula x :

$$\overline{f(x)} = \int_0^{\infty} f(x)p(x)dx \quad [18.39]$$

Da mesma forma, o valor médio da propriedade, x , ponderada pelo número, é obtida por:

$$\overline{x_N} = \int_0^{\infty} x \psi(x)dx \quad [18.40]$$

ou mais geralmente

$$\overline{f(x)_N} = \int_0^{\infty} f(x) \psi(x)dx \quad [18.41]$$

Por exemplo, se todas as partículas na população são esféricas, a média dos volumes das partículas é o valor médio de $\pi d_p^3/6$. Assim, a média do volume das partículas vale:

$$\int_0^{\infty} \frac{\pi d_p^3}{6} \psi(d_p) dd_p \quad [18.42]$$

Visando a possibilidade de descrever o comportamento das partículas adequadamente, introduziu-se o conceito de um tamanho representativo para cada classe de tamanho. O tamanho representativo para a classe de tamanho i é definido pela expressão:

$$d_{pi}^3 = \frac{1}{\Psi_i(d_p)} \int_{D_i}^{D_{i-1}} d_p^3 \psi(d_p) dd_p \quad [18.43]$$

onde $\Psi(d_p)$ é a função densidade de distribuição em número e $\Psi_i(d_p)$ é a fração em número da população na classe de tamanho i . Outras definições do tamanho representativo podem ser usadas e a definição depende do contexto no qual o tamanho representativo será usado. É importante que o tamanho representativo seja tal que, uma simples partícula tendo o tamanho representativo se comportaria de maneira tal que representará adequadamente todas as partículas na classe.

É também possível estimar o tamanho representativo a partir de:

$$d_{pi} = \frac{1}{\rho_i} \int_{D_i}^{D_{i-1}} d_p p(d_p) dd_p = \frac{1}{\rho_i} \int_{D_i}^{D_{i-1}} d_p dP(d_p) \tag{18.44}$$

que pondera as partículas individuais na classe pela massa.

Estas duas definições do tamanho representativo requerem que a função de distribuição de tamanhos seja conhecida antes do tamanho representativo ser estabelecido. Em muitas circunstâncias, isto não será satisfatório porque seria mais conveniente ter as classes de tamanho e seus tamanhos representativos definidos independentemente da distribuição de tamanhos. Um método comum é usar a média geométrica dos limites inferiores e superiores para o tamanho representativo.

$$d_{pi} = (D_i D_{i-1})^{1/2} \tag{18.45}$$

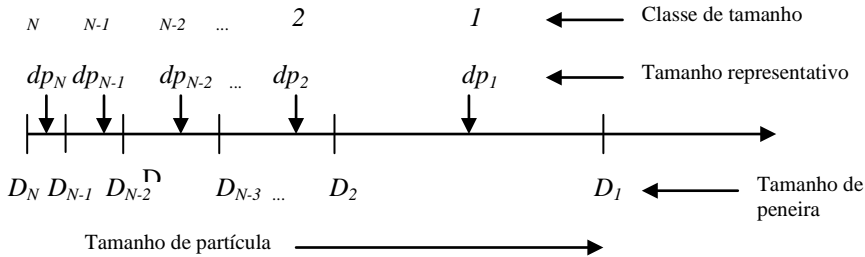


Figura 18.2 – Arranjo de classes de tamanho, com tamanhos representativos dp_i e tamanhos da malha D_i ao longo do eixo das partículas

Uma vez que $D_N = 0$ e D_0 é indefinido, a equação (18.45) não pode ser usada para calcular os tamanhos representativos das duas classes de tamanho extremo. Esses tamanhos são calculados por meio das expressões:

$$d_{p1} = \frac{(dp_1)^2}{dp_3}$$

$$dp_N = \frac{(dp_{N-1})^2}{dp_{N-2}} \tag{18.46}$$

Essas fórmulas projetam a seqüência dp_i como uma progressão geométrica nas duas classes de tamanho extremo.

Os arranjos da malha e tamanhos representativos são mostrados na Figura 18.2.

A composição mineralógica das partículas que são processadas nas operações de tratamento de minérios varia de partícula a partícula. Isto é de fundamental importância em qualquer processo de separação física para material particulado. O objetivo dos processos de tratamento de minérios é a separação de materiais, na base da composição mineralógica, para produzir concentrados com abundância relativa do mineral desejado. O objetivo de operações de cominuição é a liberação de minerais pela fragmentação. Infelizmente, exceto em casos muito favoráveis, os minerais não separam completamente e muitas partículas, mesmo quando finamente moídas, conterá uma mistura de duas ou mais espécies minerais. No entanto, algumas partículas constituídas de um único mineral, sempre existirão. Nesse caso, diz-se que estas partículas estão perfeitamente liberadas. A quantidade de mineral que está liberado é uma função muito complexa envolvendo a:

estrutura cristalina,

textura mineralógica;

interação entre (i) e (ii);

o padrão de fratura na cominuição.

A composição mineralógica da partícula pode ser definida, sem ambiguidade, pela composição fracional das partículas em termos dos componentes minerais individuais, que forem de interesse. Geralmente, mais de uma espécie mineral deve ser considerada, de maneira que a composição mineralógica seja descrita pelo vetor g das frações minerais. Cada elemento do vetor g representa a fração, em massa, do material correspondente na partícula. O número de elementos no vetor é igual ao número de minerais, incluindo os minerais de ganga. Assim, numa partícula que é constituída por

25% em massa de calcopirita;

35% em massa de esfalerita;

40% em massa de ganga;

será representada por um *vetor fração mineral* $g=(0,25; 0,35; 0,40)$.

Várias classes discretas de teor de minerais podem ser definidas, e o intervalo de cada fração, isto é, a faixa de teor de cada componente do vetor g , deve ser especificada para cada classe de teor. A função distribuição fracional discreta pode ser definida como demonstrado anteriormente para qualquer propriedade.

Existe uma classe especial para as frações de teor de minerais nas extremidades do espectro de composição. Nas operações de tratamento de minérios é usual trabalhar com populações de partículas que contém alguma porção do mineral completamente liberado. Assim, uma fração, diferente de zero, da população de partículas, pode ter um

teor de mineral exatamente igual a zero ou exatamente igual a unidade. Uma classe individual deve ser reservada para cada um destes grupos de partículas liberadas. Essas classes têm intervalos de largura zero. Se apenas um mineral valioso é considerado importante, g é uma grandeza escalar e a função distribuição $P(g)$ terá a forma mostrada na Figura 18.3.

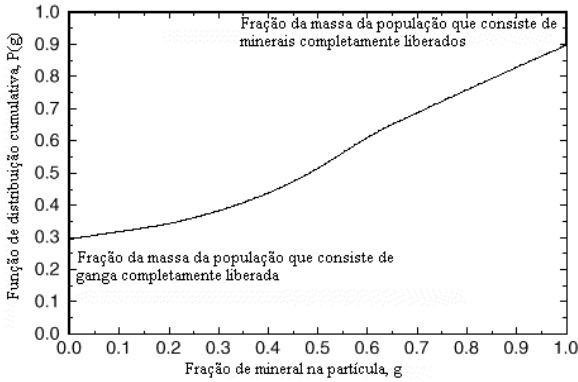


Figura 18.3 – Função típica da distribuição de teores de partícula em uma população com partículas liberadas e não liberadas.

A concentração de partículas nas duas classes extremas, representando a ganga completamente liberada e o mineral completamente liberado, respectivamente, são representadas pelos degraus descontínuos na função de distribuição. Quando mais de um mineral é significativamente importante, a simples representação gráfica usada na Figura 18.3 não pode ser usada, sendo necessário, nesses casos, uma descrição multidimensional.

A Função Distribuição Conjunta

Freqüentemente, ocorre que mais de uma propriedade da partícula é significativa, influenciando seu desempenho numa operação de tratamento de minérios. Nesse caso, é essencial usar uma descrição da população de partículas que leva em consideração todas as propriedades relevantes. A descrição apropriada é fornecida pela função distribuição conjunta. Se as duas propriedades dizem respeito ao tamanho e a composição mineralógica, a função distribuição conjunta, $P(d_p, g)$, seria definida como a fração em massa do total da população de partículas que tem tamanho $\leq d_p$ e fração mineral $\leq g$. Apenas como propriedades únicas, a população pode ser dividida em um número finito de grupos discretos, onde cada grupo é identificado por um único par de variáveis g e d_p . Assim, o espaço das variáveis g e d_p pode ser seccionado em uma grade retangular, e a função densidade de distribuição fracional discreta é definida por:

$p_{ij}(d_p, g)$ = fração de material com tamanho no intervalo (D_i, D_{i-1}) e composição no intervalo (G_{j-1}, G_j) .

= fração em massa de material na área (b) na Figura 18.4

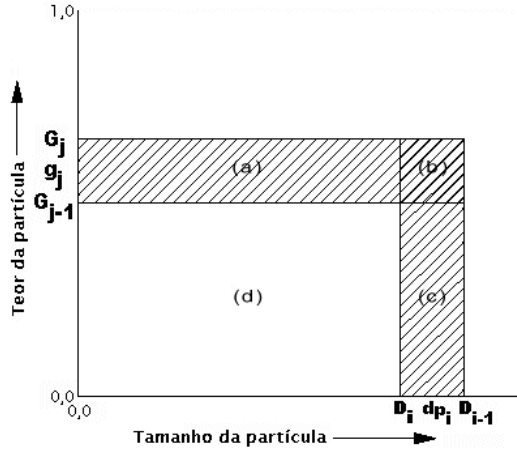


Figura 18.4 – Relação entre função densidade de distribuição fracional discreta e função distribuição cumulativa bi-dimensional

A relação entre a função densidade de distribuição fracional discreta e a função de distribuição cumulativa bi-dimensional está representada na figura 18.4.

$$P(D_{i-1}, G_j) = \text{fração do material nas áreas } a + b + c + d.$$

$$P(D_i, G_{j-1}) = \text{fração do material na área } d.$$

$$P(D_i, G_j) = \text{fração do material na área } a + d.$$

$$P(D_{i-1}, G_{j-1}) = \text{fração de material na área } c + d.$$

Portanto,

$$P_{ij}(d_p, g) = P(D_{i-1}; G_j) - P(D_i; G_j) - P(D_{i-1}; G_{j-1}) + P(D_i; G_{j-1})$$

que é a fração massa da população de partículas que tem:

$$D_i \leq d_p \leq D_{i-1} \quad \text{e} \quad G_{j-1} \leq g \leq G_j$$

As idéias desenvolvidas acima para a distribuição bi-dimensional podem, de forma similar, ser expandidas para dimensões maiores. Em particular, tal extensão seria requerida para um vetor g de composição multidimensional, se mais de uma espécie mineral está presente.

É claro, a partir de sua definição, que o valor de $p_{ij}(d_p; g)$ não varia, se a ordem de seus argumentos d_p e g , e conseqüentemente os índices i e j variam.

Assim,

$$P_{ij}(d_p; g) = P_{ji}(g; d_p) \tag{18.47}$$

A Função de Distribuição Condicional

Quando se trata da coleção de partículas, é conveniente separá-las em grupos de acordo com uma única propriedade, a despeito da variabilidade de outras propriedades importantes entre as partículas. Um exemplo óbvio disto, é uma classificação por tamanhos que é feita por peneiramento em laboratório. A separação em classes granulométricas ocorre, a despeito de qualquer distribuição de composição mineralógica, de maneira que, partículas, diferindo amplamente na composição, ficarão presas na mesma peneira de teste. As massas de material retidas em diferentes peneiras terão distribuições de composição diferentes. Por exemplo, a fração de partículas na classe granulométrica mais fina será relativamente rica em material completamente liberado. Existe uma distribuição de composição única para cada uma das classes granulométricas. O peneiramento é chamado de operação condicionante, e a função distribuição para cada classe granulométrica é denominada função distribuição fracional condicional.

A função densidade condicional discreta $p_{ji}(g|d_p)$ é definida como a fração em massa de partículas na classe granulométrica i (isto é, tem tamanho entre D_i e D_{i-1}), que estão na classe de composição j . Essas funções de distribuição condicional podem ser relacionadas às funções distribuição que foram definidas anteriormente.

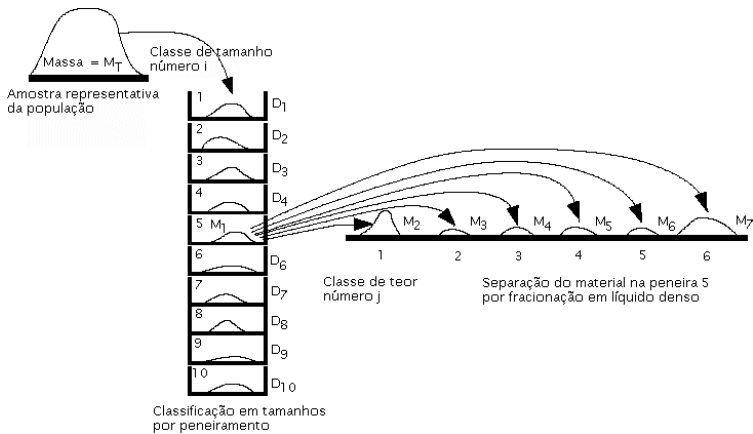


Figura 18.5 – Representação esquemática da medida da distribuição do teores das partículas, condicionada pelo tamanho das partículas.

O conceito de distribuição condicional é ilustrado esquematicamente nas Figuras 18.5 e 18.6. Na Figura 18.5 uma amostra representativa da população de partículas é peneirada e é, desse modo, separada nas classes de tamanho requeridas. O material em cada peneira é então fracionado com base no conteúdo mineral de cada partícula, usando-se, por exemplo, fracionamento em líquido denso. As duas funções de distribuição discretas são definidas em termos das massas de material produzido por essas duas operações sequenciais.

$$p_{35}(g, d_p) = \frac{M_4}{M_T} \quad [18.48]$$

$$p_{35}(g | d_p) = \frac{M_4}{M_1} \quad [18.49]$$

e

$$p_5(d_p) = \frac{M_1}{M_T} \quad [18.50]$$

É fácil de ver que

$$p_{35}(g | d_p) = \frac{M_4}{M_1} = \frac{M_4/M_T}{M_1/M_T} = \frac{p_{35}(g, d_p)}{p_5(d_p)} \quad [18.51]$$

e que $p_{35}(g | d_p)$ mostra como o material na peneira 5 está distribuído com respeito à composição das partículas.

Na Figura 18.6 a separação é feita, primeiramente, com base no conteúdo mineral, e então cada classe de teor de partícula é classificada por peneiramento. Isto produz a distribuição de tamanhos, condicionada pelo teor de partícula.

$$p_{53}(d_p | g) = \frac{M_6'}{M_1'} = \frac{M_6'/M_T}{M_1'/M_T} = \frac{p_{53}(d_p, g)}{p_3(g)} \quad [18.52]$$

É claro que

$$M_2 + M_3 + M_4 + M_5 + M_6 + M_7 = M_1 \quad [18.53]$$

de maneira que

$$\sum_{j=1}^6 p_{ji}(g|d_p) = 1 \tag{18.54}$$

e

$$\sum_{j=1}^6 p_{j5}(g, d_p) = p_5(d_p) \tag{18.55}$$

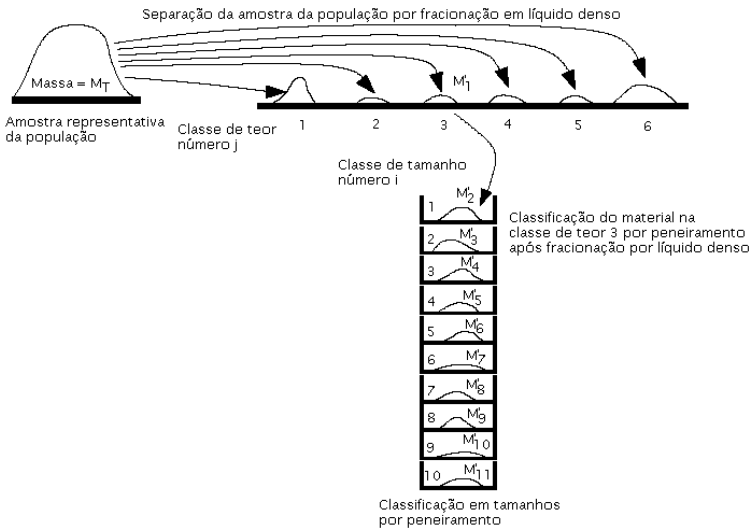


Figura 18.6 – Representação esquemática da medida de distribuição de tamanhos de partícula, condicionada pelo teor de partícula.

Estas idéias podem ser generalizadas para desenvolver as seguintes relações. Se M é a massa da população, a massa de partículas que cai nas duas classes j e i simultaneamente é tão somente $Mp_{ji}(g, d_p)$. Quando esta é expressa como uma fração somente daquelas partículas na classe d_p , isto é $Mp_i(d_p)$, a distribuição condicional é gerada.

Assim

$$p_{ij}(g|d_p) = \frac{Mp_{ji}(g, d_p)}{Mp_i(d_p)} = \frac{p_{ji}(g, d_p)}{p_i(d_p)} \tag{18.56}$$

A equação (18.57) é importante, principalmente porque ela proporciona um meio para a determinação da importante função teórica de distribuição discreta conjunta

$p_{ji}(g, d_p)$, a partir da função distribuição condicional discreta, observável experimentalmente, $p_{ji}(g | d_p)$.

$$p_{ji}(g, d_p) = p_{ji}(g | d_p) p_i(d_p) \quad [18.57]$$

Desde que

$$p_{ji}(g, d_p) = p_{ij}(d_p, g) \quad [18.58]$$

observamos que

$$p_{ji}(g, d_p) = p_{ij}(d_p | g) p_j(g) \quad [18.59]$$

e

$$p_{ji}(g | d_p) p_i(d_p) = p_{ij}(d_p | g) p_j(g) \quad [18.60]$$

A equação (18.58) corresponde a um procedimento experimental no qual a população de partículas é primeiro separada com base no tamanho, por peneiramento, seguida de uma separação de cada fração peneirada em vários grupos de composição.

A equação (18.61) corresponde a uma separação baseada na composição (magnética, eletrostática, ou talvez técnicas de líquido denso) seguida de análise granulométrica em peneiras para cada classe de composição.

De uma ou de outra forma, a mesma função distribuição conjunta é gerada, porém o procedimento experimental refletido na equação 18.58, na maioria das vezes, é menos conveniente que o correspondente na equação 18.61, devido às dificuldades experimentais associadas à separação por composição. Normalmente, é mais eficiente combinar uma separação por composição com muitas separações por tamanho (que são comparativamente simples para fazer no laboratório).

As funções densidade satisfazem as relações gerais a seguir, que podem ser facilmente verificadas usando os mesmos simples princípios.

$$\sum_i \sum_j p_{ij}(x, y) = 1 \quad [18.61]$$

$$\sum_j p_{ij}(x, y) = \sum_j p_{ij}(x | y) p_j(y) = p_i(x) \quad [18.62]$$

$$\sum_i p_{ij}(x, y) = \sum_i p_{ji}(y | x) p_j(x) = p_j(y) \quad [18.63]$$

$$\sum_i p_{ij}(x | y) = 1 \quad [18.64]$$

Os princípios desenvolvidos nesta seção podem ser usados para definir a função distribuição condicional $P(g | d_p)$ e $P(d_p | g)$, bem como a função densidade associada $p(g | d_p)$. Estas estão relacionadas por:

$$p(x | y) = \frac{dP(x | y)}{dx} \quad [18.65]$$

$$p(x | y) = \frac{p(x, y)}{p(y)} \quad [18.66]$$

e satisfazem às seguintes relações, análogas às equações (18.62) a (18.65)

$$\iint p(x, y) dx dy = 1 \quad [18.67]$$

$$\int p(x, y) dy = p(x) \quad [18.68]$$

$$\int p(x, y) dx = \int p(y | x) p(x) dx = p(y) \quad [18.69]$$

$$\int p(x | y) dx = 1 \quad [18.70]$$

Exemplo prático das distribuições condicionais de teor – A curva de lavabilidade

Distribuições condicionais de teor têm sido usadas, por muitos anos, em práticas de processamento mineral e vários métodos de representação padrão foram desenvolvidos. Dentre esses, o mais amplamente usado é a distribuição de lavabilidade e a curva de lavabilidade associada. Esse método foi desenvolvido, inicialmente, para analisar operações de lavabilidade de carvão, e baseia-se no uso de uma seqüência de líquidos orgânicos de densidades diferentes, usualmente num intervalo de 1.200 kg/m³ a 3.200 kg/m³, embora líquidos mais densos possam ser sintetizados e utilizados para este fim. O método de fracionamento depende de uma separação cuidadosa das frações afundada e flutuada da amostra representativa, imersa em um líquido de densidade conhecida. A fração que flutua representa a fração da população de partículas de densidade menor do

que a do líquido teste. Se a composição de partículas pode ser relacionada diretamente com a densidade das partículas, a fração medida é igual à distribuição cumulativa $P(g)$. É prática comum realizar o teste de líquido denso com frações granulométricas específicas, e neste caso a distribuição de teor cumulativa condicional $P(g|d_{pi})$ é gerada no experimento.

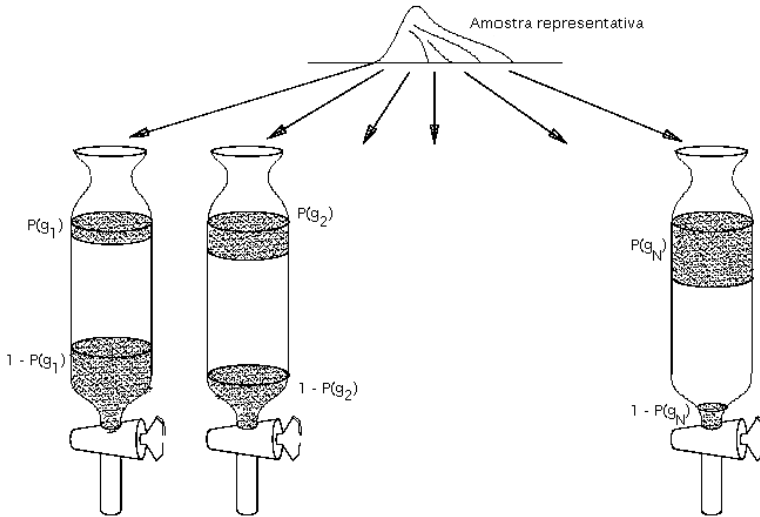


Figura 18.7 – Representação de experimento de líquido denso. O método paralelo gera a distribuição cumulativa $P(g)$. Se uma fração granulométrica em particular é usada, este teste gera a distribuição condicional $P(g|d_p)$.

O valor da função distribuição cumulativa pode ser medida em valores diferentes de g , usando-se uma série de líquidos cujas densidades são ajustadas para corresponder a um teor específico, embora seja mais comum estabelecer-se as densidades dos líquidos com base em um padrão regular, conveniente para o material de teste. O teste de fracionamento (separação) em líquido denso é ilustrado na Figura 18.7. Tendo em vista que amostras representativas idênticas da população de partículas são analisadas em paralelo, este método de análise é denominado de método paralelo.

Um método alternativo para essa análise é frequentemente usado porque usa quantidades menores de amostra, e também produz informação adicional que é particularmente vantajosa na análise e simulação de operações de processamento mineral.

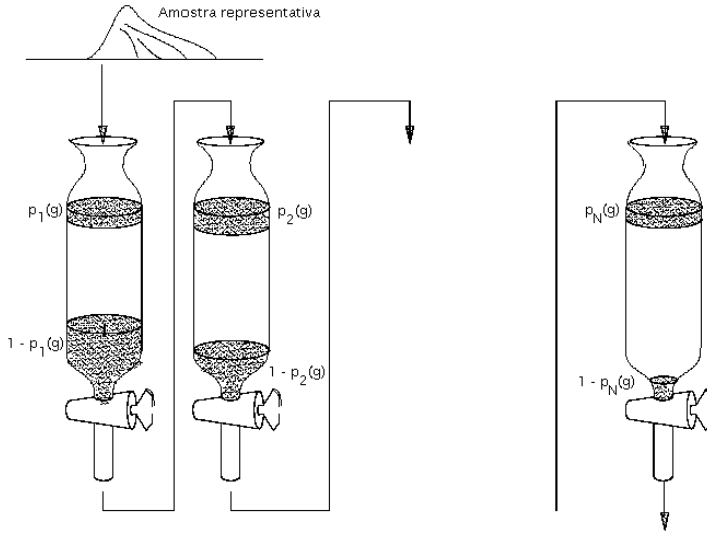


Figura 18.8 – Representação do experimento de fracionamento em líquido denso. O método seqüencial gera a distribuição discreta $p_j(g)$. Se uma determinada fração granulométrica é usada, este teste gera a distribuição discreta $p_j(g_j | d_p)$.

Ao invés de analisar N amostras idênticas em N densidades diferentes, uma única amostra é separada seqüencialmente em N densidades diferentes. A fração afundada do primeiro teste é testada na próxima maior densidade, após a qual, o afundado do segundo teste passa para o terceiro líquido e assim por diante, até as separações em todas as N densidades terem sido completadas. Este método é ilustrado na Figura 18.8.

Cada fração fluada é coletada e, após remoção de algum líquido aderido, está disponível para as análises posteriores. Análises adicionais que podem ser feitas incluem a densidade média de partículas por picnometria, análise elementar por fluorescência de Raios X ou espectrometria de absorção atômica e análise granulométrica de partículas, se uma granulometria (tamanho) composta é usada.

Um conjunto típico de dados obtidos em um teste de líquido denso é mostrado na Tabela 18.6

Afim de converter os dados obtidos no teste de líquido denso para distribuição com respeito à composição de partícula é necessário relacionar a densidade da partícula à sua composição mineralógica. Se o material é uma simples mistura de dois componentes minerais este é:

$$\frac{1}{\rho} = \frac{g}{\rho_M} + \frac{1-g}{\rho_G} \tag{18.71}$$

onde:

ρ = densidade de uma partícula

ρ_M = densidade da fase mineral

ρ_o = densidade da fase ganga

g = fração massa do mineral na partícula

Tabela 18.6 – Dados típicos obtidos em teste de líquido denso.

| Líquido de densidade específica | Recuperação em massa na fração (%) | % CaO | % SiO ₂ |
|---------------------------------|------------------------------------|-------|--------------------|
| Flutuado em 2,85 | 21,60 | 19,30 | 18,2 |
| 2,85 – 2,88 | 5,70 | 21,76 | 2,49 |
| 2,88 – 2,91 | 3,20 | 10,15 | 1,52 |
| 2,91 – 2,94 | 0,90 | 9,67 | 2,92 |
| 2,94 – 2,96 | 7,60 | 2,95 | 3,89 |
| 2,96 – 3,03 | 61,0 | 0,96 | 2,55 |
| Afundado em 3,03 | 0,00 | - | - |

O inverso desta equação é de uso mais prático

$$g = \frac{\rho_G - \rho}{\rho_G - \rho_M} \frac{\rho_M}{\rho} \quad [18.72]$$

a qual mostra que o teor mineral é uma função linear da recíproca da densidade da partícula.

Quando a textura mineralógica é mais complexa do que uma simples mistura binária de dois minerais, torna-se necessário, a partir do teste de meio denso, relacionar a composição da partícula à densidade de separação. Isso requer também, a análise elementar das frações individuais obtidas no teste de líquido denso seqüencial. Dados típicos são mostrados na Tabela 18.6. A partir dos resultados obtidos nos ensaios, a composição mineralógica média das partículas em cada fração pode ser estimada. Nesse caso, o teor de calcita é estimado a partir do CaO analisado e a magnesita cometida é estimada por diferença, assumido que somente três minerais (magnesita, calcita e quartzo) estão presentes. A relação entre a densidade da partícula e sua composição mineralógica é

$$\rho^{-1} = \sum_{m=1}^M g_m \rho_m^{-1} \quad [18.73]$$

Se os intervalos de densidade usados no teste de líquido denso são estreitos, é razoável postular que a densidade média das partículas em cada fração de densidade é um ponto médio entre os pontos extremos dos intervalos.

As densidades, calculadas a partir da composição mineralógica e as densidades dos minerais, devem corresponder muito aproximadamente às densidades médias dos extremos de cada intervalo, como mostrado na Tabela 18.7.

Tabela 18.7 – Dados derivados a partir daqueles obtidos na Tabela 18.6.

| Líquido de densidade específica | Magnesita (%) | Calcita (%) | SiO ₂ (%) | Densidade calculada kg/m ³ |
|---------------------------------|---------------|-------------|----------------------|---------------------------------------|
| Flutuado em 2,85 | 47,34 | 34,46 | 18,2 | 2.828 |
| 2,85 – 2,88 | 58,65 | 38,86 | 2,49 | 2.867 |
| 2,88 – 2,91 | 80,36 | 18,13 | 1,52 | 2.935 |
| 2,91 – 2,94 | 79,81 | 17,28 | 2,92 | 2.933 |
| 2,94 – 2,96 | 90,85 | 5,26 | 3,89 | 2.968 |
| 2,96 – 3,03 | 95,74 | 1,71 | 2,55 | 2.985 |
| Afundado em 3,03 | - | - | - | - |

No caso do carvão, é praxe determinar os teores de cinza e enxofre das frações da lavabilidade. É também comum medir a energia contida das frações, porque isto tem uma importância fundamental na avaliação do uso do carvão para geração de energia. Igualmente, maiores detalhes, considerando os constituintes do carvão, podem ser obtidos, caso seja determinada a análise imediata completa para cada fração da lavabilidade. É também possível distinguir o enxofre pirítico no carvão. Quanto maior o detalhamento da análise das frações de lavabilidade, maior o detalhamento dos produtos que podem ser calculados pelo modelamento e simulação.

Determinação da Distribuição de Teores por Análise de Imagem

Recentemente, foi desenvolvido um método mais direto de determinação do espectro de liberação dos minerais, usando a análise automática de imagem. Essa técnica fornece uma medida direta das distribuições dos teores de partículas em uma amostra, a partir de uma fração estreita da faixa granulométrica. A técnica requer a geração de imagens microscópicas de partículas, que são montadas em orientações aleatórias e a seguir seccionadas. As imagens que são geradas pelo microscópio eletrônico de varredura-MEV devem definir cada fase mineral a ser medida. Uma imagem típica de um sistema mineral binário é mostrado na Figura 18.9.

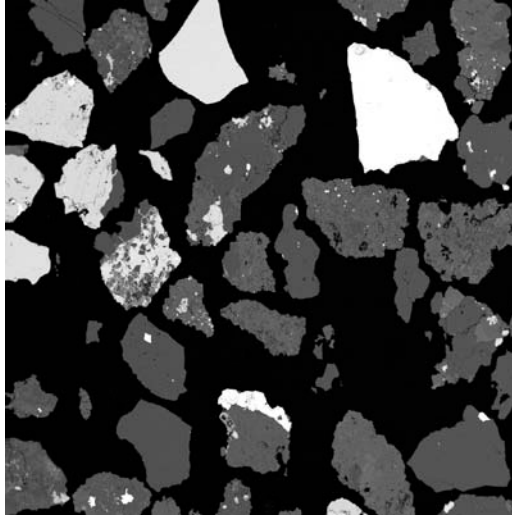


Figura 18.9 – Imagem de microscópio eletrônico de uma seção de partículas minerais mostrando as fases separadas.

O teor aparente de cada seção de partícula na imagem pode ser prontamente determinado quando a imagem é arquivada na forma digital. O teor aparente, relativo à seção de uma partícula, é a relação da concentração de pontos (*pixels*) da fase mineral e a concentração total de pontos na seção.

Alternativamente, pode ser medido o teor aparente de muitas seções transversais de partículas. Isso consiste simplesmente em estabelecer a distribuição linear aparente ou o teor relativo às imagens contendo um número suficientemente grande de seções de partículas. Na Figura 18.10 são mostrados histogramas típicos da distribuição de teores lineares medida. Esses histogramas são baseados em 12 classes de teor que descrevem a ganga pura na classe 1, mineral puro na classe 12 e 10 classes de teor espaçadas igualmente, nas frações de teor que variam entre 0,0 a 1,0. Observe que 11 frações granulométricas distintas foram analisadas.

As distribuições de teor aparente medidas devem ser estereologicamente corrigidas para convertê-los às distribuições de teor desejadas. A conversão estereológica é um problema inverso típico e requer a solução de uma equação integral.

$$P(g_m | d_p) = \int_0^1 P(g_m | g, d_p) p(g | d_p) dg \quad [18.74]$$

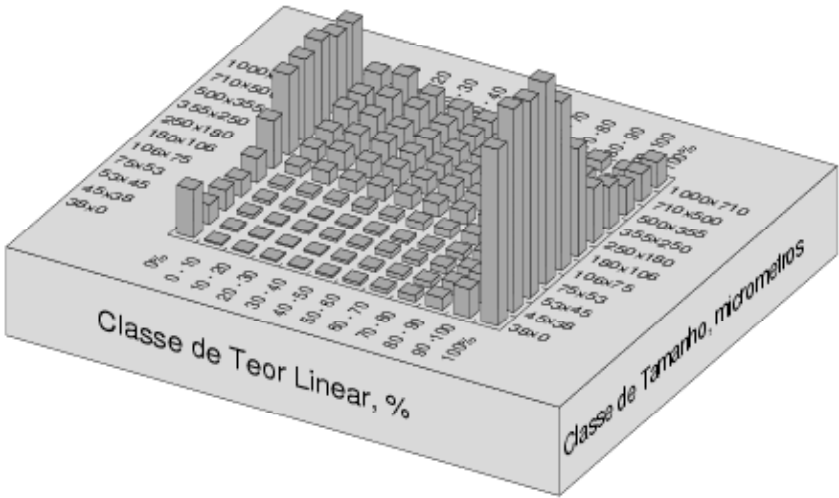


Figura 18.10 – Distribuição de teores lineares medidos pela análise de imagem de várias imagens tais como mostradas na Figura 19.9. Foram analisadas onze frações granulométricas distintas.

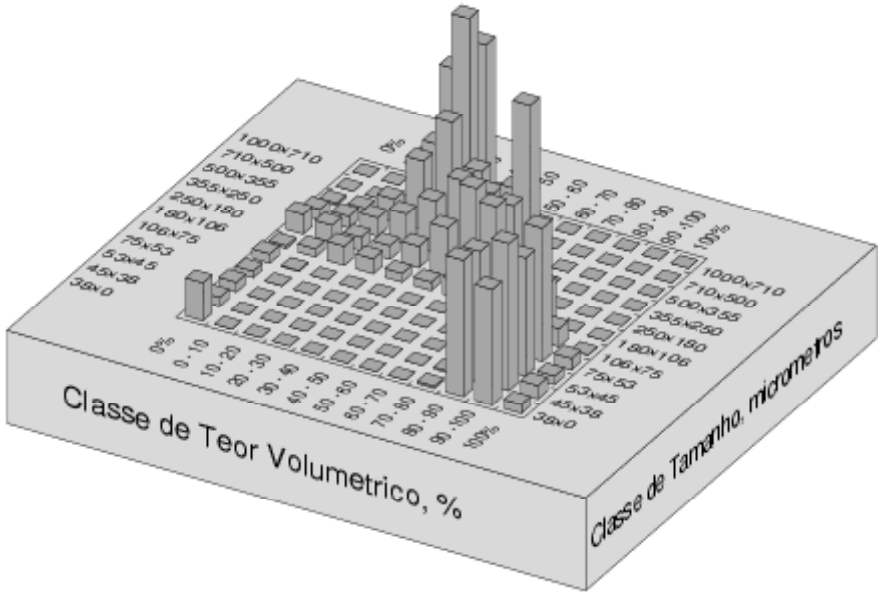


Figura 18.11 – Distribuição de liberação de 11 frações granulométricas de partículas de 2 componentes de um minério, medida por análise de imagem. Esses histogramas foram obtidos por conversão estereológica dos dados mostrados na Figura 18.10.

onde g_m representa o teor aparente medido, linear ou relativo à área, e g representa o teor verdadeiro de uma partícula. $P(g_m | d_p)$ é a distribuição cumulativa de teores aparentes medida na imagem. A solução da equação 18.75 requer cuidados consideráveis para assegurar respostas confiáveis, entretanto métodos de resolução estão disponíveis. Na Figura 18.11, após conversão estereológica dos dados da Figura 18.10, é mostrado um histograma da verdadeira distribuição volumétrica de teores de partículas da amostra.

Independência

Acontece que algumas vezes duas propriedades podem ser distribuídas independentemente uma da outra. Esta idéia pode se tornar precisa, definindo-se a independência de duas propriedades, digamos k e d_p , se a seguinte relação é satisfeita.

$$p_{ji}(k | d_p) = p_j(k) \quad [18.75]$$

Isto significa que a distribuição dos valores de k (que poderiam representar as constantes cinéticas de flotação, por exemplo) é igual para qualquer classe de tamanho da população de partículas.

Isso leva a

$$p_{ji}(k, d_p) = p_j(k | d_p) p_i(d_p) = p_j(k) p_i(d_p) \quad [18.76]$$

na qual a distribuição conjunta para as duas propriedades, que são independentes, pode ser gerada como o produto de duas funções de distribuição distintas.

Distribuições em Número

Em algumas situações é conveniente usar frações em número ao invés de fração em massa, quando se trabalha com populações de partículas. A relação entre as funções de distribuição em massa e a função de distribuição em número equivalente pode ser deduzida como segue.

A função $\Psi(d_p)$ de distribuição em número é definida como a fração em número de partículas na população inteira, com tamanho $\leq d_p$. As funções de distribuição em número e as funções densidade de distribuição, em número, podem ser para cada um dos tipos de distribuição já definidas para as frações em massa. Em particular, a função distribuição fracional discreta, em número, é definida por:

$$\psi(dp) = \frac{\text{número de partículas na classe de tamanho } i}{\text{número total de partículas na população}} = \frac{n_i(d_p)}{N} \quad [18.77]$$

As distribuições em número podem ser relacionadas às distribuições em massa da seguinte forma.

Define-se:

$\Psi(m) dm$ = fração em número de partículas tendo massa em $(m, m + dm)$.

$\psi(m | d_p) dm$ = fração em número de partículas de tamanho d_p , tendo massa em $(m, m + dm)$, que é a distribuição densidade para a massa da partícula, condicionada pelo tamanho da partícula.

$\rho_i(d_p)$ = fração em massa de partículas na classe de tamanho i .

m = massa de uma partícula de tamanho d_p .

$\bar{m}(d_p)$ = massa média de uma partícula de tamanho d_p .

M = massa total de partículas na população.

N = número total de partículas na população.

Então, desenvolvendo:

$$\begin{aligned}
 M \rho_i(d_p) &= N \int_0^{\infty} m \Psi(m, d_p) dm \\
 &= N \int_0^{\infty} m \Psi(m | d_p) \Psi(d_p) dm \\
 &= N \Psi(d_p) \int_0^{\infty} m \psi(m | d_p) dm \\
 &= N \Psi(d_p) \bar{m}(d_p)
 \end{aligned} \tag{18.78}$$

Usando (18.25),

$$\begin{aligned}
 M \rho_i(d_p) &= M \int_{D_i}^{D_{i-1}} \rho(d_p) dd_p \\
 M \rho_i(d_p) &= N \int_{D_i}^{D_{i-1}} \psi(d_p) \bar{m}(d_p) dd_p
 \end{aligned} \tag{18.79}$$

Se a forma da partícula é estatisticamente independente do tamanho, (uma boa aproximação para populações de partículas simples) então:

$$\beta = \frac{\bar{m}(d_p)}{d_p^3} = \frac{\bar{m}(d_{pi})}{d_{pi}^3} \quad [18.80]$$

é constante, independentemente do tamanho.

A equação (18.80) pode ser simplificada usando as equações (18.81) e (18.43).

$$\begin{aligned} M p_i(d_p) &= N \frac{\bar{m}(d_{pi})}{d_{pi}^3} \int_{D_i}^{D_{i+1}} d_p^3 \psi(d_p) dd_p \\ &= N \bar{m}(d_{pi}) \psi_i(d_p) \end{aligned} \quad [18.81]$$

A relação entre N e M é obtida a partir de

$$\begin{aligned} M &= M \sum_i p_i(d_p) = N \sum_i \bar{m}(d_{pi}) \psi_i(d_p) \\ \frac{M}{N} &= \sum_i \bar{m}(d_{pi}) \psi_i(d_p) \\ &= \beta \sum_i d_{pi}^3 \psi_i(d_p) \end{aligned} \quad [18.82]$$

ou

$$\frac{M}{N} = \beta \int_0^{\infty} d_p^3 \psi(d_p) dd_p \quad [18.83]$$

onde a equação (18.81) foi usada.

Substituindo a equação (18.84) na equação (18.82), uma relação exata entre a distribuição discreta pela massa $p_i(d_p)$ e a distribuição discreta pelo número $\psi_i(d_p)$ é obtida.

$$p_i(d_p) = \frac{d_{pi}^3 \psi_i(d_p)}{\sum_i d_{pi}^3 \psi_i(d_p)} \quad [18.84]$$

Similarmente,

$$\psi_i(d_p) = \frac{\rho_i(d_p)/d_{pi}^3}{\sum_i \rho_i(d_p)/d_{pi}^3} \quad [18.85]$$

Coordenadas Interna e Externa de Partícula e Distribuições Densidade

Até agora, as partículas foram classificadas de acordo com duas propriedades mais importantes: o tamanho de partícula e a composição mineralógica. Esses são dois exemplos de muitas propriedades que podem ser usadas para descrever a partícula. Elas são, certamente, as propriedades descritivas mais importantes, até agora, no que diz respeito a processos de tratamento de minérios e hidrometalúrgicos. Entretanto, para que se possa desenvolver modelos efetivos para as operações unitárias, é sempre necessário assegurar que as partículas são descritas em detalhe suficiente para os objetivos do estudo de modelagem. É impossível fazer uma descrição completa de qualquer partícula, e conceitos, tais como, formas de partícula, topografia de superfície, energia de superfície, entre outros, não podem ser descritos, de forma essencialmente quantitativa, usando um número finito de variáveis. Conseqüentemente, é sempre necessário escolher um número finito e comparativamente pequeno de variáveis que possam ser usadas para descrever as propriedades das partículas em detalhe suficiente para os objetivos do modelo.

As propriedades que descrevem a natureza das partículas individuais são chamadas de coordenadas internas do espaço da fase particulada. A escolha dessas coordenadas é ditada inteiramente pela demanda do modelo. Entretanto, é necessário ter em mente que um dos principais objetivos da modelagem de uma operação unitária é ligá-las aos objetivos do fluxograma da usina, de maneira que a usina possa ser simulada. Ocorrerá muitas vezes que o conjunto de coordenadas internas que são requeridas para modelar uma das operações unitárias pode não ser apropriado para outros modelos. Em geral, o problema é resolvido especificando um conjunto de coordenadas internas que incluirão todas as coordenadas internas requeridas para os modelos distintos, como subconjuntos. Isso significa que algumas das coordenadas internas serão redundantes em alguns dos modelos unitários. Isso, em geral, não causa nenhum problema.

Em algumas operações unitárias, a localização física da partícula no equipamento unitário pode ter um efeito muito significativo sobre o comportamento da partícula e é necessário, algumas vezes, rastrear a posição das partículas no equipamento, objetivando descrever as operações da unidade como um todo. Isso nem sempre é necessário. Todavia, ao formular a estrutura de um modelo geral, é conveniente incluí-las.

As funções distribuição, que foram descritas na seção prévia, podem ser relacionadas às funções densidade de distribuição correspondentes, e é conveniente

formular em modelo generalizado nos termos da função densidade de distribuição conjunta, para todas as coordenadas internas e externas da partícula.

A função densidade de distribuição de partículas generalizada $\psi(x)$ é uma função ordinária do argumento, vetor x , que compreende todas as coordenadas internas e externas que são relevantes ao problema em questão. Todos os possíveis vetores x compõem o espaço da fase particulada. $\psi(x)$ é definida como a fração densidade em número, isto é, a fração em número da população inteira de partículas que ocupa um volume unitário do espaço da fase particulada. As funções de distribuição de partícula finitas, definidas previamente, podem ser construídas a partir da densidade de distribuição como segue.

No caso onde o espaço da fase consiste somente do tamanho (d_p) da partícula e do teor (g) da partícula

$$\Psi_{ij}(d_p, g_i) = \int_{D_i}^{D_{i+1}} \int_{G_i}^{G_{i+1}} \psi(d_p, g) dd_p dg \quad [18.86]$$

A descrição matemática de ψ , algumas vezes, é difícil. Por exemplo, pode não ser possível obter ψ em termos de quaisquer funções transcendentais conhecidas e ψ pode ter que incluir as funções delta Dirac. Exemplos específicos são os dois extremos do espectro de liberação. Assim, tendemos a evitar ψ para o trabalho de modelagem prática, e usá-lo apenas formalmente, para desenvolver algumas estruturas de modelos necessárias.

Propriedades de Partículas Derivadas de Coordenadas Internas

As coordenadas internas de uma partícula devem ser suficientes para descrever todas as características significativas da mesma. Em muitas situações, é necessário obter alguma quantidade derivada. Alguns exemplos são:

a análise do metal, a partir da composição mineralógica;

a susceptibilidade magnética, a partir da susceptibilidade magnética dos minerais individuais;

valor calorífico, teor de cinzas e de matéria volátil de uma partícula de carvão, a partir da matéria mineral contida mais o maceral contido.

A densidade da partícula é uma importante propriedade derivada e observa-se que está relacionada à composição mineralógica pela equação.

$$\frac{1}{\rho} = \sum_{m=1}^M \frac{g_m}{\rho_m} \quad [18.87]$$

onde:

ρ_m = densidade de fase mineral;

ρ = densidade da partícula;

g_m = fração em massa da fase mineral m na partícula (teor da partícula).

O Método de Modelagem de Balanço Populacional

A caracterização de uma população de partículas através da distribuição das partículas em variáveis externas e internas no espaço, proporciona um procedimento de modelagem formalizado, e muito poderoso. A idéia essencial é que quando as partículas movem através do ambiente de processamento, suas coordenadas externas e internas variam. As primeiras devido aos movimentos físicos das mesmas, enquanto que as outras, devido às alterações provocadas pelo processamento.

A coleção de coordenadas externas e internas ligadas a uma partícula define a localização da partícula no espaço da fase particulada. As coordenadas externas descrevem sua localização física real, enquanto as coordenadas internas descrevem as características da própria partícula. As coordenadas internas devem ser suficientemente numerosas para descrever a partícula em todos os detalhes necessários para sua completa caracterização em termos dos processos que devem ser descritos pelo modelo.

Alguns exemplos de coordenadas internas são:

tamanho de partícula, talvez a mais importante de todas;

composição mineralógica e química;

forma da partícula e energia específica de superfície.

Algumas dessas coordenadas internas podem ser multidimensionais. Por exemplo, a composição mineralógica do material sólido pode incluir mais de dois minerais. Isso faz com que o vetor de composição mineralógica deve incluir uma coordenada para cada mineral distinto. Algumas vezes a multidimensionalidade das coordenadas internas deve ser infinita. Isto ocorre, por exemplo, durante o processo de lixiviação, quando a concentração das espécies que estão sendo lixiviadas varia continuamente no interior da partícula, e a composição química deve ser conhecida em todos os pontos no interior da mesma. Em geral, o perfil de concentração do componente lixiviado será baixo próximo da

superfície da partícula e mais alto a medida que o lixiviante não tenha atingido uma alta concentração, devido à resistência difusional no interior da partícula. O perfil de concentração é uma função do histórico completo de processamento da partícula. Na prática, não é conveniente usar uma coordenada dimensional infinita e várias aproximações dimensionais finitas devem ser feitas. Uma instância muito importante na qual uma caracterização interna uni-dimensional é completamente adequada se aplica aos processos topoquímicos, tecnicamente muito importantes, e onde a posição radial da interface topoquímica no interior da partícula contém a informação completa, referente ao perfil de concentração, e seu efeito sobre a velocidade do processo químico. Há uma grande classe de processos cinéticos que podem ser modelados topoquimicamente e, nestes casos, a velocidade instantânea do processo sobre a partícula como um todo, pode ser escrita como uma função somente da posição da interface topoquímica. Isto torna os modelos topoquímicos mais poderosos, certamente, para a descrição de processos cinéticos em sistemas particulados. Adicionalmente, modelos topoquímicos permitem o cálculo da velocidade na qual os limites topoquímicos mudam e esta velocidade é muito importante na formulação dos modelos de balanço populacional para a população de partículas como um todo.

A Equação de Balanço Populacional Fundamental

Algumas definições

$\psi(x)dx$ é a fração em número de partículas, por volume unitário de espaço fase, isto é, a fração em número da população de partículas que ocupa um volume pequeno em torno da coordenada de fase x .

x é um ponto no espaço fase de coordenada $x \in \mathbb{R}^N$.

u é um vetor *de velocidades* nas quais as partículas mudam as suas coordenadas de fase. Por exemplo, a taxa de variação de tamanho de partícula pela atrição, quando o tamanho de partícula é uma coordenada interna, a taxa de movimento da interface topoquímica, quando a posição da interface é a coordenada interna ou a taxa de variação da composição da partícula, quando a partícula passa por uma mudança química. Os elementos correspondentes à coordenada externa são as velocidades físicas num espaço tri-dimensional.

$R(x)$ é a taxa na qual partículas na posição de coordenada x são destruídas. Esta taxa é especificada como massa por unidade de volume do espaço fase por unidade de tempo.

W_{in} é a taxa mássica de alimentação de material sólido para o sistema.

W_{out} é a taxa mássica de remoção de material sólido do sistema.

$\bar{m}(x)$ é a massa média das partículas no ponto x do espaço fase.

N é o número total de partículas no sistema.

A é a taxa de adição de material no fluxo de alimentação.

Q é a taxa de remoção de material nos fluxos de produto.

$B(x; x')$ é a função distribuição que descreve a forma com que um material pode se mover repentinamente de uma posição para outra no espaço fase, como conseqüência da sua destruição física ou quebra. $B(x; x')$ é a fração em massa de material sólido que tem uma coordenada de fase menor do que x , produzida pela destruição de uma partícula na coordenada de fase x' . A afirmação de que a coordenada de fase de uma partícula é menor do que x deve ser interpretada para significar que toda coordenada de fase da partícula é menor do que o elemento correspondente de x . $b(x; x')$ é a função densidade correspondente.

$a(x; x')$ é a distribuição densidade para partículas produzidas pela atrição e outros processos de desgaste da coordenada x' .

Em geral, $a(x; x')$ e $b(x; x')$ são muito diferentes uma da outra, e em aplicações práticas cada função necessita ser determinada separadamente.

Considerar a região R_c do espaço de fase particulada, e levar em conta a acumulação da massa particulada em R_c por todos os processos que alteram as coordenadas das partículas. A região R_c é completamente envolvida pela superfície S_c .

Esses processos são:

movimento através dos limites de R_c (movimento convectivo do espaço fase);

chegadas, por etapas finitas, a partir de outras regiões do espaço fase;

destruição de partículas na região R_c ;

adição e remoção física nos fluxos de alimentação e produtos;

A contabilidade das partículas individuais na região R_c de referência leva a:

$$\frac{\partial}{\partial t} \int_{R_c} N\psi(x) dx = - \int_{S_c} N\psi(x) u \cdot n d\sigma - D + B - Q + A \quad [18.88]$$

Nesta equação, n é o vetor normal, direcionado para fora da superfície S_c , no ponto x .

Nos nossos sistemas de processamento mineral, a massa sólida é conservada, e isto impõe restrições importantes na formulação de equações de modelo.

Os processos de destruição podem geralmente ser descritos por uma taxa mássica de destruição por unidade de volume do espaço fase

$$D = \int_{R_c} \frac{R(\psi(x), x, F[\psi(x)])}{\bar{m}(x)} dx \quad [18.89]$$

e é especificado como o número de partículas quebradas por unidade de tempo no volume de controle R_c . A notação $F_1[\psi(x)]$ indica que a função do processo de destruição D é uma função da distribuição completa $\psi(x)$, e não somente do valor de $\psi(x)$ em x . Isto permite efeitos tais como a variação das taxas de quebra no moinho com quantidade de partículas finas e grossas presentes.

Os processos de gênese podem tão somente resultar (e deve necessariamente ser assim) dos produtos dos processos de destruição, uma vez que a massa deve ser conservada.

$$\begin{aligned} B &= \int_{R_c} \frac{1}{\bar{m}(x)} \int_{R'(x)} R(\psi(x'), x', F[\psi(x)]) b(x; x') dx' dx \\ &- \int_{R_c} \frac{N}{\bar{m}(x)} \int_{R''(x)} \psi(x') u(x') \nabla \bar{m}(x') a(x; x') dx' dx \end{aligned} \quad [18.90]$$

Aqui $R'(x)$ e $R''(x)$ são as regiões do espaço a partir das quais partículas progênes podem entrar no volume infinitesimal de fase dx , em torno do ponto x , por processos de quebra e atrição, respectivamente. Estas são denominadas regiões alimentadoras para o ponto x .

A restrição de conservação de massa distingue os sistemas de processamento mineral de outros processos particulados, tais como cristalização e lixiviação, nos quais a transferência de massa entre a fase sólida e a fase líquida e a massa da fase sólida não é conservada.

Massa entra e sai do volume de processamento pela adição e remoção física, através dos fluxos de alimentação e de produto. A taxa de adição é dada por

$$A = W_{in} \int_{R_c} \left(\frac{N}{M} \right)_{in} \psi_{in}(x) dx \quad [18.91]$$

e a taxa de remoção é dada por

$$Q = \sum_j W_{outj} \int_{R_c} \left(\frac{N}{M} \right)_j \psi_{outj}(x) dx \quad [18.92]$$

Na equação (18.93), j indexa os diferentes fluxos físicos dos produtos. A integral sobre a superfície da região de referência é inconveniente, e esta pode ser convertida para uma integral sobre o volume, pela aplicação do teorema da divergência.

$$\int_{S_c} N \psi(x) u \cdot n \, d\sigma = \int_{R_c} N \nabla \cdot u \psi(x) dx \quad [18.93]$$

A equação final de trabalho, para a operação em regime constante, é

$$\begin{aligned} & N \int_{R_c} \nabla \cdot u \psi(x) dx + \int_{R_c} \frac{R(\psi(x), x, F[\psi(x)])}{\bar{m}(x)} dx \\ & - \int_{R_c} \frac{1}{\bar{m}(x)} \int_{R(x)} R(\psi(x'), x', F[\psi(x)]) b(x; x') dx' dx \\ & + \int_{R_c} \frac{N}{\bar{m}(x)} \int_{R'(x)} \psi(x') u(x') \cdot \nabla \bar{m}(x') a(x; x') dx' dx \\ & = - \sum_j W_{outj} \left(\frac{N}{M} \right)_j \int_{R_c} \psi_{outj}(x) dx + W_{in} \left(\frac{N}{M} \right)_{in} \int_{R_c} \psi_{in}(x) dx \end{aligned} \quad [18.94]$$

Esta equação pode ser especializada para um grande número de rotas de processo, adequando-se aos requisitos de qualquer aplicação em particular. Ela pode ser escrita em termos de funções densidade, em massa, pela substituição de $\psi(x)$ em termos de $p(x)$, usando equações tais como a (18.79).

Em virtude da região R_c ser arbitrária, a equação (18.95) pode ser escrita como uma equação integro-diferencial funcional.

$$\begin{aligned}
 & N \nabla \cdot u \psi(x) + \frac{R(\psi(x), x, F[\psi(x)])}{\bar{m}(x)} \\
 & - \frac{1}{\bar{m}(x)} \int_{R(x)} R(\psi(x'), (x'), F[\psi(x')]) b(x; x') dx' \\
 & + \frac{N}{\bar{m}(x)} \int_{R'(x)} \psi(x') u(x') \cdot \nabla \bar{m}(x') a(x; x') dx' \\
 & = - \sum W_{out j} \left(\frac{N}{M} \right)_j \psi_{out j}(x) dx + W_{in} \left(\frac{N}{M} \right)_{in} \psi_{in}(x) \tag{18.95}
 \end{aligned}$$

Essa forma da equação de balanço populacional é, na maioria dos casos, a mais conveniente para a solução analítica.

A equação de balanço populacional deve ser resolvida sujeita à condição

$$\int \psi(x) dx = 1 \tag{18.96}$$

onde a integral é tomada sobre todo o espaço fase.

As duas funções quebra $b(x; x')$ e $a(x; x')$ devem satisfazer duas condições importantes.

$$\int_{R_A'} b(x; x') dx = 1 \tag{18.97}$$

$$\int_{R_{A''}} a(x; x') dx = 1$$

$R_{A'}$ e $R_{A''}$ são as regiões do espaço fase que podem ser alcançadas pelas partículas progênie que são formadas pela quebra (para b) ou atrição (para a) no ponto x' . Estas são denominadas regiões acessíveis do espaço fase e são complementares às regiões alimentadoras R' e R'' . A determinação das regiões alimentadoras R' e R'' e as regiões acessíveis $R_{A'}$ e $R_{A''}$ pode ser bastante difícil. Normalmente, é mais fácil definir as regiões acessíveis do que as regiões alimentadoras e este fato pode ter um efeito significativo sobre a escolha dos algoritmos computacionais que podem ser usados com sucesso.

Na maioria das aplicações, a equação de balanço populacional fundamental será reduzida a uma forma discreta apropriada, com a região R_c correspondendo à uma classe de partículas apropriada.

A Equação de Balanço Populacional Geral para Máquinas de Cominuição

A equação de balanço populacional provê um modelo poderoso para a descrição de máquinas industriais de cominuição. Ela permite o desenvolvimento de um modelo uniforme que descreve o comportamento operacional de moinhos de barras, bolas, semi-autógenos e autógenos. Devido à grande importância prática dessas operações, algum esforço é devotado aqui para o desenvolvimento cuidadoso de modelos, a partir de uma equação de balanço populacional detalhada (18.96).

Uma forma restrita da equação de balanço populacional geral é gerada sob as seguintes condições: somente uma coordenada interna, o tamanho de partícula, e assume-se que a quebra e os processos de desgaste não dependem da posição da partícula no moinho, de forma que as coordenadas externas são irrelevantes. A equação geral (18.96) é, desta forma, escrita como:

$$\begin{aligned}
 & N \frac{d}{dx} (u(x)\psi(x)) + \frac{R(\psi(x), x, F[\psi(x)])}{\beta x^3} \\
 & - \frac{1}{\beta x^3} \int_{R'(x)} R(\psi(x'), x', F[\psi(x')]) b(x; x') dx' \\
 & + \frac{N}{\beta x^3} \int_{R''(x)} \psi(x') u(x') \frac{d\beta \beta x^3}{dx} a(x; x') dx' \\
 & = -W \left(\frac{N}{M} \right)_{\text{out}} \psi_{\text{out}}(x) + W \left(\frac{N}{M} \right)_{\text{in}} \psi_{\text{in}}(x) \quad [18.98]
 \end{aligned}$$

Na equação (19.99), o escalar x representa o tamanho de partícula d_p e a massa média de uma partícula está relacionada ao tamanho por

$$\bar{m}(x) = \beta x^3 \quad [18.99]$$

Um modelo comumente usado para a taxa de atrição e outros processos de desgaste tais como o lascamento é o de que a taxa é proporcional a área superficial da partícula. Usando uma partícula esférica como modelo

$$\frac{\pi dx^3}{6 dt} = -\frac{k' \pi x^2}{2} \tag{18.100}$$

que implica que a velocidade na qual uma partícula, em se desgastando, move no espaço fase, é constante, e é dada por:

$$u(x) = \frac{dx}{dt} = -k' \tag{18.101}$$

Um modelo mais geral para processos de desgaste de superfície é

$$\frac{dx}{dt} = -k(x) = -kx^\Delta \tag{18.102}$$

onde Δ é uma constante entre 0 e 1.

Isto implica que

$$\frac{dm}{dt} = -k \frac{\pi \rho_s x^{2+\Delta}}{2} \tag{18.103}$$

Se $\Delta = 0$, a taxa específica de desgaste da superfície é constante, enquanto $\Delta > 0$ significa que a taxa de desgaste da superfície específica aumenta quando o tamanho da partícula aumenta. Como mostrado acima, $\Delta = 0$ é equivalente a assumir que a taxa de desgaste da superfície é proporcional à área superficial da partícula, enquanto $\Delta = 1$ significa que a taxa de desgaste da superfície é proporcional à massa da partícula.

É usual desenvolver a equação de balanço populacional em termos da distribuição de massa, e a equação (18.99) é convertida usando a equação (18.79).

$$\psi(x) = \frac{M p(x)}{N \beta x^3} \tag{18.104}$$

A equação (19.99) torna-se

$$\begin{aligned} &-\frac{M}{\beta} \frac{d(k(x)p(x)/x^3)}{dx} + \frac{R(p(x), x, F[p(x)])}{\beta x^3} \\ &-\frac{1}{\beta x^3} \int_{R(x)} R(p(x'), x', F[p(x')]) b(x; x') dx' - \frac{M}{\beta x^3} \int_{R'(x)} \frac{p(x')}{x'^3} 3k(x')x'^2 a(x; x') dx' \end{aligned}$$

$$= -W \frac{p_{out}(x)}{\beta x^3} + W \frac{p_{in}(x)}{\beta x^3} \tag{18.105}$$

A taxa de destruição é intensiva com respeito à densidade de massa média sobre o espaço fase. Considere dois sistemas tendo espaço fase idênticos, todavia contendo massas totais diferentes. Em particular, $\psi(x)$ é idêntica para ambos sistemas. Então:

$$\frac{R_1(p(x), x, F[p(x)])}{R_2(p(x), x, F[p(x)])} = \frac{M_1}{M_2} \tag{18.106}$$

Portanto

$$R(p(x), x, F[p(x)]) = MR'(p(x), x, F[p(x)]) \tag{18.107}$$

Além disso, uma hipótese lógica para o processo de quebra física sugere que

$$R(p(x), x, F[p(x)]) = Mp(x)k(x, F[p(x)]) \tag{18.108}$$

$k(x, F[p(x)])$ é a taxa específica de quebra de material de tamanho x , e representa a taxa de quebra quando 1 kg de material de tamanho x está no moinho.

O tempo de residência médio no moinho é:

$$\tau = \frac{M}{W} \tag{18.109}$$

onde W é a taxa de fluxo através do moinho.

A equação (18.106) torna-se:

$$\begin{aligned} & -\tau \frac{dk(x)p(x)}{dx} + 3\tau p(x) \frac{p(x)}{x} + \tau R(p(x), x, F[p(x)]) \\ & - \tau \int_{R'(x)} R'(p(x), x' F[p(x')]) b(x, x') dx' - \tau \int_{R'(x)} 3k(x') \frac{p(x')}{x'} a(x, x') dx' \\ & = p_{in}(x) - p_{out}(x) \end{aligned} \tag{18.110}$$

Esta é a equação de balanço populacional fundamental para qualquer processo de cominuição e incorpora ambos, processos autógenos e quebra induzida por meio moedor. É difícil resolver esta equação integro-diferencial, principalmente, porque as funções R , b e a são fortemente não lineares. Sob condições práticas, somente soluções numéricas são possíveis. Estas soluções estão implementadas em simuladores de sistemas particulados, como o Modsim e seus derivados MicroSim a Usimpac.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) ANDREWS, J.R.G. and Mika, T.S. (1976) Comminution of heterogenous material. Development of a model for liberation phenomena. *Proc. 11th Int Mineral processing Congress*, pp. 59-88.
- 2) BARBERY, G. (1991) *Mineral Liberation. Measurement, Simulation and Practical Use in Mineral Processing*. Editions GB, Quebec.
- 3) COLEMAN, R. (1988) Least squares and its application to mineral liberation. *Arch. Mining Sci.*, Poland. Vol.33, pp.270-290.
- 4) FANDER, H.W. (1985) *Mineralogy for Metallurgists: an Illustrated Guide*. The institution of Mining and Metallurgy, London.
- 5) FORD, M.A. (1979) Simulation of Ore Dressing Plants. Ph.D. Thesis, University of the Witwatersrand, Johannesburg.
- 6) GAUDIN, A.M. (1939) *Principles of Mineral Dressing*. McGraw-Hill, New York.
- 7) GOODMAN, F.K. and McCreery, J.H. (1988) Coal Preparation Plant Computer Model Vols I and II. U.S. Environment Protection Agency EPA-600/7-80-010 a & b.
- 8) GOTTFRIED, B.S. (1975) Computer Simulation of Coal Preparation Plants. U.S. Bureau of Mines, Grant No. GO-155030 Final Report, Dept of Industrial Engineering, Univ. of Pittsburgh, Nov 1975 and Aug 1977.
- 9) GOTTFRIED, B.S. and Jacobsen, P.S. (1977) Generalized Distribution Curve for Characterizing the Performance of Coal-Cleaning Equipment USBM RI 8238.
- 10) GOTTFRIED, B.S., Luckie, P.T. and Tierney, J.W. (1982) Computer Simulation of Coal Preparation Plants. U.S. Dept of Energy Final Report under contract AC22-80PC30144. DOE/PC/30144-T7, 284 pp.
- 11) HENNINGS, K. and Grant, D. (1982) A simulation model for the prediction of the performance of vibrating screens. USBM Contract J039138, U.S. Department of the Interior. Washington D.C.
- 12) HULBURT, H.M. and Katz, S. (1964) Some problems in particle technology. A statistical mechanical formulation. *Chemical Engineering Science*, Vol. 19, pp 555-574.

- 13) ICRA (1995) Simulation of Comminution Operations. Standard Problems for Simulators. International Comminution Research Association. 5th Workshop, Napa.
- 14) JONES, M.P. (1987) *Applied Mineralogy: A Quantitative Approach*. Graham and Trotman, London.
- 15) KING, R.P. (1972) Data preparation and use of a computer program for the calculation of the performance of a flotation plant. National Institute of Metallurgy (now Mintek), Johannesburg, Report number 1436, 9 pp. Reissued in revised form August 1993.
- 16) KING, R.P., Pugh, G. and Langley, J. (1973) Application of a flotation model to an industrial plant. National Institute of Metallurgy (now Mintek), Johannesburg, report number 1562, 16 pp.
- 17) KING, R.P. (1990) Calculation of the liberation spectrum in products produced in continuous milling circuits. *Proc. 7th European Symposium on Comminution*, Vol. 2, pp. 429-444.
- 18) KING, R.P. (1994) Linear stochastic models for mineral liberation. *Powder Technology*. Vol. 81, pp. 217-234.
- 19) KING, R.P. and Schneider, C.L. (1998) Stereological correction of linear grade distributions for mineral liberation. *Powder Technology*, Vol. 98, pp.21-37.
- 20) KOLMOGOROV, A.N. (1941) The logarithmically normal law of distribution of dimensions of particles when broken into small parts. NASA Technical Translations NASA TTF 12.287.
- 21) SCHNEIDER, C.L. (1995) The Measurement and Calculation of Liberation in Continuous Milling Circuits. Ph.D. Thesis. University of Utah.

Sistemas Especialistas no Processamento de Minérios

Vanessa de Macedo Torres

Eng^a Química/UFMG, Mestre e Doutora
em Engenharia Mineral/EPUSP,
Gerente de Projetos da CVRD

INTRODUÇÃO

A indústria mineral enfrenta, neste início de século, o desafio de se manter lucrativa diante à nova realidade de mercado globalizado e informatizado. A última década foi marcada por um declínio nos preços das commodities minerais, como ilustra a Figura 19.1. Esta década foi também marcada pelo surgimento de segmentos industriais completamente novos, como a *internet* e a indústria genética, que passaram a competir avidamente pelo capital disponível para novos empreendimentos.

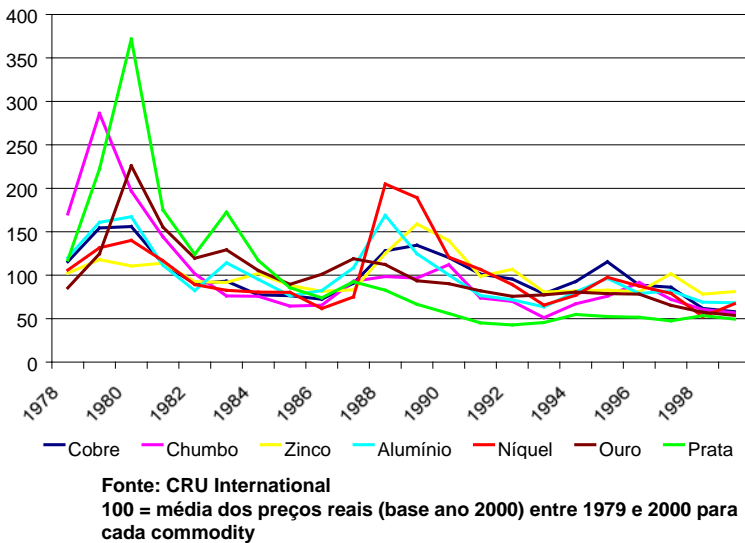


Figura 19.1 - Evolução dos preços de metais

De forma paradoxal, a economia necessita, de forma crescente, de metais e materiais: aço para carros, cobre para energia, ouro para joalheria e semicondutores, níquel para baterias de telefonia celular, paládio para catalisadores antipoluentes, e assim por diante. Por exemplo, o consumo de cobre e níquel tem apresentado crescimento acima do crescimento médio industrial nos últimos anos, como mostra a Figura 19.2.

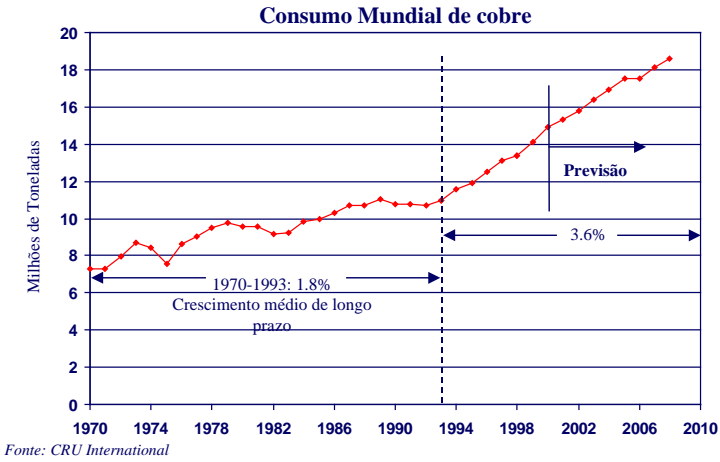


Figura 19.2 - Evolução do crescimento do consumo mundial de cobre.

Como resultado deste cenário, o desenvolvimento de novos projetos de mineração é caracterizado por forças contraditórias, sumariadas na Figura 19.3: ao mesmo tempo que é necessário implantar novas minas para suprir mercados de demanda crescente, a baixa atratividade da indústria dificulta o desenvolvimento de novos projetos. A escassez de recursos naturais e as crescentes pressões ambientais e comunitárias completam este quadro.

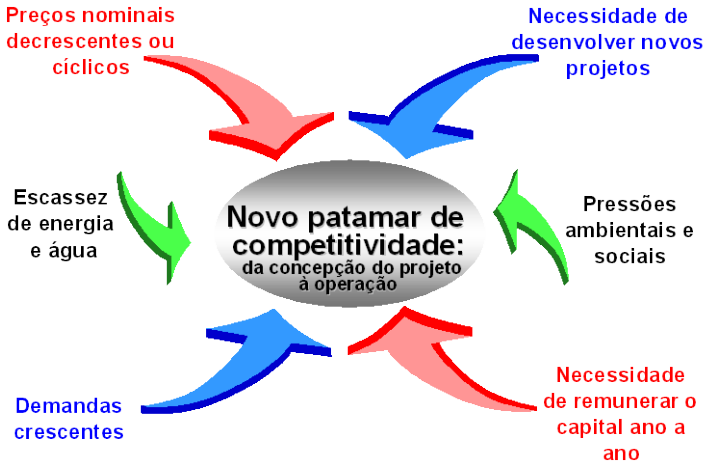


Figura 19.3 - O desafio da indústria mineral.

A utilização maciça de sistemas de informação na indústria mineral faz-se necessária para alcançar este novo patamar de competitividade que o atual contexto econômico requer. Ao mesmo tempo, desenvolvem-se novas tecnologias e equipamentos para o aproveitamento dos recursos minerais de forma mais eficiente e com menores impactos ambientais.

Uma das mais promissoras tecnologias disponíveis para alavancar a competitividade desta indústria é a utilização de sistemas especialistas. Estes sistemas, também denominados sistemas avançados, se constituem no principal elo de ligação entre processo e instrumentação, bem como entre a operação do empreendimento mineral e seu gerenciamento, uma vez que tornam possível a tradução de filosofias operacionais e gerenciais em ações básicas de controle e automação.

Este capítulo apresenta, nas páginas seguintes, os conceitos básicos dos sistemas especialistas e sua aplicação em usinas de processamento mineral.

INTELIGÊNCIA ARTIFICIAL E SISTEMAS ESPECIALISTAS

A inteligência artificial é o ramo da ciência da computação que estuda a utilização de computadores para simular ou duplicar algumas funções típicas do cérebro humano. O termo inteligência artificial é utilizado com dois diferentes significados: estudar o processo de pensamento e raciocínio humano ou representar partes deste processo em uma máquina⁽¹⁾.

Os principais campos da inteligência artificial são:

| | |
|-------------------------------------|------------------------------------|
| processamento em linguagem natural; | educação assistida por computador; |
| reconhecimento de fala; | programação automática; |
| robótica; | sistemas especialistas. |

Evolução da Inteligência Artificial

Na verdade, a inteligência artificial (IA) é mais antiga que os próprios computadores. Por milhares de anos, a humanidade tem se interessado em criar inteligência fora do corpo humano. Há numerosos exemplos na mitologia grega, e também na história romana e egípcia⁽²⁾. Em 1736, um inventor francês criou um “tocador de flauta mecânica” que compôs doze melodias. Entretanto, data de 1884 o primeiro marco na história da inteligência artificial, quando Charles Babbage, um matemático inglês, tentou inventar uma calculadora numérica que ele chamou de “máquina analítica”. Em princípio, a máquina

deveria efetuar jogadas de xadrez, entretanto o projeto nunca foi completado. Em 1914, um engenheiro espanhol construiu um dispositivo baseado no projeto de Babbage que conseguia jogar partidas bastante simples de xadrez. No início de 1996, um programa de computador conseguiu derrotar o campeão mundial de xadrez Kasparov em uma partida de uma série. Em 1997, o *Deep Blue* venceu a série de partidas contra Kasparov após o aperfeiçoamento de sua programação.

Até a Segunda Guerra Mundial, o conceito de inteligência artificial limitava-se à lógica simbólica e à psicologia do processo cognitivo humano. Com a introdução dos computadores, a partir da Segunda Grande Guerra, deu-se atenção maior ao desenvolvimento da inteligência artificial. Visões da inteligência artificial foram apresentadas em publicações como *Computer Machinery and Intelligence*, de Alan Turing, que discutiu a questão se os computadores poderiam pensar, e introduziu o famoso *Turing Test*⁽²⁾. Neste, um entrevistador humano é colocado diante de dois terminais de computador. As respostas de um dos computadores às perguntas do entrevistador são alimentadas por uma pessoa, enquanto as respostas de outro são dadas pelo programa que se deseja testar. Se o entrevistador não conseguir distinguir entre a máquina e o homem, então considera-se que o computador conseguiu “pensar” como um ser humano.

No final da década de cinquenta foi desenvolvida a primeira linguagem de computador de inteligência artificial no Massachusetts Institute of Technology (MIT), denominada LISP. Durante esta época foram dados os primeiros passos no desenvolvimento da IA, da maneira que hoje a conhecemos, introduzindo idéias que se tornaram extremamente úteis na construção dos sistemas especialistas, com foco na separação entre os dados e o processo cognitivo.

Na década de 60, pouco progresso foi feito. Os desenvolvimentos em IA voltaram a aparecer na década de 70, quando a linguagem PROLOG foi desenvolvida na Universidade de Marselha, na França.

A comercialização da inteligência artificial começou na década de 80, quando começaram a surgir os sistemas aplicados. Os países que apresentaram maior desenvolvimento na área foram o Japão e os Estados Unidos.

Atualmente, o conceito de inteligência artificial permeia todo o mercado de informática mundial. Diversos avanços já foram feitos e a IA chega atualmente até nossos lares, implantada em eletrodomésticos como aparelhos de som e televisores. Nos processos industriais, a robótica tem ganho cada vez mais espaço, bem como os sistemas especialistas para o diagnóstico de problemas e simulação de processos. Programas de tradução automática de idiomas e reconhecimento de voz são outros exemplos. A próxima geração de computadores, denominada quinta geração, deverá incluir avanços como o processamento em linguagem natural.

Evolução da Inteligência Artificial

Os sistemas especialistas, também denominados de sistemas baseados em conhecimento, são programas de computador que simulam o conhecimento e o processo cognitivo humano, de modo que imita um especialista humano na resolução de problemas específicos. Estes programas podem ser utilizados por não "experts" para incrementar sua habilidade na resolução destes problemas ou pelos próprios profissionais sênior, agilizando sua abordagem na aplicação do conhecimento. Ressalta-se, entretanto, que os sistemas especialistas podem auxiliar seres humanos, e não substituí-los.

Os sistemas especialistas constituem um dos mais importantes campos de aplicação comercial da inteligência artificial. Esta tecnologia tem sido aplicada com sucesso em diversas áreas, que incluem diagnóstico, planejamento, aprendizado, monitoramento e controle.

O primeiro passo no entendimento dos sistemas especialistas é a definição de domínio do conhecimento, ou *expertise*. O domínio do conhecimento é adquirido pelas pessoas por meio do treinamento, leitura ou experiência. Do ponto de vista da construção de um sistema, o conhecimento pode ser classificado em⁽³⁾:

conhecimento estrutural - classes e regras;

conhecimento operacional - procedimentos, estratégias de busca, resolução de conflitos, métodos de entrada/saída, comunicação;

meta-conhecimento - explicações, justificativas, relatórios, descrição de regras.

O conhecimento pode ser adquirido tanto de fontes documentadas (como livros e bancos de dados) como de fontes não-documentadas ou heurísticas (que incluem o conhecimento presente na mente humana, gerado segundo a da experiência ou adquirido de forma intuitiva).

A Figura 19.4 ilustra o processo de aquisição de conhecimento. No início da vida, nosso conhecimento é adquirido por nossos pais e familiares. Mais tarde, a educação formal nos dá acesso aos princípios, informações e leis. Depois de deixar a escola, o conhecimento volta a ser adquirido por meio de fontes heurísticas: amigos e experiência. Os sistemas especialistas tentam adquirir este conhecimento, representá-lo na forma de um código de programação, preservá-lo e transmiti-lo a usuários.

O conhecimento heurístico pode ser representado segundo regras de decisão e análise. A Figura 19.5 ilustra o exemplo de uma regra heurística aplicada ao processo de cianetação em tanques.

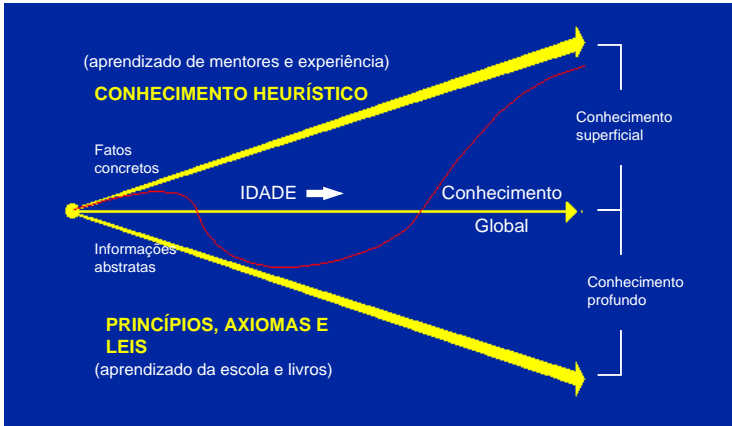


Figura 19.4. Processo de aquisição de conhecimento. Fonte: Meech⁽⁷⁾.



Figura 19.5. Exemplo de regra heurística.

Os sistemas especialistas diferem dos sistemas convencionais na medida em que os primeiros buscam representar também o conhecimento heurístico enquanto os últimos representam apenas o conhecimento formal. Cada tipo de sistema tem vantagens e inconvenientes, e a escolha do tipo de sistema a ser utilizado em um processo deverá depender das necessidades específicas deste processo.

PRINCIPAIS TÉCNICAS UTILIZADAS NA CONSTRUÇÃO DE SISTEMAS ESPECIALISTAS

As principais técnicas de inteligência artificial utilizadas no desenvolvimento de sistemas especialistas são *lógica fuzzy*, *redes neurais artificiais*, *algoritmos genéticos* e *modelos fenomenológicos simplificados*. Estas técnicas serão apresentadas a seguir.

Lógica Fuzzy

Em termos filosóficos, a lógica de fuzzy a abrange todo o processo de pensamento humano, sendo definida por Aristóteles como “a ciência da demonstração”, por Descartes segundo a da metáfora “penso, logo existo” ou por D’Alembert como “a arte de pensar, reter seus próprios pensamentos e transmitir”⁽⁴⁾. Sendo tão abrangente, a lógica de fuzzy se divide em direções diversas, como a lógica pura, a lógica transcendental ou de valores e a lógica matemática ou simbólica. Esta última se preocupa em modelar, matematicamente e de forma exata, o processo de pensamento humano que é, na maioria das vezes, inexacto.

Desenvolvida por Zadeh⁽⁵⁾, a lógica *fuzzy* está preocupada com os princípios formais do pensamento aproximado, com o pensamento exato visto como caso limitante. Em termos mais específicos, o fundamental sobre a lógica *fuzzy* é que, ao contrário da lógica simbólica tradicional, ela pretende modelar¹ os modos imprecisos de pensamento os quais têm um papel importante na capacidade dos seres humanos de tomar decisões racionais em um ambiente de incertezas e imprecisão. Esta capacidade depende, por sua vez, da nossa competência em inferir uma resposta aproximada para uma questão, mesmo que os dados sejam inexactos, incompletos ou pouco confiáveis, como nos exemplos a seguir.

Um cartão diz em um lado, “a frase do outro lado é falsa”. No outro lado, diz “a frase do outro lado é verdadeira”. Como este cartão deveria ser interpretado?

Segundo Albert Einstein, “Se as leis da Matemática se referem à realidade, elas não são precisas. E, se são precisas, elas não se referem à realidade”.

A lógica *fuzzy* trabalha com base nos *fuzzy set*, que são a representação das variáveis lingüísticas, ou difusas. Um dos primeiros exemplos de *fuzzy set* é o anoitecer. Todos nós conhecemos bem os conceitos de dia e noite, mas, ao anoitecer, não temos como distinguir, de forma exata, um ponto no qual o dia se transforma abruptamente em noite. Há, no entanto, a transição suave de um estado para outro, que se processa a partir de tantos estados intermediários quanto se queira definir. Dizemos, então, que existem limites *fuzzy*, ou difusos como algumas traduções, entre os estados de dia e noite, como mostra a figura 19.6.

¹ Neste trabalho, o termo “modelar” é sempre empregado no sentido de “representar algo através de um modelo”.

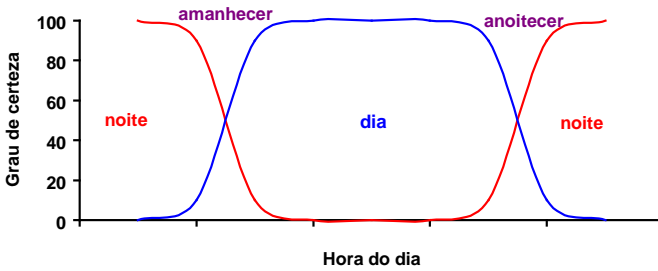


Figura 19.6 – Exemplo de *fuzzy set*

Outros exemplos comuns de *fuzzy sets* são:

- um automóvel mudando de faixa em uma rodovia;
- uma porta abrindo ou fechando;
- uma torneira abrindo ou fechando;
- a posição da linha da praia durante a maré alta ou baixa;
- um copo de água – meio cheio ou meio vazio;
- a mistura de duas cores primárias.

Os princípios da lógica *fuzzy* são aplicados para o modelamento de fenômenos reais com base em *softwares* que utilizam *fuzzy sets* e regras de tomada de decisão⁽¹⁾. A lógica *fuzzy* pode ser considerada uma álgebra das relações, onde as variáveis, ao invés de serem definidas por equações diferenciais, integrais ou álgebra simples, passam a ser definidas por conceitos intuitivos como “baixo”, “médio”, “alto”.

Os *fuzzy sets* como “alto”, “OK.”, ou “pouco” são utilizados para descrever os estados do processo, ou seja, as variáveis de entrada. Estes estados são processados por meio de regras e combinados com outras variáveis para gerar um *fuzzy set* de saída como “abrir um pouco”, ou “aumentar bastante”, que irá controlar o processo dinamicamente. Para a obtenção de uma resposta numérica de saída, os *fuzzy sets* são transformados em variáveis discretas segundo o processo de “defuzzificação”. Em termos aritméticos, o número fuzzy é considerado uma extensão do conceito de intervalo de confiança⁽⁶⁾.

O modelamento *fuzzy* tem como vantagens a simplicidade dos modelos usados se comparados a modelos matemáticos puros. Por exemplo, para o modelamento matemático do processo de equilibrar uma vareta são necessárias quatro equações diferenciais, de solução matemática complexa. Utilizando a lógica *fuzzy*, um simples conjunto de regras como “se a vareta estiver caindo para a esquerda, mover ligeiramente para a esquerda” consegue controlar o processo com confiabilidade semelhante ou maior que utilizando o modelo matemático⁽¹⁾.

Aplicações da lógica *fuzzy* são encontradas em diferentes áreas da indústria, como a utilização de fotossensores para mover uma câmera de vídeo acompanhando o sujeito filmado, a nova geração de eletrodomésticos “inteligentes”, sistemas de diagnóstico e tomadas de decisão, controle de processo, entre outros.

Redes Neurais Artificiais

O paradigma das redes neurais artificiais surgiu da tentativa de se modelar e implementar em um ambiente computacional os princípios fundamentais de funcionamento do cérebro humano.

De uma maneira bastante simplificada, uma rede neuronal é um sistema de elementos (neurônios) interconectados por meio de ligações múltiplas (sinapses). As informações chegam ao neurônio através de portas de entrada (dendritos), são processadas e então transmitidas por portas de saída (axônios). O mecanismo de funcionamento desta rede caracteriza-se pelo processamento das informações em paralelo e através de múltiplos caminhos, de maneira bastante diversa das instruções “passo-a-passo” adotada nos algoritmos de programas de computador convencionais⁽²⁾. A Figura 19.7 ilustra a estrutura de uma rede neuronal.

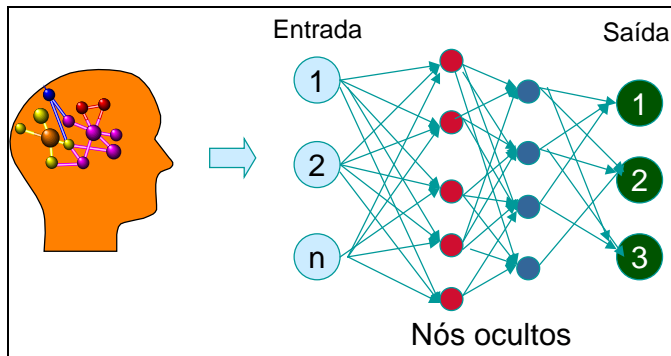


Figura 19.7. Estrutura de uma rede neuronal

Até o momento, as redes neurais artificiais baseiam-se, em sua maioria, na simulação do processamento paralelo por meio de *software*. Entretanto, a tendência no médio prazo é a da implementação de redes neurais em computadores que utilizem múltiplos processadores em paralelo.

As redes neurais artificiais tentam explorar algumas características interessantes das redes de neurônios existentes no sistema nervoso humano⁽⁷⁾:

robustez e tolerância a falhas - milhares de células nervosas do cérebro morrem diariamente sem entretanto afetar de forma significativa o desempenho do cérebro

ou ocasionar perda relevante das informações, conhecimentos, conceitos e critérios armazenados;

flexibilidade - o cérebro humano pode adaptar-se rapidamente a novos ambientes, segunda de um processo de aprendizagem, sem a necessidade de uma "reprogramação" completa;

capacidade de tratamento de informações imprecisas, probabilísticas, com ruídos ou mesmo inconsistentes;

paralelismo inerente - o cérebro humano é composto por bilhões de neurônios interconectados, cada um processando um "pequeno pedaço de informação" de forma distribuída e cooperativa.

Um dos principais motivos que torna as redes neuronais atraentes para o modelamento de fenômenos ou processos complexos é a sua capacidade de previsão de resultados baseado em um processo de "aprendizado" por meio de exemplos. Assim, não é necessário explicitar para o sistema as "regras" e equações matemáticas que definam com precisão o modelo do fenômeno ou processo. Esta característica permite que se obtenha um modelo que produza resultados confiáveis, mesmo na ausência parcial de dados. O tratamento de um problema por redes neuronais consiste em:

modelar a rede, isto é, determinar os parâmetros de entrada e saída do modelo;

selecionar os tipos e funções dos neurônios e do mecanismo de aprendizado mais adequado para o problema em questão;

coletar um conjunto representativo e suficiente de dados para a fase de treinamento;

promover o treinamento propriamente dito (supervisionado e/ou não-supervisionado) em que estes dados são "apresentados" à rede;

e por fim, validar e aferir os resultados gerados.

O processo de treinamento supervisionado, ilustrado na Figura 19.8, consiste em extrair de um universo de dados representativos do fenômeno ou processo uma parcela de 80-85% do total, de forma relativamente aleatória, porém visando cobrir todo o espectro do problema. Esta parcela é então "apresentada" à rede, que constrói uma matriz de conexões, atribuindo a cada conexão (neurônio) um peso específico. Este processo, de "aprendizado" de fato, constitui-se em processos de classificação, regressões não-lineares segundo interpolações de diversas famílias de curvas e determinação de mínimos.

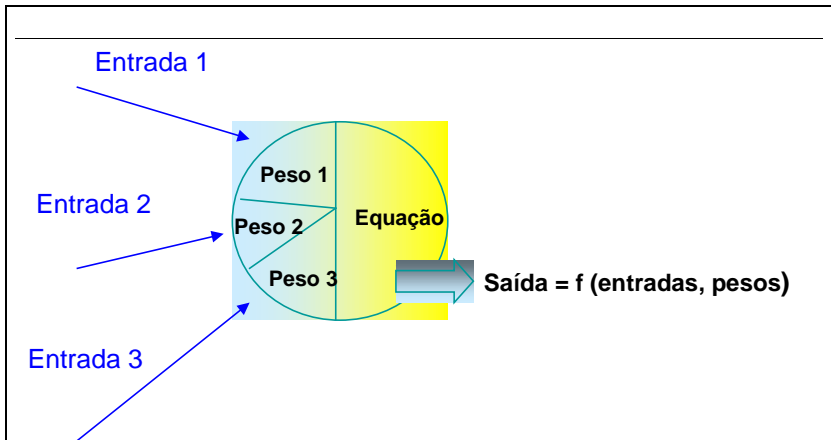


Figura 19.8. Detalhe de uma conexão ("neurônio") da rede neuronal artificial.

Terminada a fase de treinamento, o conjunto restante dos dados é então "apresentado" à rede e os resultados obtidos comparados com os resultados reais. Determinam-se então os desvios para cada variável de saída. Caso estes desvios sejam superiores aos esperados inicia-se um processo de adaptação da rede (inclusão ou exclusão de informações, níveis, nodos ocultos, conexão etc.) e novamente o processo de "aprendizado". Este processo se repete até que os desvios atinjam níveis aceitáveis.

Algumas limitações da aplicação das redes neuronais residem na necessidade de um grande volume de dados que representem efetivamente as diversas situações do processo; no elevado custo computacional nas fases de treinamento e configuração, na ausência de um modelo explícito de regras e equações para o problema.

Algoritmos Genéticos

Algoritmos genéticos são métodos computacionais que automatizam a busca de novas soluções para um determinado problema. Esta técnica consiste em simular o processo evolucionário darwiniano e operações genéticas entre cromossomos de diferentes características.

O algoritmo genético se constitui em um algoritmo matemático paralelo que transforma um conjunto (*população*) de objetos matemáticos individuais (tipicamente *strings* de tamanho fixo e caracteres binários), cada um com um valor de "aptidão" ou "desempenho" associado, em uma nova *população* (ou seja, uma nova geração) utilizando operações baseadas na reprodução e sobrevivência dos indivíduos mais aptos, bem como na recombinação genética de cromossomos e, por último, mutação.

Em termos operacionais, a aplicação de um algoritmo genético pode ser esquematizada da seguinte maneira:

definem-se variáveis de entrada e saída;

cria-se inicialmente uma população de soluções;

avalia-se o resultado de cada solução;

cria-se uma nova população de soluções;

- utilizando pelo menos as duas melhores da população anterior;
- recombinando geneticamente duas partes das duas melhores soluções;
- fazendo uma mutação de uma solução existente;

repete-se o ciclo quantas vezes for necessário;

A solução que deu o melhor resultado em cada geração é adotada como a solução aproximada ao problema.

A utilização dos algoritmos genéticos permite dar ao sistema especialista um caráter “adaptativo”, por possibilitar a criação de combinações de variáveis inteiramente novas com base em dados existentes.

Um dos exemplos mais clássicos e simples do potencial do uso de um algoritmo genético é denominado “problema do restaurante de hambúrguer”. Neste exemplo, um matemático recebe uma cadeia de quatro lanchonetes como herança e deve começá-los a operar imediatamente. Desconhece os consumidores, os hábitos locais, as principais estratégias do negócio – falta-lhe conhecimento teórico e heurístico na área. Uma análise inicial faz o matemático identificar que a estratégia básica de operar os restaurantes deverá estar baseada em três decisões binárias, apresentadas a seguir.

Preço - o preço do hambúrguer deverá ser de 1 ou 10 reais?

Bebida - o restaurante deverá servir bebidas alcoólicas ou apenas refrigerantes?

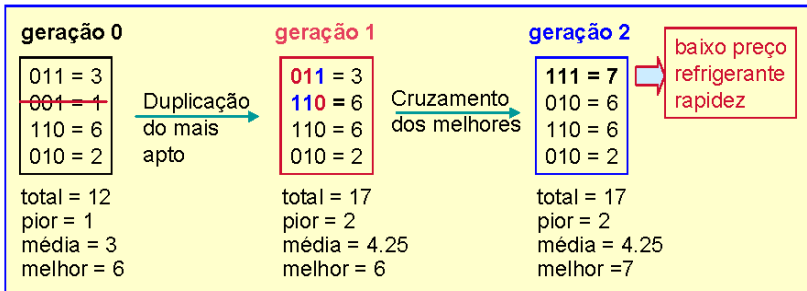
Atendimento - o restaurante deverá ter garçons bem vestidos servindo as mesas ou um serviço rápido por meio de caixas uniformizados?

O matemático criou então uma combinação aleatória das variáveis acima, para cada restaurante e começou a operar o negócio utilizando os princípios de otimização de um algoritmo genético, para chegar à melhor estratégia de operação na sua cadeia de

restaurantes. Observa-se que, a partir de uma geração inicial criada aleatoriamente, o desempenho global da cadeia de restaurantes foi aumentando a cada geração e uma estratégia ótima foi identificada, estratégia esta similar ao típico restaurante *fast food*.

➤ Exemplo: restaurante de hambúrguer

- Entradas (“genes”)
 - preço = alto ou baixo = 0 ou 1
 - bebida = vinho ou refrigerante = 0 ou 1
 - atendimento = individualizado ou rápido = 0 ou 1
- Saída (“aptidão”)
 - Lucro no final do mês



Exemplo de aplicação de um algoritmo genético

A utilização da técnica descrita permite a busca de novas soluções para um determinado problema utilizando qualquer tipo de correlação (matemática, rede neural ou heurística). A busca do valor máximo ou otimizado para uma determinada função ocorre de forma a examinar diferentes áreas do plano, minimizando o risco da otimização “parar” ao atingir um máximo local. Isto é extremamente valioso para funções de natureza não linear ou complexa que apresentam múltiplos vales e picos ao longo do plano de soluções.

ESTRUTURA BÁSICA DE UM SISTEMA ESPECIALISTA

Os sistemas especialistas têm duas classes principais: sistemas consultivos (*off line*) ou sistemas de controle em tempo real (*on line/real-time*). As aplicações geralmente são construídas a partir de plataformas de *softwares* específicos. Entre as principais plataformas disponíveis comercialmente para o desenvolvimento de sistemas especialistas, pode-se citar:

sistemas *off-line*: Comdale/X, Haley Enterprise Tools, Jess;

sistemas *on-line*: Gensim G2, OCS (Svedala Cisa), KnowledgeScape (Baker Hughes), SmartworX (Comdale/ABB), Process Insights (Pavillon), Connoisseur (Foxboro), AutoPilot (PSE Optima).

Estruturalmente, os sistemas *off-line* e *on-line* apresentam arquitetura bastante diferenciada. Os primeiros objetivam ser de aplicação geral e enfocam portanto a utilização de uma arquitetura ampla com elevado número de regras. Por sua vez, os sistemas *on-line* se aplicam a usinas, minérios e contextos operacionais específicos e enfocam seu controle em tempo real, visando obter confiabilidade, rapidez e produtividade em cada tomada de decisão da rotina operacional.

Sistemas Especialistas *Off-Line*

Nas plataformas utilizadas para sistemas consultivos, similares ao Comdale/X, o sistema é construído a partir de uma base de conhecimentos, que inclui os *fuzzy sets* de entrada e saída do processo, regras para a solução das diversas categorias do problema, evidências para o acionamento das regras, verificação e solução do problema específico. Outras ferramentas para sistemas *off-line* consistem em um conjunto de *scripts* ou *objetos* para inclusão em programas desenvolvidos utilizando linguagens convencionais como C++ e **Java**. Existe uma nova plataforma atualmente em desenvolvimento, voltada para a criação de sistemas especialistas na *Internet*, denominada DynafleX.

A Figura 19.9 mostra, como exemplo, a estrutura de um sistema especialista consultivo, denominado *Intelligold*, voltado para a seleção de rota de processo para minérios de ouro⁽⁸⁾.

Neste sistema, a informação resultante em cada nível ou classe de variáveis (geologia - mineralogia comportamento - processo) é uma combinação de propriedades medidas ou inferidas, representadas por *fuzzy sets*. As propriedades inferidas são o produto da aplicação da **base de conhecimentos** sobre o processamento de minérios de ouro a um minério em especial.

Desta forma, em vez de apenas substituir conhecimento por dados experimentais, o sistema combina ambos de modo a verificar a consistência dos dados e alertar para incompatibilidades ou comportamento não usual, em relação a um determinado aspecto ou propriedade.

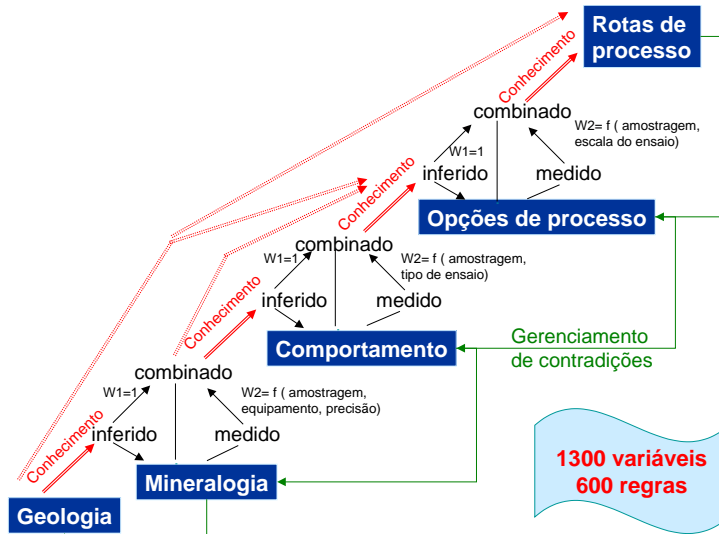


Figura 19.9 Estruturação de conhecimento a respeito de um minério.

No início da consulta, a maioria das variáveis *fuzzy* é ajustada para 50% de certeza, que significa que elas não são nem falsas (0% de certeza), nem verdadeiras (100% de certeza). O sistema inicia ajustando o grau de certeza das variáveis relacionadas à geologia, tipo de depósito e de minério. As variáveis sobre o tipo de depósito e minério às quais o usuário atribuiu mais de 50% de certeza, irão acionar regras na base de conhecimento que irão inferir propriedades mineralógicas prováveis. As propriedades mineralógicas inferidas são então ponderadas com as propriedades medidas (análise química e mineralógica), resultando em variáveis “combinadas” que serão utilizadas para acionar um novo conjunto de regras, destinadas a inferir o comportamento metalúrgico do minério. O processo continua de maneira similar, nas etapas seguintes, até propor as rotas de processo aplicáveis ao projeto.

Em virtude da necessidade de dotar o sistema de aplicabilidade global, a **estruturação de conhecimento** no sistema utilizou cerca de 1.300 variáveis e 600 regras.

Sistemas Especialistas *On-Line*

As plataformas para desenvolvimento de sistemas *on-line* têm como características a ênfase na velocidade de resposta do sistema e utilização intensiva de ferramentas de otimização.

A maioria dos sistemas especialistas dedicados às aplicações industriais se constituem em sistemas híbridos que combinam diferentes técnicas de inteligência artificial

e aspectos de programação convencional. Por exemplo, a plataforma *Knowledgescape* inclui lógica *fuzzy*, redes neurais e algoritmos genéticos, enquanto a plataforma OCS combina lógica *fuzzy*, redes neurais e modelos fenomenológicos simplificados.

Em termos estruturais, a plataforma básica de qualquer sistema é um conjunto de regras heurísticas de controle *if-then-else* combinadas através de lógica *fuzzy*. A primeira geração de sistemas especialistas *on-line* (por exemplo, todos os sistemas desenvolvidos na plataforma Comdale-C) utilizava apenas esta técnica. Diversos processos - como por exemplo, um circuito de moagem de bolas para minérios de baixa variabilidade - também podem ser adequadamente controlados por sistemas especialistas compostos unicamente de regras e *fuzzy-sets*.

Uma segunda abordagem é a combinação de lógica *fuzzy* com redes neurais. Neste modelo, redes neurais são utilizadas adicionalmente à regras heurísticas e *fuzzy sets* para à previsão de resultados e sua interpretação.

Uma combinação especialmente promissora são os sistemas híbridos de lógica *fuzzy* e algoritmos genéticos. Neste tipo de sistema, que pode ainda incluir redes neurais, os pesos para combinação das regras incluídas no sistema ou outros parâmetros são ajustados dinamicamente. Como resultado, o sistema especialista passa a se auto-aperfeiçoar ao longo de sua utilização, para o controle de um determinado processo⁽⁹⁾. A Figura 19.10 ilustra o esquema de funcionamento do sistema híbrido adaptativo, que se constitui no estado da arte em sistemas especialistas. Uma desvantagem deste tipo de sistema em relação a outros algoritmos, é a grande demanda de capacidade de processamento (*hardware*) que estes sistemas necessitam. Entretanto, por causa da crescente disponibilidade de servidores de grande velocidade a baixo custo e das técnicas de processamento distribuído em rede, acredita-se que esta desvantagem não se constitua em limitação técnico-econômica à implantação de um sistema deste tipo, para controle de uma usina de processamento mineral.

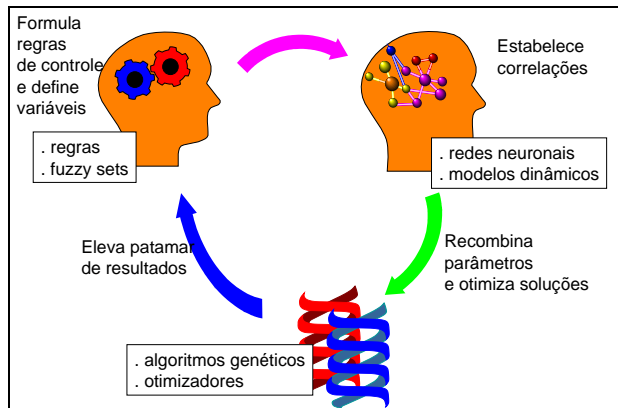


Figura 19.10. Esquema de funcionamento de um sistema híbrido adaptativo.

A aplicação destas técnicas no controle de processos industriais é uma área bastante promissora sob o ponto de vista dos resultados que podem ser alcançados em termos da otimização de usinas inteiras. Neste contexto, utilizam-se sistemas inteligentes que controlem os processos envolvidos de maneira interativa, incluindo desde balanços de massas e energia até volume de produção e variáveis de custo^(9,10,11).

Alguns sistemas especialistas voltados ao tratamento de minérios utilizam-se também de modelos fenomenológicos e matemáticos, além das técnicas de inteligência artificial apresentadas nos itens anteriores. Estes modelos são utilizados, em sua maioria, como “instrumentos virtuais”, que permitem calcular o valor de um parâmetro do processo não medido experimentalmente com base em parâmetros disponíveis pela instrumentação existente. Alguns exemplos são a carga de bolas de moinhos e partição de ciclones. Isto é possível a partir de experimentos de amostragem e calibração dos modelos, bem como da utilização de parâmetros obtidos em circuitos e minérios similares.

Entretanto, a utilização de modelos fenomenológicos mais avançados não é adequada, uma vez que estes modelos necessitam de vários parâmetros experimentais que são disponíveis apenas através de procedimentos de amostragem completa do circuito, incompatíveis com a filosofia de controle em tempo real.

VANTAGENS DA UTILIZAÇÃO DE SISTEMAS ESPECIALISTAS EM UM EMPREENDIMENTO DE MINERAÇÃO

Da exploração do minério ao produto final (metal ou mineral industrial), uma usina integrada típica consiste de três unidades: mina, usina de concentração e usina metalúrgica. Cada unidade tem características e necessidades informacionais diferentes. Para atender a estas necessidades, existem várias oportunidades na utilização de sistemas especialistas em um complexo de processamento mineral, como sumariado a seguir.

A Mina

O principal objetivo da automação é o de aumentar a produtividade e reduzir riscos ocupacionais, especialmente no caso de minas subterrâneas. As principais aplicações em termos de sistemas informatizados e inteligentes são descritos abaixo.

Planejamento de lavra e otimização - o uso de posicionamento global por satélite (GPS) e *softwares* inteligentes para planejamento de lavra são fundamentais para maximizar a produtividade da mina. Para tal, o sistema de planejamento de lavra deve ser capaz de “entender” as características chave do depósito e utilizá-las de forma a otimizar seu aproveitamento.

Automação de mina - o uso de sensores remotos e sistemas automáticos para controles de máquinas pode ser considerado um dos principais avanços da última década^(12,13).

Concentração - sistemas especialistas de controle avançado já estão consolidados em nível mundial, devido ao elevado valor econômico das melhorias operacionais em usinas de processamento de minérios⁽¹⁴⁾. Outro importante aspecto é o uso de sistemas de processamento de informação para coletar e distribuir informações operacionais^(15,16).

Metalurgia - no final da cadeia produtiva, as usinas metalúrgicas geralmente requerem, em função da natureza dos processos utilizados, um índice de automação maior que as áreas de mina e concentração. Sistemas especialistas (especialmente quando estruturados com redes neuronais) já estão consolidados e incorporados em pacotes padrão de automação em usinas pirometalúrgicas. Em termos de usinas hidrometalúrgicas, consideradas como o futuro da metalurgia de metais básicos, uma das mais importantes aplicações consiste no uso de sensores remotos em unidades de eletrorrecuperação e eletrorrefino.

Após a consolidação em cada campo específico, as aplicações de inteligência artificial dentro da indústria mineral estão evoluindo para o conceito de controle integrado (*plantwide control*) similar a uma abordagem de manufatura inteligente⁽¹⁷⁾. Neste conceito, o uso de sistemas especialistas passa a permear a usina de processamento mineral, de modo a orientar todo o processo produtivo.

Usinas de processamento mineral podem ter custos operacionais menores quando adequadamente projetadas, considerando as tecnologias disponíveis. Algumas abordagens possíveis são apresentadas a seguir.

Uso de estações de controle distribuídas na usina, resultando em uma redução no número de operadores necessários, já que o operador de campo passa a ser também o operador de sala de controle.

Projeto de instrumentação e automação básica considerando a utilização de sistemas especialistas, desde a posta-em-marcha da usina, propiciando maior sinergia entre os operadores e o sistema de controle e resultando, na maior parte dos casos, no alcance mais rápido das vazões previstas no projeto.

Sistemas de monitoramento e previsão de manutenção, que tendem a incrementar índices de disponibilidade e reduzir custos globais de manutenção e operação, ao identificar a necessidade de substituição de peças antes que estas ocasionem problemas operacionais ou paradas não-programadas.

Use de plant wide information systems, utilizados para coletar e armazenar dados operacionais em uma única base de dados, bem como distribuí-los entre engenheiros, gerentes e tomadores de decisão, facilitando a integração entre mina-concentração-metalurgia e eliminando duplicidades nos sistemas de informação.

Um exercício para estimar os benefícios econômicos da utilização de sistemas especialistas é apresentado a seguir, considerando o uso de um sistema nas áreas de moagem e flotação de uma usina de concentração.

Uso de sistemas especialistas tem um histórico de elevar as vazões máximas de alimentação de circuitos de moagem em 4 a 10% , elevar recuperações em circuitos de flotação entre 1 e 3%, elevar teores de concentrado entre 2 e 8% e reduzir consumos unitários de reagentes de 10 a 40%⁽¹⁴⁾.

Uma vez que estes números correspondem a melhorias pela implementação de sistemas especialistas em plataformas convencionais de automação, é razoável dizer que uma usina projetada para a utilização de sistemas especialistas deverá produzir entre 5 a 10% adicionalmente à capacidade de projeto (combinando-se os aumentos de vazão e recuperação mencionados no item acima).

Esta expectativa de ganhos significa produzir até 10% mais com os mesmos custos de investimento e operação. Tomando como exemplo uma usina de concentração que produz 200.000 t/ano de cobre em concentrados, 10% de ganho de produtividade significa um fluxo de caixa adicional de cerca de US\$ 33 milhões/ano (antes de impostos, considerando preço de US\$ 0,75/libra de cobre no concentrado).

Estima-se um investimento adicional no projeto devido a um sistema especialista deste tipo, incluindo instrumentação utilizando analisadores *on-line*, em aproximadamente US\$ 1,5 milhão.

Para uma mina com vida útil de 20 anos e considerando 35% de impostos sobre o lucro bruto, este fluxo de caixa adicional representaria um valor presente de US\$ 210 milhões a uma taxa básica de juros de 10% ao ano.

DESENVOLVIMENTO DE SISTEMAS ESPECIALISTAS EM USINAS DE PROCESSAMENTO MINERAL

Filosofia e Abordagem Básica

A principal razão para se implementar um sistema especialista em uma usina de processamento mineral é possibilitar o ajuste automático do processo a variações do

minério, uma vez que depósitos minerais praticamente nunca são homogêneos, e cada combinação de espécies minerais tem diferentes necessidades de processo. Um sistema de controle inteligente deve portanto ser capaz, de “perceber” as características do minério em tempo real e otimizar as condições operacionais da usina baseando-se nesta “percepção”.

Assim, o primeiro passo - e maior desafio - no desenvolvimento de um sistema de controle eficiente é identificar quais características físicas ou químicas podem ser definidas como “assinaturas” de cada tipo de minério. Esta tarefa se torna complexa uma vez que cada operação unitária da usina pode ser afetada por um tipo diferente de assinatura. Outro ponto importante é que o sistema deve ser dotado de instrumentos capazes de detectar as propriedades do minério em tempo real. Um modelo ideal deve funcionar como um “sistema holônico”⁽¹⁸⁾.

Alguns exemplos de “assinaturas” para sistemas inteligentes em tempo real são mostrados na Tabela 19.1.

Tabela 19.1. Exemplos de “assinaturas” de tipo de minério.

| Característica | Propriedade ('assinatura') | Técnica para medida <i>on-line</i> | Aplicações de processo |
|----------------|----------------------------------|--|---|
| Mineralogia | Cor | Análise de imagem | Moagem, flotação, lixiviação |
| | Composição química | Análise química <i>on-line</i> minério: fluorescência de raios x soluções: absorção atômica ou plasma | Flotação, lixiviação, purificação de soluções |
| Granulometria | Área específica | Análise de imagem | Britagem e moagem |
| | Características físicas da polpa | PSA (<i>particle size analyser</i>) | Moagem e flotação |

Implementação em Usinas Existentes

A implementação de sistemas especialistas em usinas existentes é usualmente distinta para cada operação, devido às:

características intrínsecas do minério;

diferentes plataformas existentes de automação e instrumentação;

diferentes necessidades econômicas de otimização.

Entretanto, mesmo com estas diferenças, pode ser utilizada uma abordagem comum para implementação em áreas já operacionais, como apresentada nos tópicos seguintes.

A primeira etapa é realizar uma auditoria tecnológica da usina, produzindo um diagnóstico do processo, operação, instrumentação e sistemas de automação existentes. Este diagnóstico visa identificar o nível existente de conhecimento do processo e a qualidade da instrumentação de campo, bem como identificar oportunidades de aperfeiçoamento. A auditoria tecnológica também visa identificar as “assinaturas” do minério que poderão ser utilizadas no sistema inteligente de controle a ser implantado.

Com os resultados da auditoria, os objetivos técnicos do sistema especialista devem ser claramente definidos.

A decisão de implantar é realizada a partir de um exercício econômico em relação ao custo de implantação e os resultados operacionais esperados em cada área ou operação unitária considerada.

Em uma etapa de avaliação, as soluções propostas por diferentes fornecedores devem ser analisadas, considerando os aspectos técnicos da plataforma de *software*, características intrínsecas e necessidades dos processos a serem controlados, integração do sistema especialista com os sistemas de controle distribuído (DCS) ou programadores lógicos (PLC) existentes, instrumentação adicional necessária, manutenção do sistema e política de atualização do fornecedor, além da possibilidade de expansão do sistema para outras áreas da usina. Um item importante refere-se às garantias de desempenho do sistema pelo fornecedor, em termos de índices de produtividade a serem alcançados.

Na etapa de implementação, o treinamento dos operadores é vital para integrar o sistema especialista na rotina operacional. A etapa de implementação termina com a validação do sistema, quando o desempenho do sistema especialista é avaliado e comparado com a estratégia de controle anterior.

Implementação em Novos Projetos

Apesar dos benefícios da implementação de sistemas especialistas em usinas existentes serem significativos, a implementação de sistemas especialista desde o projeto de novas usinas produz resultados ainda melhores.

Para o desenvolvimento de um projeto de mineração rentável no cenário atual da indústria, uma filosofia de *uso intensivo de tecnologia* deve ser adotada como uma das políticas globais para o projeto. Esta abordagem caracteriza-se pelo uso:

de equipamentos de alta capacidade ao longo do circuito, minimizando linhas paralelas sempre que possível;

compartilhado de infraestrutura local, como alojamento, oficinas de manutenção, transporte e compras;

preferencial de tecnologias ambientalmente limpas e estratégia de recuperação das áreas degradadas ao longo da vida do projeto;

extensivo de automação e estratégias de controle avançado.

A seguir, um “pacote de sistemas” é proposto como orientação para futuros projetos, tornando como base um complexo produtor de cobre.

Sistema de informações de usina e banco de dados central, incluindo as áreas de mina e usinas de processamento. O sistema de informações deve se comunicar com os *softwares* padrão (editores de texto, planilhas), ferramentas de suporte à decisão, sistemas administrativos e de comercialização e plataformas HTML para intranet e internet. Este sistema deve também gerenciar e otimizar as interações entre a mina e a usina de processamento.

Mina

Sistemas de perfuração e planejamento de lavra baseados em sensores GPS.

Sistemas de despacho automático de equipamentos de mina.

Usina de processamento

Instrumentação para análise em tempo real de tamanho de partículas em fluxos críticos do processo: alimentação e descarga de britadores e moinhos primários (especialmente autógenos e/ou semi-autógenos), alimentação de flotação e lixiviação.

Análise química *on-line* para fluxos críticos de circuitos de flotação e processamento hidrometalúrgico (lixiviação e refino).

Câmeras digitais e *software* de análise de imagem em fluxos de alimentação de moinhos primários e em espumas de flotação.

Sistemas especialistas para moinhos primários e secundários, britadores de *pebbles*, bem como para circuitos de flotação e lixiviação.

Automação completa de salas de eletrólise, incluindo sistemas automatizados de retirada, limpeza e empacotamento de catodos.

Todas as tecnologias descritas acima são comercialmente disponíveis e comprovadas em escala industrial.

Utilização de Sistemas Especialistas

Os usuários dos sistemas especialistas são os operadores, técnicos e engenheiros de processo da usina de processamento mineral. A interface do sistema é, por definição, amigável, e se faz no idioma local. Tal característica é importante no sentido de integrar o sistema à rotina operacional.

A maioria das plataformas de *software* de sistemas especialistas utiliza uma tela semelhante ao fluxograma de processo, a partir da qual podem ser acessadas as regras, *fuzzy-sets*, redes neurais e modelos associados a cada operação unitária.

EXEMPLOS DE SISTEMAS ESPECIALISTAS NA INDÚSTRIA MINERAL

Existem numerosos exemplos de aplicações de sistemas especialistas na área mineral^(3,18,19,20,21,22,23,24,25,26). Estes sistemas incluem aplicações para interpretação de dados, previsão de variáveis, projeto, monitoramento e controle. Além disso, sistemas especialistas consultivos têm sido utilizados no armazenamento inteligente de informações, diagnóstico e treinamento de profissionais⁽²⁾.

Sistemas *Off-Line*

Alguns dos primeiros sistemas *off-line* aplicados à mineração foram produzidos na Universidade de British Columbia – UBC⁽²⁶⁾, e são apresentados a seguir para ilustrar a diversidade de aplicações.

MINEX - sistema utilizado para assessorar estudantes na identificação de espécies minerais. As informações sobre características da fase mineral em questão, como características do cristal, clivagem, dureza, densidade e cor são alimentadas ao sistema, que permite a inclusão do grau de certeza do observador para características imprecisas ou que apresentem dúvida. As informações são tratadas pelo sistema e as espécies prováveis são apresentadas, com respectivos graus de certeza e informações adicionais, que dão ao usuário subsídios para a identificação das fases minerais.

CRAC-X: sistema para diagnosticar fontes de *cracking* na trefilação contínua de aço. Este sistema foi baseado no conhecimento de 20 anos de pesquisa na UBC, e é utilizado em 5 siderúrgicas canadenses.

No Brasil, vários sistemas especialistas foram produzidos pelos técnicos da Companhia Vale do Rio Doce (CVRD). Alguns destes sistemas são apresentados a seguir.

Controlador Fuzzy para a usina de beneficiamento de Carajás⁽¹⁹⁾. Esta aplicação, desenvolvida em parceria entre a CVRD/Sup. das Minas de Carajás e a UBC, é utilizada como um sistema de diagnóstico operacional, que produz instruções para o ajuste de condições operacionais no controle turno-a-turno de dois espessadores de 80 m de diâmetro para a recuperação das lamas da usina de tratamento de minério de ferro.

Sistema especialista para previsão de desempenho de usina piloto para amostras de elevada variabilidade: esta aplicação, desenvolvida pela Autora, utiliza-se lógica fuzzy para a previsão de recuperações metalúrgicas na usina piloto de um minério de cobre complexo para amostras de diferentes litologias. Com base em análises químicas da alimentação, é obtida uma curva teor de cobre x recuperação para a operação da usina piloto. Como resultado, obteve-se maior confiabilidade na estimativa de recuperação de cobre a ser utilizada no estudo de viabilidade final do projeto⁽²⁷⁾.

Sistema especialista para a previsão do desempenho de misturas de minérios no processo de sinterização⁽²⁷⁾: este sistema, desenvolvido na Superintendência de Tecnologia da CVRD, baseia-se na utilização de redes neurais para modelar o processo de sinterização e simular resultados experimentais obtidos em usina piloto com elevada aproximação.

Sistema especialista para o processamento de minérios de ouro⁽²⁸⁾, desenvolvido em conjunto por profissionais da CVRD, Escola Politécnica da USP e UBC, voltado para a seleção e avaliação comparativa de rotas de processo para minérios de ouro, a partir de informações de geologia, mineralogia e ensaios metalúrgicos.

Sistemas *On-Line*

Os sistemas especialistas *on line* se constituem atualmente no maior campo de aplicação da tecnologia na indústria mineral.

Os primeiros sistemas *on-line* foram desenvolvidos no Canadá, no final da década de 80, em plataforma Comdale-C. Dois exemplos interessantes são apresentados a seguir⁽⁵⁾.

Wabush SAG mill: este sistema foi desenvolvido para a operação da linha 4 de moagem semi-autógena da mina de Wabush, no Labrador. O sistema permite operar vazões de alimentação mais altas e posteriormente foi instalado nas outras linhas de moagem da usina.

HVC Flotation Circuit: este sistema foi instalado na usina de cobre de Highland Valley, no Canadá, para assistir os operadores no diagnóstico de problemas operacionais nas linhas do circuito de flotação. O sistema utiliza-se de dados provenientes do analisador *on-line* de cobre e de aspectos visuais da espuma (classificada em tipos – Figura 19.11) para detectar possíveis problemas de adição de reagentes, níveis de células etc. Sistemas similares implantados recentemente utilizam técnicas de análise de imagem para a caracterização visual da espuma, com uma abordagem similar.

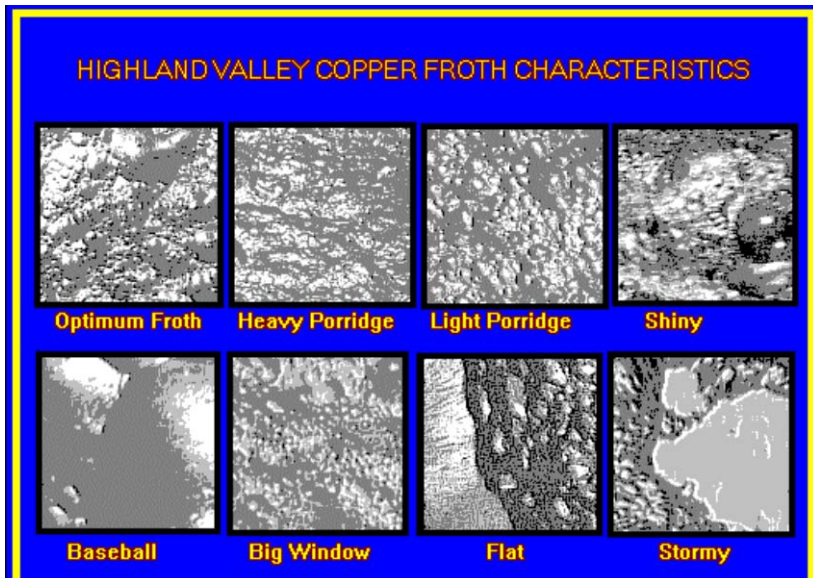


Figura 19.11. - Características de espumas de flotação - sistema HVC.

Outras aplicações de sucesso têm sido reportadas, a cada congresso, na área de Tratamento de Minérios^(13,14,15,21,24). O principal fator associado à crescente demanda por sistemas especialistas é a relativa simplicidade de modelamento e implantação em relação aos sistemas tradicionais, aliado aos benefícios econômicos comprovados na implementação dos sistemas em operações industriais e de desenvolvimento. Atualmente, estima-se que existam cerca de 100 usinas nos Estados Unidos, Chile, Canadá, Austrália e África do Sul.

Na indústria mineradora brasileira, o primeiro sistema especialista para controle de uma usina de processamento mineral foi implementado em 1999 na unidade de

Timbopeba, de propriedade da CVRD, que produz minério de ferro. Um sistema baseado em lógica fuzzy (OCS-Svedala Cisa) foi implantado para controle da usina de moagem. Nesta usina, um moinho de 16,5 pés de diâmetro é alimentado com uma mistura de dois tipos de minério: finos de hematita e itabirito. Em função da elevada variabilidade dos itabiritos em relação à distribuição granulométrica, teores de sílica e energia específica de cominuição, o controle da área de moagem era considerado um dos principais aspectos críticos da unidade operacional.

Nesta aplicação, decidiu-se implementar um sistema especialista de controle avançado, com o objetivo de atingir a máxima vazão de alimentação mantendo as especificações granulométrica do produto. Várias técnicas de controle foram avaliadas, como lógica fuzzy, redes neurais, algoritmos genéticos e controle multivariável. Ao final, foi selecionado um sistema baseado em lógica fuzzy, com utilização de modelos matemáticos (fenomenológicos) calibrados dinamicamente.

O segundo sistema especialista implementado na CVRD teve por objetivo o controle da moagem na usina de Fazenda Brasileiro, produtora de ouro. Neste caso, a justificativa econômica foi a possibilidade de aumentar a vazão de alimentação do circuito de moagem em 8%, garantida pelo fornecedor em contrato de risco.

A partir destas experiências, outras áreas operacionais da CVRD começaram programas de avaliação e implantação de sistemas especialistas. A utilização de sistemas inteligentes é também considerada premissa para novos projetos desenvolvidos pela empresa.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) MEECH, J.A. Knowledge base construction of industrial fuzzy systems for Mining, Metals and Materials. Belo Horizonte, Atan Sistemas de Automação Ltda., 1995. (Apostila).
- 2) MEECH J.A.; KUMAR, S. A hyper-manual on expert systems v. 2.0. Montreal, CANMET, 1993. (Electronic book).
- 3) MEECH, J.A. Expert systems for teaching and training in the mineral industry. Minerals Engineering. Vol. 3, p. 129-136, 1990.
- 4) PORTNOY, A. Lógica. IN: Diccionario Filosófico. Buenos Aires, Espasa-Calpe Argentina, 1952.
- 5) ZADEH, L.A. Fuzzy Logic. Computer. April, n.p., 1988.
- 6) KAUFMANN, A.; GUPTA, M.M. Introduction to Fuzzy Ariyhetic. Boston, International Thomson Computer Press, 1991.
- 7) CAPORALLI, L. et al. Aplicação de redes neuronais artificiais na descrição da relação entre microestrutura-propriedades-desempenho de minérios em processos de aglomeração e redução. In: SIMPÓSIO BRASILEIRO DE MINÉRIO DE FERRO: CARACTERIZAÇÃO, BENEFICIAMENTO E PELOTIZAÇÃO, 1, Anais. Ouro Preto, UFOP, 1996.
- 8) TORRES, V. M. Sistema Especialista para Minérios de Ouro. São Paulo, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, tese (Doutorado), 1999.
- 9) SPERBER, B. Neural Logic and Fuzzy Nets? Control. August, 1994.
- 10) KANE, L. A. How combined technologies aid model-based control. Hydrocarbon Processing. May, 1993.
- 11) MARTIN, G. Neural network applications for prediction, control and optimization. ISA/95 Advances in Instrumentation and Control, v. 50, part 2, p. 433, 1995.
- 12) BAIDEN, G. Telemining tm Systems Applied to Underground Hard Rock Metal Mining at Inco Limited. Proceedings of the IPMM'99. Vancouver, IPMM, 1999.
- 13) HWANG, Y., FARMER, N., HART, J. Mining Automation in the Next Millennium: a Tele-Operated LHD Vehicle Model. Proceedings of the IPMM'99. Vancouver, IPMM, 1999.

- 14) HALES, L.B.; and YNCHAUSTY, R. History and use of expert control systems in mineral processing. Control 2000 – Mineral and Metallurgical Processing. Littleton, Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc., 2000.
- 15) KENNEDY, J.B., BASCUR, O. New Ways to Use Information in Industrial Plants. Control 2000 – Mineral and Metallurgical Processing. Littleton, Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc., 2000.
- 16) LIMA, J.A.D. Improving Quality Control at Alunorte Using a Process Information System. Control 2000 – Mineral and Metallurgical Processing. Littleton, Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc., 2000.
- 17) MEECH, J.A. Treating the Mine-Mill Complex as a Factory – Intelligent Manufacturing Techniques for the Mining Industry. Presented during CIM Distinguished Lecturers Program, 2001.
- 18) TORRES,V.M., SILVA, E.C.S. Expert Systems and Artificial Intelligence Tools for Mineral Processing Plants at Companhia Vale do Rio Doce, Brazil. Proceedings of the IPMM'01. Vancouver, IPMM, 2001.
- 19) MARQUES A.J. et alli. Pelletizing Plant Automation and Optimization. Proceedings of the IPMM'01. Vancouver, IPMM, 2001.
- 19) SANTOS, R.; MEECH, J.A.; RAMOS, L.T.S. Thickener Operations at Carajás Using a Fuzzy Logic Controller. In: 6TH INTERNATIONAL FUZZY ASSOCIATION WORLD CONGRESS, São Paulo, 22-28 July 1995. Proceedings. São Paulo, s.e., 1995. n.p.
- 20) KARR, C. L.; WECK, B. Fuzzy modelling of mineral processing equipment. In: 1996 SME ANNUAL MEETING, Phoenix, Arizona. March 11-14. Preprints. Littleton, Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc., 1996.
- 21) COCANOUR III, J. B.; HARBUCK, D. D. On-line analysis and process control in the copper industry using line-scan video photometry. In: 1996 SME ANNUAL MEETING, Phoenix, Arizona. March 11-14. Preprints. Littleton, Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc., 1996.
- 22) KARR, C. L.; WECK, B. Computer modelling of mineral processing equipment using Fuzzy mathematics. Minerals Engineering. Vol. 9. No. 2. p. 183-194, 1996.
- 23) HALES, L. B.; COLBY, R.; WALKER, C. Using neural networks to model column flotation. In: 1996 SME ANNUAL MEETING, Phoenix, Arizona. March 11-14. Preprints. Littleton, Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc., 1996.

- 24) HALES, L.; COLBY, R.; YNCHAUSTI, R. Adaptive control of mineral processing applications. In: 1996 SME ANNUAL MEETING, Phoenix, Arizona. March 11-14. Preprints. Littleton, Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc., 1996.
- 25) CHO, C. et al Neural network based nonlinear model predictive control vs. linear quadratic gaussian control. In: 1996 SME ANNUAL MEETING, Phoenix, Arizona. March 11-14. Preprints. Littleton, Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc., 1996.
- 26) MEECH, J.A.; HARRIS, C.A. Expert Systems for Gold Processing Plants. In: RANDOL VANCOUVER '92. Proceedings. Golden, Randol International Ltd., 1992.
- 27) TORRES, V.M.; SILVA, E.C.S.; FREITAS, L.L.C. Applications of heuristic models and expert systems in mineral process development - two case studies. Latin American Perspectives: Exploration, Mining and Processing (Editor: Bascur, O.). Denver, Society for Mining, Metallurgy and Exploration, pp. 269-280, 1997.
- 28) TORRES, V.M., CHAVES, A.P, AND MEECH, J.A. Intelligold – an expert system for gold plant process design. Proceedings of the IPMM'99. Vancouver, IPMM, 1999.

*Elaboração e Avaliação
Econômica de Projetos
de Mineração*

Gilson Ezequiel Ferreira

Economista/UFJF, Mestre e Doutor em
Engenharia Mineral/EPUSP,
Tecnologista Sênior do CETEM/MCT

José Guedes de Andrade

Geólogo/UFPE, Mestre em Economia Mineral pela
Colorado School of Mines e Doutor em
Engenharia Mineral/EPUSP,
Consultor

INTRODUÇÃO

São apresentadas, neste capítulo, as informações básicas sobre a elaboração de projetos e as técnicas mais adequadas às avaliações econômicas.

Pretende-se que o leitor tenha noção das técnicas empregadas na elaboração e avaliação econômica de projetos de mineração, e perceba a importância desta fase que precede a implantação de um empreendimento mineral. No que se refere às técnicas de elaboração de um projeto, serão abordados: aspectos gerais do projeto; engenharia de projeto, mercado; e avaliação de custo e de receita. Essas informações servem de base à montagem do fluxo de caixa e à avaliação econômica do empreendimento.

É necessário enfatizar que, por mais bem elaborados que tenham sido a pesquisa e os projetos de lavra e beneficiamento, todo esforço da equipe técnica poderá ser desperdiçado se não houver uma competente avaliação econômica que assegure, com uma margem de risco aceitável, a viabilidade econômica do empreendimento.

Os investimentos em mineração se caracterizam pela limitação de sua vida útil; uma vez extraído todo o minério economicamente explorável existente na jazida, é forçoso o encerramento das operações. Impõe-se, assim, que durante a vida útil da mina o investidor receba de volta o capital aplicado, acrescido de remuneração compatível com os riscos do negócio.

No caso da mineração, em particular, essa análise se reveste da mais alta relevância, tendo em vista as características específicas desse tipo de empreendimento:

localização quase sempre próxima ao depósito mineral e, na maioria das vezes, distante dos centros urbanos;

uso intensivo de capital e longo prazo de maturação;

dimensionamento e processo de beneficiamento específico para cada depósito mineral;

limitação na disponibilidade do bem mineral, face ao caráter não renovável das reservas minerais.

Esses aspectos, inerentes ao setor mineral, fazem com que a decisão de investir seja respaldada em análise econômica detalhada, a partir de projetos bem elaborados, objetivando minimizar os riscos do empreendimento.

As conseqüências decorrentes de falhas na elaboração do projeto e em sua avaliação econômica podem acarretar grandes prejuízos financeiros e, em alguns casos, resultam na inviabilidade do empreendimento.

ASPECTOS GERAIS DO PROJETO

Normalmente um projeto é apresentado em uma seqüência que se ajusta à maior parte dos casos sendo constituído de: um resumo, um texto propriamente dito e o apêndice com os anexos.

O resumo deve conter uma exposição sucinta sobre os principais dados e circunstâncias que envolvem o empreendimento.

O apêndice deve conter, em forma de anexos, as informações que, por sua natureza, não se incluem no texto.

Na elaboração de um projeto de mineração é necessário mencionar, no que se refere à empresa, seus dados gerais, tais como, nome, endereço, registros, além dos dados dos principais acionistas. É muito importante caracterizar perfeitamente a capacidade empresarial, tanto do ponto de vista administrativo como técnico. Devem ser explicadas as relações com outras empresas ou grupos, assim como as estruturas do capital social.

Antes de apresentar questões específicas a respeito dos diversos pontos de um projeto industrial, devem ser comentados os aspectos gerais da iniciativa, que abrangem sua situação na comunidade, país ou região beneficiada com o mesmo.

Ao mencionar a natureza geral da iniciativa, é preciso assinalar a origem e motivos que causaram a decisão de executá-la, assim como uma resenha histórica de seu desenvolvimento. Devem ser apresentados comentários sobre a atividade em questão no país, sua relação com outros setores da economia local ou regional e sua importância para a comunidade. Devem constar, brevemente, os produtos que se fabricarão na indústria e explicada a origem das matérias-primas e outros insumos.

Nas novas indústrias, deve ser sublinhada a classe de consumidores que vai utilizar o produto e determinar qual a concorrência. Na ampliação de indústrias existentes, explicar a produção anterior, a capacidade instalada, a concorrência e motivos principais pelos quais se julga acertado fazer a ampliação.

MERCADO

Em termos gerais, o objetivo do estudo de mercado relativo a um projeto é definir, para um determinado período, quem vai comprar o produto, em que quantidade, a qual preço, quais os concorrentes e qual a parcela do mercado que caberá a cada concorrente.

Um erro grave, no estudo do mercado e de difícil correção, constitui uma das causas mais freqüentes dos fracassos de projetos.

O estudo de mercado apresenta características próprias; tais como:

especificações requeridas pelos consumidores;

análise da oferta, diante dos projetos existentes e em implementação;

demanda reprimida pela inexistência de matéria-prima no país, ou pela sua disponibilidade insuficiente;

influência do local onde se encontra a jazida, seja pela sua posição geográfica, sejam pelos recursos de infra-estrutura e transporte;

influência da política governamental e da legislação, sobre a comercialização (ex. contingenciamento de preços e/ou importação), preços de venda e utilização dos produtos minerais;

meios de transporte e custo de frete;

existência de estoques reguladores.

Trata-se, portanto, de atividade bastante especializada que exige para seu desempenho satisfatório um perfeito conhecimento do assunto e da matéria-prima em pauta, bem como a disponibilidade de banco de dados contendo toda a multiplicidade de informações necessárias.

O estudo de mercado deve evidenciar a aceitabilidade dos produtos, quanto à sua qualidade (composição química e física). Se for possível a prévia assinatura de acordos comerciais ou mesmo de contratos a longo prazo, os preços e quantidades estarão previamente estabelecidos, o que elimina importante parcela de incerteza do projeto.

ENGENHARIA DO PROJETO

Refere-se à definição de premissas de projeto, elaboração de projeto conceitual, básico, detalhamento, implantação e posta em marcha, com a participação de engenheiros de diferentes especialidades. Aqui são feitas referências à fase técnica do estudo, comentando-se os aspectos básicos a serem considerados quanto à engenharia, tais como:

localização;

reservas e capacidade de produção;

ensaios e pesquisas preliminares;

seleção do processo de produção;

especificação dos equipamentos e montagens;
edificações;
projetos complementares de engenharia;
escala de produção e localização.

Ensaios e Pesquisas Preliminares

Todo projeto de engenharia mineral exige, em maior ou menor grau, uma quantidade de ensaios e pesquisas preliminares que determinam muitas das decisões adotadas no curso do estudo. Esses ensaios abrangem questões de natureza várias: provas de resistência do terreno para a construção civil; investigações metalúrgicas para o tratamento de minerais e caracterização tecnológica dos produtos, entre outras, de acordo com a natureza do projeto.

Seleção e Prescrição do Processo de Produção

Em muitos casos, o projeto não apresenta problemas especiais quanto ao processo ou sistema de produção. Em outros, porém, encerram complexidades e alternativas que conviria explicar com as soluções oferecidas e relacionadas às pesquisas feitas previamente.

A descrição do processo poderá ser facilitada com a ajuda de fluxogramas que contribuirão para uma melhor apresentação e clareza.

Especificação de Equipamentos

Quanto aos equipamentos, é necessário distinguir as duas etapas do processo de seleção:

escolha e especificação dos equipamentos;

seleção entre os vários equipamentos dentro do tipo escolhido, a fim de decidir entre as propostas.

No estudo do projeto interessa especialmente a seleção do tipo de equipamento, na qual influirão muito a eficiência do processo, a escala de produção e o índice de mecanização, fatores estreitamente relacionados entre si. Pode ocorrer que um determinado grau de mecanização seja aplicável apenas a um certo volume mínimo de produção.

Edificações

A distribuição dos equipamentos dentro dos prédios industriais ou em outros pontos da usina suscita a consideração de questões semelhantes àquelas já descritas, tanto no que se refere ao rendimento e possibilidade de ampliação da produção como à circulação dos materiais. É necessário prever, desde o início, espaços para a ampliação da fábrica, para a possível adoção de novas tecnologias. Esta questão deve ser considerada com maior ou menor detalhe, segundo os tipos de projetos.

Projetos Complementares de Engenharia

Referem-se às previsões relativas às instalações adicionais, destinadas a proporcionar determinados serviços necessários à produção ou pessoal ocupado no projeto. Os exemplos mais claros seriam as obras complementares de água potável e industrial ou destinadas ao escoamento de águas residuais, implantar usinas de energia elétrica, gasodutos ou entroncamentos de transporte, construção de acampamentos e casas, escritórios de administração e outros prédios para o bem-estar da população.

Escala de Produção e Localização

A escala e localização dos projetos industriais têm íntima relação com os aspectos referentes aos mercados e aos custos de produção.

No estudo de projetos industriais, a escala de produção corresponde à sua capacidade de produzir durante um determinado período de funcionamento. Esta escala, geralmente, se refere à capacidade nominal da instalação, levando-se em conta os critérios pré-estabelecidos de eficiência da usina, regime de trabalho, escoamento da produção entre outros.

A escala mínima de produção de um projeto é aquela em que, abaixo de certos limites, os custos unitários elevam-se rapidamente, devido à participação dos custos fixos.

Não se deve, pois, adotar uma posição fixa a respeito da escala mínima de um determinado projeto. É importante, porém, que esse seja elaborado tendo em vista uma ampliação posterior.

O problema da localização de uma indústria pode constituir uma questão de maior ou menor complexidade, segundo a natureza específica do projeto, e está intimamente relacionado com o estudo de mercado, com os custos de produção e com outras partes do projeto. A localização ideal de uma indústria, logicamente, será a que permita maiores lucros para o investidor.

A usina de beneficiamento do minério seria mais convenientemente localizada em área de melhor infra-estrutura, por questões relativas à disponibilidade de combustível, energia, hospital, escola, moradia etc. Na mineração, no entanto, a localização do empreendimento fica condicionada ao local da jazida.

A política de isenções e benefícios fiscais em favor das diversas localizações em estudo, o clima, a facilidade de serviços administrativos, bancários etc, são fatores que, por maior ou menor importância, não devem ser esquecidos.

AVALIAÇÃO DE CUSTO

Os investimentos e a avaliação de custos na mineração se caracterizam pela limitação da vida útil da mina; uma vez extraído todo minério economicamente explotável existente, é forçoso o encerramento das operações. Impõe-se assim, que durante a vida útil da mina, o investidor tenha ressarcido o capital aplicado, acrescido de remuneração compatível com os riscos do empreendimento. Assim, a avaliação de custo de uma jazida se baseia em estimativas de grandezas econômicas, a saber:

vida útil da mina, obtida com base na reserva de minério existente;

custos iniciais, vida útil dos equipamentos, instalações e substituições dos mesmos;

custos anuais de produção, transporte, administração e comercialização;

custos para reabilitação da área lavrada, ao fim da vida útil da mina;

capital de giro;

condições de financiamentos que possam ser obtidos para a instalação inicial da mina;

despesas de administração correspondentes ao ciclo de produção e beneficiamento;

Custos de Administração

Os custos de administração incluem todos os salários do pessoal de engenharia e de administração, material consumido, aluguéis de escritórios, luz, comunicações, despesas de viagem, treinamento de pessoal e seguros. Incluem, ainda, despesas médicas e hospitalares, de educação e de recreação do pessoal.

Custos de Comercialização

Os custos de comercialização compreendem os salários do pessoal de *marketing* e de vendas, despesas de viagem, despesas com propaganda e comissões de intermediários; estas últimas costumam ser expressivas no caso das exportações.

Capital de Giro

O capital de giro pode ser uma importante parcela do capital total, necessário para um novo projeto. É necessário estimá-lo cuidadosamente, não só calculando sua componente inicial, como os acréscimos necessários ao longo do tempo, principalmente quando são previstos aumentos futuros no nível das operações. O capital de giro deve cobrir as seguintes parcelas:

estoque de minério nas minas, valorizado pelos respectivos custos de produção e beneficiamento, não incluindo depreciação, amortização ou exaustão em tais custos;

estoques de minério em trânsito para os mercados, valorizados pelos custos de produção e beneficiamento, acrescidos dos tributos e do frete, inclusive o estoque regulador no porto de embarque, no caso de exportações;

despesas de administração correspondentes ao ciclo de produção e beneficiamento, transporte e embarque;

almoxarifados de materiais e peças sobressalentes, a preços de aquisição;

recursos financeiros disponíveis em caixa e em bancos;

custo das mercadorias vendidas a prazo;

contas a pagar, relativas aos materiais e serviços adquiridos para pagamento a prazo.

Custos de Produção

Os custos de produção devem ser detalhadamente estimados e desdobrados em seus principais componentes : pessoal, material, peças sobressalentes, impostos e taxas, energia elétrica, aluguéis, serviços contratados etc. Devem também ser listados separadamente por fase dos serviços: extração, transporte interno, beneficiamento do minério, estocagem, manuseio e carregamento. Convém ainda separar os custos de operação daqueles de manutenção, constituindo estes últimos parcela significativa, ao contrário do que ocorre nas indústrias de transformação, em que tais custos são

secundários. Os custos de pessoal devem incluir os acréscimos decorrentes da legislação trabalhista, de responsabilidade do empregador, bem como previsões para substituições de empregados em férias, acidentados, doentes, em repouso semanal etc. É importante pré-estabelecer quantos turnos de trabalho serão adotados. O consumo de materiais deve ser previsto por fase dos serviços, sendo os principais itens (reagentes, combustíveis, lubrificantes, correias transportadoras etc), indicados e especificados

Custos de Transporte

No caso de transportes ferroviário, um acordo tarifário especial pode ser obtido com reduções substanciais de preço, em relação às tarifas oficiais. Na hipótese de transporte rodoviário, os preços podem ser obtidos mediante entendimentos com os transportadores.

Investimentos Iniciais

Os custos de capital só podem ser estimados após fixada a taxa de produção anual, bem como, determinada a tecnologia de lavra e beneficiamento dos minérios e elaborado um anteprojeto das instalações e dos equipamentos a serem utilizados. Uma lista detalhada de custos deve incluir:

custos dos estudos técnicos e econômicos e dos projetos de engenharia;

custos pré-operacionais (correspondentes à fase inicial de produção, quando a qualidade dos produtos ainda está em testes);

transporte e instalação dos equipamentos de mineração;

instalações gerais (oficinas, escritórios, residências, escolas, hospitais, recreação etc);

caminhões e outros materiais gastos, quando o transporte rodoviário da mina ao destino for feito pelo minerador.

Substituições de Equipamentos

Os equipamentos e instalações de uma empresa de mineração constituem um complexo, cujas partes têm vidas úteis diferentes. Normalmente os prédios e instalações fixas têm vida igual ou superior à vida da mina, apresentando ainda boas condições de utilização quando todo o minério economicamente explotável estiver exaurido; assim, não há em geral qualquer substituição de tais parcelas do ativo fixo. Já com as máquinas, equipamentos e instalações móveis ocorre o oposto: em regra é necessário substituí-las ao longo da exploração da jazida, e os custos dessas substituições constituem significativos desembolsos que devem ser incluídos no fluxo de caixa.

CONSIDERAÇÕES SOBRE A AVALIAÇÃO ECONÔMICA

A decisão de implantação de um empreendimento mineral é, sem dúvida, o momento mais crítico na estrutura de planejamento da empresa de mineração.

Outras decisões são tomadas durante as fases de exploração (pesquisa mineral) e desenvolvimento (detalhamento da pesquisa mineral visando à lavra) do depósito mineral. No entanto, nenhuma requer um volume de investimento financeiro tão grande quanto o necessário ao processo produtivo.

Isto não significa que as fases antes da produção não sejam importante. Tanto na exploração como no desenvolvimento, cada momento de decisão sobre a continuidade ou não do projeto deve ser precedido de uma análise técnico-econômica. Este procedimento permite que um projeto que não apresente condições de economicidade no momento de sua análise, em uma das fases preliminares, seja descartado ou interrompido para nova avaliação no futuro, certamente em condições favoráveis.

A análise econômica tem a função de indicar, por meio de técnicas específicas, os parâmetros de economicidade que permitam a decisão de se investir ou não em determinado projeto. Essas técnicas de avaliação se completam, não havendo um modelo único que atenda às inúmeras questões formuladas para a tomada de decisões.

Para a análise dessas técnicas, se faz necessário, inicialmente, a montagem de um fluxo de caixa (apresentado na próxima seção) representativo de todo o projeto, abrangendo toda a vida do empreendimento, limitado a cerca de 30 anos, por razões técnicas a serem esclarecidas adiante.

Com base no fluxo de caixa são calculados os indicadores econômicos, mediante a aplicação das várias técnicas de avaliação econômica, que dão suporte à análise econômica.

Se a análise econômica do projeto apresenta resultados favoráveis à sua implantação, o minério lavrado na mina, durante a vida útil do empreendimento, deve gerar receitas suficientes para atender as seguintes necessidades:

custo de aquisição da propriedade e dos direitos minerários (quando for o caso) ou o pagamento de dízimos ou *royalties* ao proprietário da terra onde se situa a jazida;

os custos de desenvolvimento da mina, em sua fase pré-operacional: decapeamento, abertura de frente de lavra, sondagens para detalhamento do corpo mineralizado e abertura de galerias e poços, quando se tratar de lavra subterrânea;

a aquisição de máquinas e equipamentos de lavra, usina de tratamento de minério e demais instalações (depósitos, almoxarifados, escritórios, pátios de estocagem etc);

os custos operacionais (suprimentos e materiais para lavra, custos de tratamento, salários e benefícios, despesas administrativas, impostos e taxas diversas);

uma taxa de retorno aceitável para o capital investido e mais alguma compensação (acima da taxa de atratividade) pelos riscos e incertezas a serem assumidos com a execução do empreendimento.

FLUXO DE CAIXA DE UM PROJETO

Entende-se como fluxo de caixa a diferença entre as entradas e as saídas de caixa, associada a um projeto ou empreendimento, durante um determinado período de tempo. Para efeito de avaliação econômica, é normalmente utilizado como unidade de tempo o período de um ano. Portanto, a composição e o cálculo do fluxo de caixa deverão ser procedidos para cada ano da vida útil do projeto, de acordo com a seguinte equação:

$$\text{Fluxo De Caixa} = \text{Entrada De Caixa} - \text{Saída De Caixa}$$

Composição do Fluxo de Caixa

Apesar do fluxo de caixa corresponder, geralmente, ao período de um ano do empreendimento, é comum se chamar de “fluxo de caixa do projeto” ao conjunto de fluxos que englobam toda a vida do empreendimento e, então, aplicar as técnicas de avaliação econômica.

Cada período do fluxo de caixa pode apresentar resultados positivos ou negativos. Geralmente nos projetos de implantação, os períodos iniciais podem ser negativos, pois é fase de investimentos e maturação. Assim que se iniciam as vendas, os fluxos são geralmente positivos, embora possam ocorrer períodos negativos nos casos de expansão do projeto, modificação e substituição de equipamentos ou instalação de aparelhos para controle ambiental.

Estão relacionadas, a seguir, as entradas e saídas de um fluxo de caixa típico de um empreendimento mineral.

ENTRADAS:

receita pela venda de minério, concentrado, metal ou outro tipo de produto mineral;

valor recuperado pela venda de equipamentos usados;

retorno do capital de giro no fim da vida útil do empreendimento;
outras receitas não operacionais.

SAÍDAS:

despesas com aquisição de direitos minerários, *royalties* ou arrendamentos;
despesas com desenvolvimento da lavra (preparação para início da produção);
investimentos para implantação da mina e usina de tratamento (máquinas, equipamentos, obras de engenharia etc);
investimento de capital de giro (recursos para fazer face aos estoques e despesas em geral, principalmente na fase inicial de operação);
custos operacionais de lavra e tratamento (matérias-primas, água, energia, manutenção de máquinas e equipamentos, salários, encargos sociais, despesas administrativas etc);
impostos sobre a renda e circulação de mercadorias, compensação financeira, COFINS, taxas e outros tributos.

Cálculo do Fluxo de Caixa

Conforme definido anteriormente, o fluxo de caixa corresponde à diferença entre as entradas e saídas de caixa que, de maneira resumida, podem ser relacionadas e calculadas conforme indicado a seguir.

1. Investimentos

Capital Fixo

Obras de Engenharia

Pesquisa e Desenvolvimento

Capital de Giro

2. Receitas

Operacionais

Não Operacionais

3. Taxas e Tributos Sobre o Faturamento

4. Custos Operacionais
5. Renda Líquida ($5=2-3-4$)
6. Depreciação/Amortização
7. Renda Tributável ($7=5-6$)
8. Contribuição Sobre o Lucro ($8=7 \times \text{Alíquota}$)
9. Imposto de Renda ($9=7 \times \text{Alíquota}$)
10. Lucro Após o Imposto de Renda ($10=5-8-9$)
11. Fluxo de Caixa ($11=10+6-1$)

Existindo a possibilidade de financiamento devem ser considerados, no cálculo do fluxo de caixa, os seguintes pontos:

subtrair da Renda Líquida (5) as despesas com os juros incidentes sobre o saldo devedor do financiamento — a Renda Tributável (7), portanto, contempla a diferença referente aos juros;

adicionar ao Lucro Após o Imposto de Renda (10), o valor do financiamento e subtrair as parcelas correspondentes às amortizações.

As estimativas de fluxo de caixa devem incluir todos os dados econômicos associados a um projeto, durante toda sua vida útil, iniciando no momento de sua implantação e estendendo-se pelos períodos futuros.

Os fluxos de caixa para os anos mais recentes são mais importantes economicamente do que os dos períodos futuros a 10, 15 ou mais anos, devido ao valor do dinheiro no tempo (ver conceito na seção seguinte). Por esta razão, não é recomendável a elaboração de fluxos de caixa para períodos superiores a 30 anos, considerando os valores equivalentes, em relação ao ano de início da implantação do projeto, passam a ser desprezíveis, por se aproximarem de zero.

Na Figura 20.1 está sumarizada a lista de dados para apuração do Fluxo de Caixa, cujos itens serão comentados, a seguir, com relação aos aspectos não abordados anteriormente.

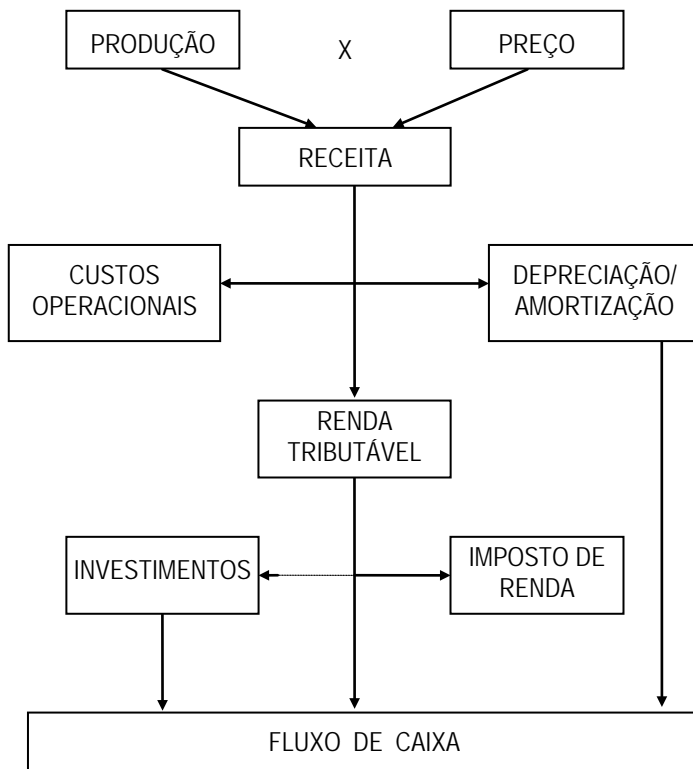


Figura 20.1 - Modelo simplificado de apuração do fluxo de caixa

Estimativa de Preço

O preço é, sem dúvida, o dado mais relevante em uma avaliação econômica. É, ao mesmo tempo, a variável mais complexa de ser estimada, salvo raras exceções, como nos casos em que a oferta é atomizada, o bem mineral é abundante e o preço praticado no mercado já alcançou uma relativa estabilidade; exemplo: minério de ferro. Mesmo assim, a entrada em operação de uma grande mina pode provocar desequilíbrio entre a oferta e a demanda e, conseqüentemente, alteração no preço.

Para a maioria dos minerais metálicos, o que se verifica, com freqüência, é a instabilidade de seus preços, o que faz com que a previsão dos mesmos se torne muito difícil. Os minerais não metálicos apresentam, em geral, preços mais estáveis, mesmo assim sujeitos a flutuações bruscas, principalmente para aqueles que são comercializados em nível internacional. Portanto, face ao grande significado do preço do bem mineral na análise econômica do projeto, essa variável deve ser objeto de um estudo específico,

bastante profundo, sob pena de se obter resultados na análise econômica não compatíveis com a realidade. Qualquer desvio no preço esperado pode mudar consideravelmente o resultado da análise. Um preço superestimado pode indicar uma taxa de retorno favorável para um projeto que, na verdade, é duvidoso; de forma semelhante, um preço subestimado pode provocar a rejeição de um projeto que, a rigor, é um bom investimento e, portanto, está se perdendo uma oportunidade lucrativa.

Nos casos em que a produção prevista para um projeto seja pequena e, com certeza, não deverá provocar desequilíbrio da oferta *versus* demanda no mercado, a estimativa de preço pode ser projetada com base na tendência de preços do passado. Essa projeção é baseada na expectativa de que as condições do passado persistirão no futuro e, desta forma, estão sendo ignoradas possíveis mudanças em tecnologia, gosto, nível de renda e outras variáveis exógenas. Se faz necessário, portanto, atenção especial a esses fatores, quando da elaboração da estimativa de preços futuros.

Outro método para a estimativa de preços é a aplicação de análise de regressão, onde são considerados os fatores que influenciam a oferta e a demanda dos bens minerais. A identificação do volume de reservas e dos correspondentes custos de produção observados em outras empresas, associada à projeção de demanda, ajuda a projetar o preço mínimo que poderá ocorrer a um determinado bem mineral. Esses métodos são complexos e requerem a participação de profissionais especializados. O detalhamento de suas metodologias é amplo e está fora do âmbito deste capítulo.

Deve ser reafirmado, portanto, que a estimativa de preço é um problema de solução complexa. Muitas empresas possuem especialistas exclusivamente dedicados a esta questão e ainda contratam consultores externos para que possam ser obtidas as estimativas menos tendenciosas possíveis. É comum trabalhar com um faixa de preços, ao invés de um preço fixo.

Definição do Nível de Produção

O nível de produção de um projeto de mineração está intimamente associado ao mercado e ao volume de reservas recuperáveis na jazida. Com relação ao mercado, haverá três hipóteses para definição do nível de produção:

o mercado está saturado e não há possibilidade para a entrada de novos fornecedores;

o mercado existe, todavia mas é limitado a um determinado nível de produção;

o mercado não oferece restrição ao nível de produção máxima que poderá ser ofertado pelo empreendimento.

Neste último caso, deverá ser cuidadosamente analisado se a não restrição é válida para toda a vida útil do empreendimento.

No que se refere às reservas recuperáveis, ou seja, a fração do depósito mineral que pode ser lavrada economicamente, esta varia em função da composição física e química do minério, do método de lavra a ser usado e da habilidade da empresa em produzir o bem mineral a um custo que possa ser comercializado com lucratividade.

Dos fatores assinalados, merece atenção especial aquele que é intrínseco ao depósito mineral, que é sua composição mineralógica. Neste particular, as reservas recuperáveis devem ser apresentadas de forma parametrizada em relação aos teores. A seleção do tamanho ótimo da mina é baseada na combinação entre o nível de produção (tonelagem de minério) e o teor de corte (*cut off grade*).

Portanto, mesmo assumindo que o mercado absorverá toda a produção da mina, haverá, tecnicamente, várias alternativas do teor de corte e nível de produção a serem examinadas, para que se possa alcançar a combinação ótima para o desenvolvimento da mina. Cada alternativa deverá ser avaliada separadamente e a melhor delas deve ser implementada, a menos que haja outra alternativa de investimento, em área diferente, mais interessante para a empresa.

Definido o nível de produção e o teor de corte do minério, as instalações de beneficiamento e processamento podem ser dimensionadas adequadamente. O objetivo principal deste procedimento é ter um alto nível de aproveitamento da capacidade instalada, com o mínimo de capital investido.

De outro modo, as instalações devem permitir alguma flexibilidade a mudanças no mercado, nos custos, nas características do produto ou nas políticas governamentais (tais como tributação, restrições à importação, legislação ambiental, recuperação de áreas degradadas etc).

Estimativa da Receita

Definido o nível de produção e o preço unitário de cada bem a ser produzido, a estimativa da receita é obtida mediante a simples multiplicação entre a quantidade de venda anual prevista e o preço estimado.

No entanto, algumas precauções devem ser tomadas: o preço considerado deve ser f.o.b¹ (mina ou usina de tratamento) e a quantidade deve ser a prevista para a venda (e não a previsão de produção). Portanto, deverá ser diminuído do preço de venda previsto,

¹ *Free on board*

os custos de transporte até o destino – entrega ao comprador, ponto de venda ou local de embarque, conforme o caso.

O objetivo do avaliador consiste em fazer a estimativa da receita líquida das vendas, deve-se levar em conta os prêmios e as multas devidas às variações de teor metálico, granulometria etc, em relação aos padrões estabelecidos, aos quais correspondem os preços básicos contratuais. Outras receitas não decorrentes da venda dos produtos, como prestação de serviços a terceiros, venda de energia elétrica produzida etc, devem ser também estimadas, quando for o caso.

Síntese do Fluxo de Caixa

Os dados de entradas e saídas do fluxo de caixa (descritos anteriormente), após calculados para cada ano, representam valores que só serão efetivados no decorrer da vida útil do empreendimento. Dessa forma, a avaliação econômica dos resultados alcançados deverá levar em consideração essa realidade, mediante a utilização do conceito de valor do dinheiro no tempo.

VALOR DO DINHEIRO NO TEMPO

O valor do dinheiro no tempo é o conceito segundo o qual uma unidade monetária no momento atual tem um valor superior ao de uma unidade monetária em qualquer momento no futuro. É por esse motivo que um investidor só se dispõe a adiar o recebimento de um montante que lhe é devido hoje se houver uma recompensa por este atraso no pagamento futuro. Esta recompensa é que representa o valor do dinheiro no tempo; não havendo a recompensa, o investidor, em condições normais, não aceita adiar o recebimento.

A recompensa pelo adiamento de um pagamento é medida mediante uma taxa de juros, utilizada para calcular valores futuros ou atualizar valores passados. Esta taxa é conhecida como taxa de desconto ou taxa mínima de atratividade (aceita pelo investidor), usada nos fluxos de caixa dos projetos para que se possa calcular o valor equivalente de cada fluxo em uma mesma data e, com isto, permitir a avaliação global do projeto ou, ainda, a comparação entre diferentes projetos.

É a taxa de desconto que calcula o valor do dinheiro no tempo. Considerando-se uma taxa de desconto fixa, quanto maior for o período para se recuperar um determinado valor, maior será o montante futuro equivalente a este valor. Devido ao fato de uma determinada quantia apresentar valores diferentes ao longo do tempo, não se deve comparar quantias em momentos diferentes sem que seja feito o devido desconto ou a devida capitalização desses valores, trazendo-se para um mesmo momento no tempo

(presente ou futuro). Isto significa dizer que não se deve comparar quantias em momentos diferentes sem que seja levado em consideração o valor do dinheiro no tempo. A aplicação desse conceito será notada quando forem apresentadas as técnicas de análise econômica que se baseiam no fluxo de caixa descontado e, portanto, consideram o valor do dinheiro no tempo.

O valor do dinheiro no tempo não deve ser confundido com a inflação. Mesmo na hipótese de inflação igual a zero, o valor do dinheiro no tempo continua existindo e deve ser avaliado independentemente da inflação, que é o aumento no nível de preços. A inflação deve ser considerada à parte, principalmente pelo fato de que suas taxas de crescimento, tanto em termos pretéritos como futuros, costumam ser variáveis ao longo do tempo. No caso do valor do dinheiro no tempo é considerada, em geral, uma taxa fixa.

TÉCNICAS DE AVALIAÇÃO ECONÔMICA

As técnicas de avaliação econômica são utilizadas para converter os dados estimados para um projeto em indicadores econômicos que permitam avaliar sua rentabilidade, seu risco e a comparação com outras alternativas de investimento. Com este objetivo se faz necessário, inicialmente, a montagem do fluxo de caixa do projeto, com base no qual são calculados os indicadores econômicos mais relevantes para a análise e tomada de decisão pretendidas.

Os indicadores econômicos utilizados na avaliação econômica de projetos podem ser divididos em dois grupos. O primeiro grupo de indicadores engloba os métodos baseados no fluxo de caixa simples e o segundo grupo trata dos métodos baseados no fluxo de caixa descontado, ou seja, considera o valor do dinheiro no tempo.

Métodos Baseados no Fluxo de Caixa Simples

Os métodos simples dão alguns indicadores econômicos sobre o projeto e servem como subsídios à avaliação econômica. No entanto, por não usarem o conceito do valor do dinheiro no tempo, seus resultados são deficientes, não devendo servir de base para a tomada de decisões econômicas. A seguir são relacionados os métodos simples.

Taxa Média de Retorno.

Período de Recuperação do Investimento.

Relação Benefício-Custo.

Taxa Média de Retorno (TMR)

Este m

Este método é obtido pela relação entre a média anual das entradas líquidas de caixa e o valor absoluto do investimento na fase pré-operacional.

Na Tabela 20.1, são apresentados os resultados dos fluxos de caixa de duas alternativas de investimento (A e B), cujos valores estão expressos em unidades monetárias (\$u.m.).

Tabela 20.1 – Resultados dos fluxos de caixa de duas alternativas de investimentos de (A e B)

| Fase | Ano | FLUXOS DE CAIXA (\$u.m.) | |
|-----------------|-----|--------------------------|---------------|
| | | Alternativa A | Alternativa B |
| Pré-operacional | 0 | -100 | -200 |
| Operacional | 1 | +40 | +70 |
| " | 2 | +40 | +70 |
| " | 3 | +40 | +70 |
| " | 4 | +40 | +70 |
| " | 5 | +40 | +70 |
| Total | - | +100 | +150 |

Tem-se, portanto:

$$TMR_A = [(5 \times 40) : 5] : 100 = 0,40 \text{ ou } 40\% \text{ a.a.}$$

$$TMR_B = [(5 \times 70) : 5] : 200 = 0,35 \text{ ou } 35\% \text{ a.a.}$$

De acordo com os resultados obtidos, a alternativa A se apresenta mais atrativa que a alternativa B, pois : $TMR_A > TMR_B$.

O método da TMR é derivado do método da Taxa de Retorno Contábil (TRC) que, embora seja calculado de forma semelhante, usa a média anual dos lucros contábeis, ao invés da média anual das entradas líquidas de caixa. A TRC, portanto, despreza o conceito de fluxo de caixa e, por isso, é menos significativa que a TMR.

A TMR apresenta apenas uma aproximação sobre a lucratividade do projeto, não devendo ser aplicada no processo decisório de investimentos, por apresentar falhas que serão esclarecidas adiante, quando for feita a comparação entre os métodos e mostradas

as vantagens e desvantagens dos mesmos. A principal razão para seu conhecimento é a facilidade de entendimento do método, servindo de introdução ao aprendizado dos demais, que têm metodologias semelhantes.

Período de Recuperação do Investimento

O Período de Recuperação do Investimento (PRI), também conhecido como *payback*, é o método utilizado para se calcular o tempo (geralmente em anos) necessário, a partir do início da operação de um empreendimento, para que seu investimento seja totalmente recuperado.

O cálculo do PRI é procedido de forma simples, mediante a soma aritmética dos fluxos de caixa líquidos no período operacional, até que o resultado seja igual ou superior ao montante do investimento inicial. Usando-se o exemplo anterior e procedendo-se ao cálculo de forma prática, como indicado na Tabela 20.2.

Tabela 20.2 – Cálculo do PRI para o exemplo da Tabela 21.1

| ANO | Alternativa A | | Alternativa B | |
|-----|-----------------|-----------------------|-----------------|-----------------------|
| | FC _A | FC _A ACUM. | FC _B | FC _B ACUM. |
| 0 | (100) | (100) | (200) | (200) |
| 1 | 40 | (60) | 70 | (130) |
| 2 | 40 | (20) | 70 | (60) |
| 3 | 40 | 20 | 70 | 10 |
| 4 | 40 | 60 | 70 | 80 |
| 5 | 40 | 100 | 70 | 150 |

FC = Fluxo de Caixa; FC_{Acum} = Fluxo de Caixa Acumulado. (Valores em \$u.m.)

Conforme se verifica, no caso da Alternativa A o investimento será totalmente recuperado durante o terceiro ano de operação do empreendimento; por interpolação, conclui-se que o PRI é de 2 anos e 6 meses. Por analogia, a Alternativa B tem um PRI de 2 anos e 10 meses, aproximadamente.

Na comparação entre as duas alternativas fica caracterizado que a Alternativa A tem um PRI menor que o da Alternativa B. No entanto, do ponto de vista da empresa, as duas alternativas podem ser consideradas satisfatórias, desde que a organização se contente com um $PRI \leq 3$ anos, por exemplo.

À semelhança da TMR, o PRI não considera o valor do dinheiro no tempo, embora dê ênfase ao tempo, no sentido de determinar com que rapidez o investimento pode ser recuperado. Portanto, o PRI é bastante útil nos casos em que o risco de perda do investimento é uma função do tempo. Nesses casos, quanto menor for o PRI, menor será o risco de perda do investimento. Este aspecto é muito importante na análise de projetos sujeitos a uma rápida obsolescência e nos casos de risco político, onde o grau de incerteza em relação ao futuro é muito alto.

Relação Benefício-Custo

O método da Relação Benefício-Custo (RBC), também conhecido como Relação Benefício-Custo Não-Descontados, corresponde à relação entre as entradas líquidas de caixa (benefícios) e as saídas líquidas de caixa (custos). A RBC mede, portanto, o retorno em relação ao investimento, sem considerar o valor do dinheiro no tempo. Com base no exemplo anterior, tem-se:

$$RBC_A = \frac{5 \times 40 \text{ u.m.}}{100} = 2,00 \text{ u.m.}$$

$$RBC_B = \frac{5 \times 70 \text{ u.m.}}{200} = 1,75 \text{ u.m.}$$

Os resultados alcançados indicam que para cada unidade monetária (\$ u.m.) investida haverá um retorno de 2,0 u.m. na alternativa A e de 1,75 u.m. na alternativa B. Naturalmente, do ponto de vista da RBC a alternativa A é mais atraente que a alternativa B. No entanto, ambas as alternativas indicam que o retorno é superior ao investimento.

De acordo com a RBC, a alternativa pode ser aceita sempre que a $RBC \geq 1,0$ e deve ser descartada sempre que a $RBC < 1,0$, caso em que o capital recuperado é inferior ao investimento.

Métodos Baseados no Fluxo de Caixa Descontado

Os métodos baseados no fluxo de caixa descontado são os que consideram, de forma combinada, o fluxo de caixa e o valor do dinheiro no tempo. Isto faz com que, usando-se esses métodos, as alternativas de investimentos ou projetos possam ser avaliadas em uma mesma data (presente ou futura) ou, segundo a uniformização da distribuição dos fluxos de caixa, num mesmo horizonte de tempo. Neste grupo estão sendo apresentados os seguintes métodos:

valor atual líquido;
razão do valor atual líquido;
relação benefício-custo descontado;
valor anual equivalente;
taxa interna de retorno.

Os métodos básicos apresentados, a seguir, são os mais utilizados na obtenção de indicadores para as análises econômicas; no entanto, como esclarecido anteriormente, nenhum deles é auto-suficiente, devendo seus resultados serem considerados como parte de um conjunto dos indicadores a serem analisados na avaliação de um empreendimento. Para cada método serão descritos sua finalidade, metodologia de cálculo, consistência, vantagens e desvantagens de sua aplicação.

Além dos métodos considerados básicos, existem outros métodos alternativos (não examinados neste capítulo), desenvolvidos como variantes ou como tentativa de eliminar algumas desvantagens dos métodos básicos.

Valor Atual Líquido

O Método do Valor Atual Líquido (VAL), também conhecido como Valor Atual, Valor Presente ou Valor Presente Líquido, consiste em converter os fluxos de caixa de uma alternativa de empreendimento, distribuídos ao longo do tempo, em um valor equivalente no momento atual, ou seja, no tempo zero.

O VAL é calculado pela seguinte fórmula:

$$VAL = \sum_{t=0}^{t=n} FC_t / (1+i)^t$$

onde:

- t é um ponto no tempo, geralmente um ano;
- n é a vida total do projeto, normalmente em anos;
- i é a taxa de desconto atribuída como sendo atrativa ao projeto;
- FC é o fluxo de caixa em cada ponto no tempo.

O VAL representa, portanto, a soma do valor atual de cada fluxo de caixa da oportunidade de investimento, distribuído ao longo da vida útil do projeto. Desta forma, o VAL mede a diferença entre os fluxos de caixa positivos e os investimentos (fluxos de

caixa negativos), todos descontados a uma determinada taxa. Ainda, com base nos dados do exemplo anterior, a Tabela 20.3 exemplifica o cálculo para as alternativas A e B.

Considerando-se o exemplo anterior para efeito de cálculo, temos:

Tabela 20.3 – Cálculos do VAL para as alternativas A e B

| Ano | Alternativa A | | | Alternativa B | | |
|-------|------------------------------|----------------|-------------------------------|------------------------------|----------------|-------------------------------|
| | FC _A (\$ u.m.) | FVA (a 10%) | VAL _A (\$ u.m.) | FC _B (\$ u.m.) | FVA (a 10%) | VAL _B (\$ u.m.) |
| 0 | -100 | 1,0000 | -100,00 | -200 | 1,0000 | -200,00 |
| 1 | 40 | 0,9091 | 36,36 | 70 | 0,9091 | 63,63 |
| 2 | 40 | 0,8264 | 33,06 | 70 | 0,8264 | 57,85 |
| 3 | 40 | 0,7513 | 30,05 | 70 | 0,7513 | 52,59 |
| 4 | 40 | 0,6830 | 27,32 | 70 | 0,6830 | 47,81 |
| 5 | 40 | 0,6209 | 24,84 | 70 | 0,6209 | 43,46 |
| TOTAL | 100 | - | 51,63 | 150 | - | 65,34 |

FVA(a10%) = Fator do valor atual a uma taxa de 10% (ver Tabela A.2, no Anexo, ao final do capítulo). As notas das tabelas apresentadas no Anexo esclarecem os conceitos de valor atual, valor futuro e séries uniformes, visando a um melhor entendimento.

Conforme se verifica, o VAL_A (total da alternativa A) é de 51,63 u.m. e o VAL_B (total da alternativa B) é de 65,34 u.m. Isto significa que se, a taxa mínima de atratividade para o investidor é de 10%, ambas as alternativas apresentam um valor atual positivo, ou seja, são atrativas por terem um retorno superior ao mínimo desejado. Portanto, na hipótese das alternativas serem independentes, ambas podem ser aceitas.

Na hipótese das alternativas serem mutuamente excludentes, ou seja, quando apenas uma delas pode ser selecionada, a alternativa B deve ser escolhida por apresentar um VAL superior ao da alternativa A.

O método do VAL é muito utilizado, com os seguintes objetivos:

indefinição da quantia excedente (VAL) que um empreendimento pode gerar, quando relacionado à alternativa comparativa do investidor, ou seja, aquela na qual ele pode aplicar qualquer importância, por qualquer prazo, a uma determinada taxa mínima, que é a taxa de atratividade;

definição do valor máximo (VAL) que pode ser pago por uma oportunidade de investimento, ou valor mínimo desejável (VAL) para ser recebido por uma oportunidade de investimento, tendo garantida a rentabilidade mínima, calculada com base na taxa de atratividade.

Este é o caso da avaliação de uma jazida para ser colocada em negociação: por parte do vendedor, o VAL é o valor mínimo desejável para ceder os direitos minerários, enquanto da parte do comprador o VAL é o valor máximo que pode ser pago pelos direitos minerários, de forma a ter assegurada a rentabilidade mínima no empreendimento, ou seja, a sua (do comprador) taxa mínima de atratividade.

Razão do Valor Atual Líquido

O Método da Razão do Valor Atual Líquido (RVAL), Relação do Valor Atual Líquido ou Relação do Valor Atual consiste na relação entre o VAL e o valor atual absoluto dos investimentos de uma alternativa na fase pré-operacional, ou seja:

$$RVAL = \frac{VAL}{VA_I}$$

A RVAL mede, portanto, o valor atual líquido por unidade de investimento ou, em outras palavras, a eficiência ou lucratividade do investimento, representada pela relação entre lucro e investimento. Quando o resultado é positivo ($RVAL > 0$), a alternativa de empreendimento pode ser aceita; caso contrário, deve ser rejeitada.

De acordo com o exemplo anterior e usando a mesma taxa mínima de atratividade ($i_{\min} = 10\%$), tem-se:

alternativa A

$$RVAL_A = \frac{VAL_A}{VA_{IA}} = \frac{51,63}{100} = 0,516$$

alternativa B

$$RVAL_B = \frac{VAL_B}{VA_{IB}} = \frac{65,34}{200} = 0,327$$

Os resultados alcançados indicam que ambas as alternativas podem ser aceitas pois apresentam um $RVAL > 0$, ou seja, um retorno adicional além do mínimo desejado (10%). No entanto, a alternativa A se apresenta mais atrativa que a alternativa B, em termos de rentabilidade do empreendimento, pois, conforme indicado anteriormente, quanto maior o RVAL maior o VAL (ou retorno) por unidade de investimento. Como o RVAL é função da taxa de desconto, o seu resultado varia de acordo com a taxa aplicada. Quanto maior a taxa, menor o RVAL e vice-versa.

A maior importância do RVAL é que este permite ordenar várias alternativas de projetos independentes, com investimento inicial e vida útil desiguais. Nos casos de projetos mutuamente excludentes, em que é necessário optar por uma das alternativas, este método se aplica perfeitamente, desde que haja coerência com o resultado do VAL; isto é, se uma alternativa mutuamente excludente apresenta o melhor resultado, tanto para o VAL como para o RVAL, ela deve ser escolhida, pois tem o maior lucro (indicado pelo VAL) e a melhor rentabilidade (indicada pelo RVAL). Nos casos em que esses resultados não acontecem, a decisão deve ser tomada com base na análise incremental entre os projetos.

Realizada a análise incremental entre duas alternativas L e M, deve ser escolhida a alternativa L se o resultado L-M é positivo (apresenta uma taxa maior que a taxa mínima de atratividade). Caso contrário, deve ser escolhida a Alternativa M.

Relação Benefício-Custo Descontado

O método da relação Benefício-Custo Descontado (RBCD), também designado Relação Benefício-Custo, consiste na relação entre o VA_E - valor atual das entradas líquidas (benefícios) e o VA_I - valor atual dos investimentos (custos), na fase pré-operacional, ou seja:

$$RBCD = \frac{VA_E}{VA_I}$$

A RBCD mede, portanto, a relação entre o retorno e o investimento, a uma determinada taxa de desconto; ou seja, a RBCD avalia, em termos de valor atual, qual a entrada de caixa para cada u.m. investida.

Com base no exemplo anterior e usando a mesma taxa de desconto, tem-se:

$$RBCD_A = \frac{151,63}{100} = 1,516; \text{ e}$$

$$RBCD_B = \frac{265,34}{200} = 1,327$$

Conforme se verifica, para cada u.m. investida na alternativa A tem-se uma entrada de caixa de 1,516 u.m. e na alternativa B uma entrada de caixa de 1,327 u.m.. A alternativa A se apresenta mais atrativa que a alternativa B, embora ambas as alternativas possam ser aceitas.

Da mesma forma que em RBC, a alternativa pode ser aceita sempre que $RBCD \geq 1,0$, devendo ser rejeitada quando $RBCD < 1,0$. A RBCD é uma derivação da RVAL e, como tal, a escolha entre alternativas, pelo método RBCD, é feita da mesma maneira descrita para o método RVAL.

Valor Anual Equivalente

O Valor Anual Equivalente (VAE) consiste em converter os diversos valores dos fluxos de caixa anuais em uma série uniforme equivalente, referente ao mesmo período de tempo, isto é, a vida útil do empreendimento. O VAE é obtido mediante a aplicação de uma taxa de desconto representativa do custo de capital, também conhecida como taxa de atratividade, que servirá de base para o cálculo das séries de valores equivalentes de cada fluxo de caixa anual. A soma dos valores de cada ano resulta em uma série uniforme, que corresponde ao VAE. O método prático para o cálculo do VAE é a partir do VAL. Tendo-se o VAL referente ao projeto, calcula-se o VAE de maneira bastante simplificada, e evita-se o cálculo para cada fluxo de caixa anual. Usando-se o exemplo anterior e considerando-se a taxa de desconto de 10%, tem-se:

$$VAE_A = VAL_A \cdot [FRC_{(i,n)}]$$

onde: $FRC_{(i,n)}$ é o fator de recuperação de capital (vide a Tabela A.4) para uma determinada taxa de desconto (i) e uma determinada vida útil (n).

$$\text{Assim, } VAE_A = 51,63 \text{ u.m.} \times 0,2296 = 11,855 \text{ u.m.}$$

$$\text{De forma análoga: } VAE_B = 65,34 \text{ u.m.} \times 0,2296 = 15,003 \text{ u.m.}$$

Os resultados acima indicam que ambas as alternativas podem ser aceitas, sendo a alternativa B mais atraente que a alternativa A, por apresentar um maior VAE.

No caso exemplificado, ambas as alternativas tinham a mesma vida útil, o que resultou, obviamente, em um maior VAE para a alternativa com maior VAL. No entanto, ao se comparar alternativas com vida útil desigual, os resultados poderão se apresentar de forma não proporcional, entre o VAL e o VAE.

Usando-se o VAE como técnica de avaliação, a alternativa pode ser aceita sempre que o resultado for positivo e deve ser rejeitada quando o resultado for negativo. Dentre as alternativas aceitas, a prioridade deve ser dada às alternativas com maior VAE.

O VAE é muito útil na comparação de alternativas mutuamente excludentes, o que o classifica como o mais adequado nos casos de substituição de equipamentos, nas comparações entre projetos de mineração - normalmente com vida útil desigual -, ou mesmo nas simulações dentro de um mesmo projeto de mineração, em que são analisadas hipóteses bastante diferentes entre si, inclusive com relação à vida útil.

Taxa Interna de Retorno

A Taxa Interna de Retorno (TIR) é definida como a taxa de desconto que iguala o valor atual dos fluxos de caixa positivos ao valor atual dos fluxos de caixa negativos, em uma alternativa de investimento. Em outras palavras, a TIR é a taxa de desconto que, aplicada ao fluxo de caixa de um projeto, produz um VAL = 0.

Enquanto os métodos descritos anteriormente (VAL, RVAL e VAE) são calculados a partir de uma taxa de desconto pré-determinada, o método da TIR consiste em determinar a taxa de retorno do empreendimento. O cálculo da TIR é procedido, normalmente, pelo processo de tentativa e erro (iterativo) a partir do cálculo do VAL.

Se $VAL_i > 0$, tem-se: $TIR > i$

Se $VAL_i < 0$, tem-se: $TIR < i$

Calculando-se a TIR, para as alternativas do exemplo anterior, tem-se:

Alternativa "A"

| ANO | FC (\$u.m.) | FVA (a 28%) | VAL (a 28%) (\$u.m.) | FVA (a 29%) | VAL (a 29%) (\$u.m.) |
|--------------|----------------|-------------|-------------------------|-------------|-------------------------|
| 0 | -100 | 1,0000 | -100,00 | 1,0000 | 100,00 |
| 1 | 40 | 0,7813 | 31,25 | 0,7752 | 31,01 |
| 2 | 40 | 0,6104 | 24,42 | 0,6009 | 24,04 |
| 3 | 40 | 0,4768 | 19,07 | 0,4658 | 18,63 |
| 4 | 40 | 0,3725 | 14,90 | 0,3611 | 14,44 |
| 5 | 40 | 0,2910 | 11,64 | 0,2799 | 11,20 |
| TOTAL | 100 | - | 1,28 | - | -0,68 |

Através de interpolação linear, obtém-se o valor percentual da TIR:
 $TIR = 28\% + [1,28 / (1,28 + 0,68)]\% = 28,7\%$

Alternativa "B"

| ANO | FC (\$u.m.) | FVA (a 22%) | VAL (\$u.m.) | FVA (a 23%) | VAL (\$u.m.) |
|--------------|----------------|-------------|-----------------|-------------|-----------------|
| 0 | -200 | 1,0000 | -200,00 | 1,0000 | -200,00 |
| 1 | 70 | 0,8197 | 57,38 | 0,8130 | 56,91 |
| 2 | 70 | 0,6719 | 47,03 | 0,6610 | 46,27 |
| 3 | 70 | 0,5507 | 38,55 | 0,5374 | 37,62 |
| 4 | 70 | 0,4514 | 31,60 | 0,4369 | 30,58 |
| 5 | 70 | 0,3700 | 25,90 | 0,3552 | 24,86 |
| TOTAL | 150 | - | 0,46 | - | -3,76 |

Por interpolação linear:
 $TIR = 22\% + [0,46 / (0,46 + 3,76)]\% = 22,1\%$

A TIR é usada tanto para se conhecer a taxa de retorno esperada para uma alternativa de investimento, como para classificar os projetos em termos de rentabilidade; quanto maior a TIR, mais interessante é o projeto, quando analisado exclusivamente por este método, que é eficiente para a seleção de alternativas independentes. A condição mínima aceitável é que a TIR seja maior que a taxa de atratividade ou custo de capital.

No exemplo dado, ambas as alternativas apresentaram resultados que recomendam a aceitação dos projetos, considerando-se uma taxa mínima de atratividade de 10%. No caso, a alternativa A apresentou uma taxa de rentabilidade melhor que a da alternativa B.

Na análise das alternativas mutuamente excludentes, a eficiência do método fica limitada aos casos em que os resultados da TIR sejam coerentes com os resultados do VAL; ou seja, na comparação entre duas alternativas, se uma delas apresentar o maior VAL e a maior TIR, esta deve ser a escolhida. Quando os resultados forem divergentes e os horizontes diferentes, deve ser procedida a análise incremental, isto é: o cálculo da TIR referente à diferença entre os fluxos de caixa das duas alternativas analisadas.

Vantagens e Desvantagens dos Métodos de Avaliação Econômica

Conforme abordado no início desta seção, os métodos de avaliação classificados como simples (TMR, PRI e RBC) apresentam como vantagem principal a facilidade de cálculo e como maior desvantagem o fato de não considerarem o valor do dinheiro no tempo. Dessa forma, apesar desses métodos servirem como subsídios para a tomada de decisão em projetos individuais, eles se tornam inadequados nas análises em que se faz necessária a escolha entre alternativas

No exemplo dado neste capítulo, foram obtidos os resultados a seguir, que, embora coerentes entre as alternativas, apresentam deficiências inerentes a cada método (Tabela 20.4).

Tabela 20.4 Resumo dos resultados obtidos para as alternativas A e B em termos de TMR, PRI e RBC.

| Método | Alternativa "A" | Alternativa "B" |
|--|------------------|-------------------|
| Taxa média de Retorno (TMR) | 40% | 35% |
| Período de Recuperação do Investimento (PRI) | 2 anos e 6 meses | 2 anos e 10 meses |
| Relação Benefício-Custo (RBC) | 2,00 u.m. | 1,75 u.m. |

No caso do método da Taxa Média de Retorno - TMR, o retorno na fase operacional é considerado em termos médios e os investimentos na fase pré-operacional não são relacionados ao tempo decorrido na implantação do projeto. Assim, pode-se ter projetos com o mesmo investimento inicial, mas com diferenças na distribuição do retorno, gerando o mesmo resultado. Ou, ainda, projetos com o mesmo investimento inicial, aplicado em períodos de tempo diferentes, apresentando resultados semelhantes.

O método do período de recuperação do investimento - PRI é o mais simples de calcular e de mais fácil entendimento, tendo papel relevante no caso de indústrias que apresentam freqüentes mudanças tecnológicas. Tem como desvantagem, além de não considerar o valor do dinheiro no tempo, o fato de ignorar o retorno após o período de recuperação do investimento. Por esses motivos, o PRI não apresenta uma indicação de rentabilidade satisfatória. Há casos em que o projeto com menor período de recuperação é o mais rentável, mas nem sempre ocorre este comportamento. O uso isolado do PRI pode conduzir à aceitação de projetos com curto período de recuperação e baixa rentabilidade ou à rejeição de projetos com período de recuperação longo e alta rentabilidade.

O método da Relação Benefício-Custo - RBC é pouco usado e também não considera o valor do dinheiro no tempo. Apresenta como vantagem, em relação ao PRI, o fato de considerar toda a vida do empreendimento.

Os métodos baseados no fluxo de caixa descontado (VAL, RVAL, RBCD, VAE e TIR), ou seja, os que consideram o valor do dinheiro no tempo, embora superiores aos métodos simples, também não são perfeitos. Na maioria dos casos, eles são usados de forma complementar, principalmente quando se deseja escolher entre alternativas mutuamente excludentes. Esses métodos têm a vantagem de considerar em seus cálculos toda a vida do empreendimento, bem como as variações nos investimentos e retornos ao longo do tempo. Outras vantagens e desvantagens ocorrem para cada método, conforme apresentadas adiante. São indicados a seguir, os resultados do exemplo apresentado neste capítulo.

| Método | Alternativa "A" | Alternativa "B" |
|---|-----------------|-----------------|
| Valor Atual Líquido (VAL) | 51,63 u.m. | 65,34 u.m. |
| Razão do Valor Atual Líquido (RVAL) | 0,516 | 0,327 |
| Relação Benefício-Custo Descontado (RBCD) | 1,516 | 1,327 |
| Valor Anual Equivalente (VAE) | 11,855 u.m. | 15,003 u.m. |
| Taxa Interna de Retorno (TIR) | 28,7% | 22,1% |

O Valor Atual Líquido - VAL tem a vantagem de ser o método mais apropriado para a avaliação do valor econômico de um projeto e, por conseguinte, permite obter um parâmetro relevante para negociação. Seu principal problema é a necessidade de determinação prévia de uma taxa de desconto apropriada.

O método da Razão do Valor Atual Líquido - RVAL, embora também necessite da taxa de desconto pré-determinada, tem a vantagem de permitir a comparação entre alternativas de projetos com diferentes investimentos iniciais, por meio da medição do VAL por unidade monetária de investimento.

A Relação Benefício-Custo Descontado - RBCD tem as mesmas características da RBC (método simples), com a vantagem de considerar o valor do dinheiro no tempo.

O Valor Anual Equivalente - VAE tem a vantagem de permitir ajustar, uniformemente, os custos ou retornos de um projeto, ao longo de toda a vida do empreendimento. Daí o fato de ser o método mais apropriado para a comparação entre alternativas com diferentes períodos de vida útil. A exemplo do VAL, necessita de uma taxa de desconto pré-estabelecida.

A Taxa Interna de Retorno - TIR mostra-se como uma das técnicas de avaliação mais usadas pelas seguintes razões: oferece uma medida de rentabilidade em forma de percentual (preferida pelos empresários e analistas) ao invés de u.m. como ocorre no caso do VAL e do VAE; e não necessita a definição de uma taxa de desconto pré-determinada para o seu cálculo. Os pontos negativos do método são: a necessidade da TIR ser comparada a uma taxa de desconto, como também ocorre com o VAL e o VAE; a inconveniência de apresentar, em alguns casos, mais de uma TIR ou mesmo nenhuma; e a dificuldade na interpretação do sentido econômico financeiro, dando a entender que a TIR é a taxa de retorno sobre o capital investido, o que, na maioria das vezes, não é verdadeiro.

Em síntese, os métodos que utilizam o fluxo de caixa descontado permitem uma melhor avaliação sobre a atratividade do investimento por considerarem o custo de capital. No entanto, embora complementares aos métodos simples, essas técnicas não esgotam o processo de análise econômica. Nos casos de projetos de mineração que envolvem altos investimentos financeiros, se fazem necessárias as análises de sensibilidade e de risco, objetivando avaliar as incertezas e seus possíveis impactos nos projetos. Essas técnicas não serão examinadas neste capítulo, sendo apresentados apenas seus conceitos básicos.

O objetivo da análise de sensibilidade é identificar os parâmetros críticos de um projeto, que, ao sofrerem variações, poderão alterar, significativamente, sua economicidade. A análise de sensibilidade permite estimar, portanto, os efeitos nas medidas de avaliação econômica (VAL, RVAL, TIR, etc.), ao se alterar, para mais ou para menos, parâmetros intrínsecos do projeto de mineração, tais como: teor do minério, custos

operacionais e preço de venda do produto mineral. No momento em que são identificadas as variáveis críticas de um projeto, elas passam a ser objeto de atenção especial por parte do responsável pela decisão de sua implantação.

A análise de risco tem o objetivo de avaliar o risco associado aos resultados econômicos esperados para um determinado projeto e, conseqüentemente, a probabilidade de sucesso ou insucesso, se o projeto for implantado. Nos casos dos projetos de mineração, onde o nível de incerteza é elevado, a análise de risco é procedida mediante a incorporação da possibilidade de ocorrência de diferentes valores para cada um dos parâmetros identificados como críticos através da análise de sensibilidade.

Finalmente, os resultados obtidos com as técnicas de avaliação econômica, associados à uma apreciação dos fatores intangíveis, são os ingredientes que permitem decidir sobre a oportunidade de implantação de um determinado projeto. A não utilização das técnicas aqui abordadas torna o processo decisório fique altamente vulnerável com relação ao sucesso econômico do projeto, principalmente quando se trata de empreendimento de mineração, onde o nível de incerteza é, em geral, muito elevado.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) ANDRADE, J.G. Diretrizes econômicas para o planejamento da exploração mineral. In: I Encontro de Economia Mineral da Região Sudeste, 1994, Rio de Janeiro. Anais Rio de Janeiro, UFRJ.
- 2) CALDAS, Fernando; PANDO, Félix. Projetos industriais. 2 ed. (s.l.): APEC (s.d.).
- 3) CHAVES, A. P., CORRÊA, F. D. Dimensionamento de pequenos e médios projetos de mineração. Brasil Mineral, São Paulo, v.5, n. 56, p.26-34.
- 4) HESS, Geraldo et al. Engenharia econômica. 3 ed. Rio de Janeiro: Forum, 1972.
- 5) HOLLANDA, Nilson. Elaboração e avaliação de projetos. Rio de Janeiro: APEC, 1968.
- 6) HOPENHAYN, Benjamin; FERNANDEZ, Hector. Análise de projetos de Integração. Trad. de Pedro Ayres. Rio de Janeiro: Forum, 1972.
- 7) MANUAL de Análise Econômica. Rio de Janeiro: DAMPI/ CNI/SEBRAE, 1974.
- 8) MACHLINE et al. Manual de projeto de desenvolvimento econômico. Rio de Janeiro: Forum, 1992.
- 9) MACKENZIE, B. W. Bases econômicas para a exploração mineral e o desenvolvimento de projetos de mineração. (s.l.) ABRAMO, 1990, 423 p.
- 10) OHARA, T. Alan. Analysis of risk in mining projects. CIM Bulletin, Montreal, v. 75, n. 843, p. 84-90, Jul. 1982.
- 11) PUCCINI, A. L. Matemática financeira e análise de investimentos, Rio de Janeiro. Forum, 1973.
- 12) RUDAWSKY, Oded. Economic evaluation techniques for mining investment projects. Mineral Industries Bulletin, Golden, Colo, v. 13, n. 6, nov. 1970.
- 13) RUDAWSKY, Oded. Mineral economics development and magement of natural resources. Golden, Colorado: Elsevier Sciences Publishers B.V., 1986.
- 14) SLAVICH, D.M. Project evaluation, a key step to implementation. CIM bulletin, Montreal, v. 75, n. 843, p. 91-98, Jul. 1982.
- 15) STERMOLE, Frank. Economic evaluation of mineral investment alternatives. Mineral Industries Bulletin, Golden, Colo. v. 15, n 3, May, 1972.
- 16) SOUZA, P. A. Avaliação econômica de projetos de mineração - análise de sensibilidade e análise de risco. Belo Horizonte. IETEC, 1995.

Tabela A.1 – Fator de Acumulação de Capital (FAC)

| Ano | 2% | 3% | 4% | 5% | 6% | 7% | 8% | 10% | 12% | 15% | 20% |
|-----|------|------|------|------|------|------|-------|-------|-------|-------|--------|
| 1 | 1,02 | 1,03 | 1,04 | 1,05 | 1,06 | 1,07 | 1,08 | 1,10 | 1,12 | 1,15 | 1,20 |
| 2 | 1,04 | 1,06 | 1,08 | 1,10 | 1,12 | 1,14 | 1,17 | 1,21 | 1,25 | 1,32 | 1,44 |
| 3 | 1,06 | 1,09 | 1,12 | 1,16 | 1,19 | 1,23 | 1,26 | 1,33 | 1,40 | 1,52 | 1,73 |
| 4 | 1,08 | 1,13 | 1,17 | 1,22 | 1,26 | 1,31 | 1,36 | 1,46 | 1,57 | 1,75 | 2,07 |
| 5 | 1,10 | 1,16 | 1,22 | 1,28 | 1,34 | 1,40 | 1,47 | 1,61 | 1,76 | 2,01 | 2,49 |
| 6 | 1,13 | 1,19 | 1,27 | 1,34 | 1,42 | 1,50 | 1,59 | 1,77 | 1,97 | 2,31 | 2,99 |
| 7 | 1,15 | 1,23 | 1,32 | 1,41 | 1,50 | 1,61 | 1,71 | 1,95 | 2,21 | 2,66 | 3,58 |
| 8 | 1,17 | 1,27 | 1,37 | 1,48 | 1,59 | 1,72 | 1,85 | 2,14 | 2,48 | 3,06 | 4,30 |
| 9 | 1,20 | 1,30 | 1,42 | 1,55 | 1,69 | 1,84 | 2,00 | 2,36 | 2,77 | 3,52 | 5,16 |
| 10 | 1,22 | 1,34 | 1,48 | 1,63 | 1,79 | 1,97 | 2,16 | 2,59 | 3,11 | 4,05 | 6,19 |
| 11 | 1,24 | 1,38 | 1,54 | 1,71 | 1,90 | 2,10 | 2,33 | 2,85 | 3,48 | 4,65 | 7,43 |
| 12 | 1,27 | 1,43 | 1,60 | 1,80 | 2,01 | 2,25 | 2,52 | 3,14 | 3,90 | 5,35 | 8,92 |
| 13 | 1,29 | 1,47 | 1,67 | 1,89 | 2,13 | 2,41 | 2,72 | 3,45 | 4,36 | 6,15 | 10,70 |
| 14 | 1,32 | 1,51 | 1,73 | 1,98 | 2,26 | 2,58 | 2,94 | 3,80 | 4,89 | 7,08 | 12,84 |
| 15 | 1,35 | 1,56 | 1,80 | 2,08 | 2,40 | 2,76 | 3,17 | 4,18 | 5,47 | 8,14 | 15,41 |
| 16 | 1,37 | 1,60 | 1,87 | 2,18 | 2,54 | 2,95 | 3,43 | 4,59 | 6,13 | 9,36 | 18,49 |
| 17 | 1,40 | 1,65 | 1,95 | 2,29 | 2,69 | 3,16 | 3,70 | 5,05 | 6,87 | 10,76 | 22,19 |
| 18 | 1,43 | 1,70 | 2,03 | 2,41 | 2,85 | 3,38 | 4,00 | 5,56 | 7,69 | 12,38 | 26,62 |
| 19 | 1,46 | 1,75 | 2,11 | 2,53 | 3,03 | 3,62 | 4,32 | 6,12 | 8,61 | 14,23 | 31,95 |
| 20 | 1,49 | 1,81 | 2,19 | 2,65 | 3,21 | 3,87 | 4,66 | 6,73 | 9,65 | 16,37 | 38,34 |
| 21 | 1,52 | 1,86 | 2,28 | 2,79 | 3,40 | 4,14 | 5,03 | 7,40 | 10,80 | 18,82 | 46,01 |
| 22 | 1,55 | 1,92 | 2,37 | 2,93 | 3,60 | 4,43 | 5,44 | 8,14 | 12,10 | 21,64 | 55,21 |
| 23 | 1,58 | 1,97 | 2,46 | 3,07 | 3,82 | 4,74 | 5,87 | 8,95 | 13,55 | 24,89 | 66,25 |
| 24 | 1,61 | 2,03 | 2,56 | 3,23 | 4,05 | 5,07 | 6,34 | 9,85 | 15,18 | 28,63 | 79,50 |
| 25 | 1,64 | 2,09 | 2,67 | 3,39 | 4,29 | 5,43 | 6,85 | 10,83 | 17,00 | 32,92 | 95,40 |
| 26 | 1,67 | 2,16 | 2,77 | 3,56 | 4,55 | 5,81 | 7,40 | 11,92 | 19,04 | 37,86 | 114,48 |
| 27 | 1,71 | 2,22 | 2,88 | 3,73 | 4,82 | 6,21 | 7,99 | 13,11 | 21,32 | 43,54 | 137,37 |
| 28 | 1,74 | 2,29 | 3,00 | 3,92 | 5,11 | 6,65 | 8,63 | 14,42 | 23,88 | 50,07 | 164,84 |
| 29 | 1,78 | 2,36 | 3,12 | 4,12 | 5,42 | 7,11 | 9,32 | 15,86 | 26,75 | 57,58 | 197,81 |
| 30 | 1,81 | 2,43 | 3,24 | 4,32 | 5,74 | 7,61 | 10,06 | 17,45 | 29,96 | 66,21 | 237,38 |

Nota: Este fator é utilizado para o cálculo do valor futuro, conhecido um determinado valor atual e a taxa de desconto.

Cada coluna da Tabela A-1 relaciona o valor atual de uma unidade monetária investida no momento atual.

Por exemplo: R\$1,00 investido hoje, para ser recebido daqui há doze anos, considerando-se uma taxa de juros de 10%a.a. terá um valor futuro de R\$3,14.

Se o valor investido for de R\$500,00, considerando o mesmo prazo e a mesma taxa de juros, o valor futuro será de R\$1.570,00. Ou seja: $500 \times 3,14$ (o montante em reais multiplicado pelo fator encontrado na tabela).

Tabela A.2 – Fator do valor Atual (FVA)

| Ano | 2% | 3% | 4% | 5% | 6% | 7% | 8% | 10% |
|-----|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 1 | 0,980 | 0,971 | 0,962 | 0,952 | 0,943 | 0,935 | 0,926 | 0,909 |
| 2 | 0,961 | 0,943 | 0,925 | 0,907 | 0,890 | 0,873 | 0,857 | 0,826 |
| 3 | 0,942 | 0,915 | 0,889 | 0,864 | 0,840 | 0,816 | 0,794 | 0,751 |
| 4 | 0,924 | 0,888 | 0,855 | 0,823 | 0,792 | 0,763 | 0,735 | 0,683 |
| 5 | 0,906 | 0,863 | 0,822 | 0,784 | 0,747 | 0,713 | 0,681 | 0,621 |
| 6 | 0,888 | 0,837 | 0,790 | 0,746 | 0,705 | 0,666 | 0,630 | 0,564 |
| 7 | 0,871 | 0,813 | 0,760 | 0,711 | 0,665 | 0,623 | 0,583 | 0,513 |
| 8 | 0,853 | 0,789 | 0,731 | 0,677 | 0,627 | 0,582 | 0,540 | 0,467 |
| 9 | 0,837 | 0,766 | 0,703 | 0,645 | 0,592 | 0,544 | 0,500 | 0,424 |
| 10 | 0,820 | 0,744 | 0,676 | 0,614 | 0,558 | 0,508 | 0,463 | 0,386 |
| 11 | 0,804 | 0,722 | 0,650 | 0,585 | 0,527 | 0,475 | 0,429 | 0,350 |
| 12 | 0,788 | 0,701 | 0,625 | 0,557 | 0,497 | 0,444 | 0,397 | 0,319 |
| 13 | 0,773 | 0,681 | 0,601 | 0,530 | 0,469 | 0,415 | 0,368 | 0,290 |
| 14 | 0,758 | 0,661 | 0,577 | 0,505 | 0,442 | 0,388 | 0,340 | 0,263 |
| 15 | 0,743 | 0,642 | 0,555 | 0,481 | 0,417 | 0,362 | 0,315 | 0,239 |
| 16 | 0,728 | 0,623 | 0,534 | 0,458 | 0,394 | 0,339 | 0,292 | 0,218 |
| 17 | 0,714 | 0,605 | 0,513 | 0,436 | 0,371 | 0,317 | 0,270 | 0,198 |
| 18 | 0,700 | 0,587 | 0,494 | 0,416 | 0,350 | 0,296 | 0,250 | 0,180 |
| 19 | 0,686 | 0,570 | 0,475 | 0,396 | 0,331 | 0,277 | 0,232 | 0,164 |
| 20 | 0,673 | 0,554 | 0,456 | 0,377 | 0,312 | 0,258 | 0,215 | 0,149 |
| 21 | 0,660 | 0,538 | 0,439 | 0,359 | 0,294 | 0,242 | 0,199 | 0,135 |
| 22 | 0,647 | 0,522 | 0,422 | 0,342 | 0,278 | 0,226 | 0,184 | 0,123 |
| 23 | 0,634 | 0,507 | 0,406 | 0,326 | 0,262 | 0,211 | 0,170 | 0,112 |
| 24 | 0,622 | 0,492 | 0,390 | 0,310 | 0,247 | 0,197 | 0,158 | 0,102 |
| 25 | 0,610 | 0,478 | 0,375 | 0,295 | 0,233 | 0,184 | 0,146 | 0,092 |
| 26 | 0,598 | 0,464 | 0,361 | 0,281 | 0,220 | 0,172 | 0,135 | 0,084 |
| 27 | 0,586 | 0,450 | 0,347 | 0,268 | 0,207 | 0,161 | 0,125 | 0,076 |
| 28 | 0,574 | 0,437 | 0,333 | 0,255 | 0,196 | 0,150 | 0,116 | 0,069 |
| 29 | 0,563 | 0,424 | 0,321 | 0,243 | 0,185 | 0,141 | 0,107 | 0,063 |
| 30 | 0,552 | 0,412 | 0,308 | 0,231 | 0,174 | 0,131 | 0,099 | 0,057 |

Tabela A.2 – Fator do valor Atual (FVA)(continuação)

| Ano | 12% | 15% | 20% | 22% | 23% | 25% | 28% | 29% | 30% |
|-----|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 1 | 0,893 | 0,870 | 0,833 | 0,820 | 0,813 | 0,800 | 0,781 | 0,775 | 0,769 |
| 2 | 0,797 | 0,756 | 0,694 | 0,672 | 0,661 | 0,640 | 0,610 | 0,601 | 0,592 |
| 3 | 0,712 | 0,658 | 0,579 | 0,551 | 0,537 | 0,512 | 0,477 | 0,466 | 0,455 |
| 4 | 0,636 | 0,572 | 0,482 | 0,451 | 0,437 | 0,410 | 0,373 | 0,361 | 0,350 |
| 5 | 0,567 | 0,497 | 0,402 | 0,370 | 0,355 | 0,328 | 0,291 | 0,280 | 0,269 |
| 6 | 0,507 | 0,432 | 0,335 | 0,303 | 0,289 | 0,262 | 0,227 | 0,217 | 0,207 |
| 7 | 0,452 | 0,376 | 0,279 | 0,249 | 0,235 | 0,210 | 0,178 | 0,168 | 0,159 |
| 8 | 0,404 | 0,327 | 0,233 | 0,204 | 0,191 | 0,168 | 0,139 | 0,130 | 0,123 |
| 9 | 0,361 | 0,284 | 0,194 | 0,167 | 0,155 | 0,134 | 0,108 | 0,101 | 0,094 |
| 10 | 0,322 | 0,247 | 0,162 | 0,137 | 0,126 | 0,107 | 0,085 | 0,078 | 0,073 |
| 11 | 0,287 | 0,215 | 0,135 | 0,112 | 0,103 | 0,086 | 0,066 | 0,061 | 0,056 |
| 12 | 0,257 | 0,187 | 0,112 | 0,092 | 0,083 | 0,069 | 0,052 | 0,047 | 0,043 |
| 13 | 0,229 | 0,163 | 0,093 | 0,075 | 0,068 | 0,055 | 0,040 | 0,037 | 0,033 |
| 14 | 0,205 | 0,141 | 0,078 | 0,062 | 0,055 | 0,044 | 0,032 | 0,028 | 0,025 |
| 15 | 0,183 | 0,123 | 0,065 | 0,051 | 0,045 | 0,035 | 0,025 | 0,022 | 0,020 |
| 16 | 0,163 | 0,107 | 0,054 | 0,042 | 0,036 | 0,028 | 0,019 | 0,017 | 0,015 |
| 17 | 0,146 | 0,093 | 0,045 | 0,034 | 0,030 | 0,023 | 0,015 | 0,013 | 0,012 |
| 18 | 0,130 | 0,081 | 0,038 | 0,028 | 0,024 | 0,018 | 0,012 | 0,010 | 0,009 |
| 19 | 0,116 | 0,070 | 0,031 | 0,023 | 0,020 | 0,014 | 0,009 | 0,008 | 0,007 |
| 20 | 0,104 | 0,061 | 0,026 | 0,019 | 0,016 | 0,012 | 0,007 | 0,006 | 0,005 |
| 21 | 0,093 | 0,053 | 0,022 | 0,015 | 0,013 | 0,009 | 0,006 | 0,005 | 0,004 |
| 22 | 0,083 | 0,046 | 0,018 | 0,013 | 0,011 | 0,007 | 0,004 | 0,004 | 0,003 |
| 23 | 0,074 | 0,040 | 0,015 | 0,010 | 0,009 | 0,006 | 0,003 | 0,003 | 0,002 |
| 24 | 0,066 | 0,035 | 0,013 | 0,008 | 0,007 | 0,005 | 0,003 | 0,002 | 0,002 |
| 25 | 0,059 | 0,030 | 0,010 | 0,007 | 0,006 | 0,004 | 0,002 | 0,002 | 0,001 |
| 26 | 0,053 | 0,026 | 0,009 | 0,006 | 0,005 | 0,003 | 0,002 | 0,001 | 0,001 |
| 27 | 0,047 | 0,023 | 0,007 | 0,005 | 0,004 | 0,002 | 0,001 | 0,001 | 0,001 |
| 28 | 0,042 | 0,020 | 0,006 | 0,004 | 0,003 | 0,002 | 0,001 | 0,001 | 0,001 |
| 29 | 0,037 | 0,017 | 0,005 | 0,003 | 0,002 | 0,002 | 0,001 | 0,001 | 0,000 |
| 30 | 0,033 | 0,015 | 0,004 | 0,003 | 0,002 | 0,001 | 0,001 | 0,000 | 0,000 |

Nota: Este fator é utilizado para o cálculo do valor atual conhecido um determinado valor futuro e a taxa de desconto.

Nota: Cada coluna da Tabela A-2 relaciona o valor atual de uma unidade monetária recebido ao final de um determinado ano.

Por exemplo: R\$1,00 que será recebido daqui há dez anos, considerando-se uma taxa de desconto de 6%a.a., tem um valor atual de R\$0,558.

Se o valor a ser recebido fosse R\$200,00, considerando o mesmo prazo e a mesma taxa de desconto, o valor atual seria R\$111,60.

Ou seja: $200 \times 0,558$ (o montante em reais multiplicado pelo fator encontrado na tabela).

Tabela A.3 – Fator do valor Atual de uma Série Uniforme (FVA)

| Ano | 2% | 3% | 4% | 5% | 6% | 7% | 8% | 10% | 12% | 15% | 20% |
|-----|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|------|------|------|------|
| 1 | 0,98 | 0,97 | 0,96 | 0,95 | 0,94 | 0,93 | 0,93 | 0,91 | 0,89 | 0,87 | 0,83 |
| 2 | 1,94 | 1,91 | 1,89 | 1,86 | 1,83 | 1,81 | 1,78 | 1,74 | 1,69 | 1,63 | 1,53 |
| 3 | 2,88 | 2,83 | 2,78 | 2,72 | 2,67 | 2,62 | 2,58 | 2,49 | 2,40 | 2,28 | 2,11 |
| 4 | 3,81 | 3,72 | 3,63 | 3,55 | 3,47 | 3,39 | 3,31 | 3,17 | 3,04 | 2,85 | 2,59 |
| 5 | 4,71 | 4,58 | 4,45 | 4,33 | 4,21 | 4,10 | 3,99 | 3,79 | 3,60 | 3,35 | 2,99 |
| 6 | 5,60 | 5,42 | 5,24 | 5,08 | 4,92 | 4,77 | 4,62 | 4,36 | 4,11 | 3,78 | 3,33 |
| 7 | 6,47 | 6,23 | 6,00 | 5,79 | 5,58 | 5,39 | 5,21 | 4,87 | 4,56 | 4,16 | 3,60 |
| 8 | 7,33 | 7,02 | 6,73 | 6,46 | 6,21 | 5,97 | 5,75 | 5,33 | 4,97 | 4,49 | 3,84 |
| 9 | 8,16 | 7,79 | 7,44 | 7,11 | 6,80 | 6,52 | 6,25 | 5,76 | 5,33 | 4,77 | 4,03 |
| 10 | 8,98 | 8,53 | 8,11 | 7,72 | 7,36 | 7,02 | 6,71 | 6,14 | 5,65 | 5,02 | 4,19 |
| 11 | 9,79 | 9,25 | 8,76 | 8,31 | 7,89 | 7,50 | 7,14 | 6,50 | 5,94 | 5,23 | 4,33 |
| 12 | 10,58 | 9,95 | 9,39 | 8,86 | 8,38 | 7,94 | 7,54 | 6,81 | 6,19 | 5,42 | 4,44 |
| 13 | 11,35 | 10,63 | 9,99 | 9,39 | 8,85 | 8,36 | 7,90 | 7,10 | 6,42 | 5,58 | 4,53 |
| 14 | 12,11 | 11,30 | 10,56 | 9,90 | 9,29 | 8,75 | 8,24 | 7,37 | 6,63 | 5,72 | 4,61 |
| 15 | 12,85 | 11,94 | 11,12 | 10,38 | 9,71 | 9,11 | 8,56 | 7,61 | 6,81 | 5,85 | 4,68 |
| 16 | 13,58 | 12,56 | 11,65 | 10,84 | 10,11 | 9,45 | 8,85 | 7,82 | 6,97 | 5,95 | 4,73 |
| 17 | 14,29 | 13,17 | 12,17 | 11,27 | 10,48 | 9,76 | 9,12 | 8,02 | 7,12 | 6,05 | 4,77 |
| 18 | 14,99 | 13,75 | 12,66 | 11,69 | 10,83 | 10,06 | 9,37 | 8,20 | 7,25 | 6,13 | 4,81 |
| 19 | 15,68 | 14,32 | 13,13 | 12,09 | 11,16 | 10,34 | 9,60 | 8,36 | 7,37 | 6,20 | 4,84 |
| 20 | 16,35 | 14,88 | 13,59 | 12,46 | 11,47 | 10,59 | 9,82 | 8,51 | 7,47 | 6,26 | 4,87 |
| 21 | 17,01 | 15,42 | 14,03 | 12,82 | 11,76 | 10,84 | 10,02 | 8,65 | 7,56 | 6,31 | 4,89 |
| 22 | 17,66 | 15,94 | 14,45 | 13,16 | 12,04 | 11,06 | 10,20 | 8,77 | 7,64 | 6,36 | 4,91 |
| 23 | 18,29 | 16,44 | 14,86 | 13,49 | 12,30 | 11,27 | 10,37 | 8,88 | 7,72 | 6,40 | 4,92 |
| 24 | 18,91 | 16,94 | 15,25 | 13,80 | 12,55 | 11,47 | 10,53 | 8,98 | 7,78 | 6,43 | 4,94 |
| 25 | 19,52 | 17,41 | 15,62 | 14,09 | 12,78 | 11,65 | 10,67 | 9,08 | 7,84 | 6,46 | 4,95 |
| 26 | 20,12 | 17,88 | 15,98 | 14,38 | 13,00 | 11,83 | 10,81 | 9,16 | 7,90 | 6,49 | 4,96 |
| 27 | 20,71 | 18,33 | 16,33 | 14,64 | 13,21 | 11,99 | 10,94 | 9,24 | 7,94 | 6,51 | 4,96 |
| 28 | 21,28 | 18,76 | 16,66 | 14,90 | 13,41 | 12,14 | 11,05 | 9,31 | 7,98 | 6,53 | 4,97 |
| 29 | 21,84 | 19,19 | 16,98 | 15,14 | 13,59 | 12,28 | 11,16 | 9,37 | 8,02 | 6,55 | 4,97 |
| 30 | 22,40 | 19,60 | 17,29 | 15,37 | 13,76 | 12,41 | 11,26 | 9,43 | 8,06 | 6,57 | 4,98 |

Nota: Este fator é utilizado para o cálculo do valor atual referente a uma série uniforme de valores futuros, a uma determinada taxa de desconto.
 Cada coluna da Tabela A-3 relaciona o valor atual de uma série uniforme de unidades monetárias, aplicada a uma taxa de juros, por um determinado período de anos.
 Por exemplo: O montante de R\$1,00 a se recebido durante um período de dez anos, considerando-se uma taxa de juros de 60%a.a, tem um valor atual de R\$7,36.
 Se o valor investido for de R\$1.200,00, considerando o mesmo prazo e a mesma taxa de juros, o valor futuro será de R\$8.832,00.
 Ou seja: 1.200,00x7,36 (o montante em reais multiplicado pelo fator encontrado na tabela).

Tabela A.4 – Fator de Recuperação de Capital (FRC)

| Ano | 2% | 3% | 4% | 5% | 6% | 7% | 8% | 10% | 12% | 15% | 20% |
|-----|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| 1 | 1,0200 | 1,0300 | 1,0400 | 1,0500 | 1,0600 | 1,0700 | 1,0800 | 1,1000 | 1,1200 | 1,1500 | 1,2000 |
| 2 | 0,5150 | 0,5226 | 0,5302 | 0,5378 | 0,5454 | 0,5531 | 0,5608 | 0,5762 | 0,5917 | 0,6151 | 0,6545 |
| 3 | 0,3468 | 0,3535 | 0,3603 | 0,3672 | 0,3741 | 0,3811 | 0,3880 | 0,4021 | 0,4163 | 0,4380 | 0,4747 |
| 4 | 0,2626 | 0,2690 | 0,2755 | 0,2820 | 0,2886 | 0,2952 | 0,3019 | 0,3155 | 0,3292 | 0,3503 | 0,3863 |
| 5 | 0,2122 | 0,2184 | 0,2246 | 0,2310 | 0,2374 | 0,2439 | 0,2505 | 0,2638 | 0,2774 | 0,2983 | 0,3344 |
| 6 | 0,1785 | 0,1846 | 0,1908 | 0,1970 | 0,2034 | 0,2098 | 0,2163 | 0,2296 | 0,2432 | 0,2642 | 0,3007 |
| 7 | 0,1545 | 0,1605 | 0,1666 | 0,1728 | 0,1791 | 0,1856 | 0,1921 | 0,2054 | 0,2191 | 0,2404 | 0,2774 |
| 8 | 0,1365 | 0,1425 | 0,1485 | 0,1547 | 0,1610 | 0,1675 | 0,1740 | 0,1874 | 0,2013 | 0,2229 | 0,2606 |
| 9 | 0,1225 | 0,1284 | 0,1345 | 0,1407 | 0,1470 | 0,1535 | 0,1601 | 0,1736 | 0,1877 | 0,2096 | 0,2481 |
| 10 | 0,1113 | 0,1172 | 0,1233 | 0,1295 | 0,1359 | 0,1424 | 0,1490 | 0,1627 | 0,1770 | 0,1993 | 0,2385 |
| 11 | 0,1022 | 0,1081 | 0,1141 | 0,1204 | 0,1268 | 0,1334 | 0,1401 | 0,1540 | 0,1684 | 0,1911 | 0,2311 |
| 12 | 0,0946 | 0,1005 | 0,1066 | 0,1128 | 0,1193 | 0,1259 | 0,1327 | 0,1468 | 0,1614 | 0,1845 | 0,2253 |
| 13 | 0,0881 | 0,0940 | 0,1001 | 0,1065 | 0,1130 | 0,1197 | 0,1265 | 0,1408 | 0,1557 | 0,1791 | 0,2206 |
| 14 | 0,0826 | 0,0885 | 0,0947 | 0,1010 | 0,1076 | 0,1143 | 0,1213 | 0,1357 | 0,1509 | 0,1747 | 0,2169 |
| 15 | 0,0778 | 0,0838 | 0,0899 | 0,0963 | 0,1030 | 0,1098 | 0,1168 | 0,1315 | 0,1468 | 0,1710 | 0,2139 |
| 16 | 0,0737 | 0,0796 | 0,0858 | 0,0923 | 0,0990 | 0,1059 | 0,1130 | 0,1278 | 0,1434 | 0,1679 | 0,2114 |
| 17 | 0,0700 | 0,0760 | 0,0822 | 0,0887 | 0,0954 | 0,1024 | 0,1096 | 0,1247 | 0,1405 | 0,1654 | 0,2094 |
| 18 | 0,0667 | 0,0727 | 0,0790 | 0,0855 | 0,0924 | 0,0994 | 0,1067 | 0,1219 | 0,1379 | 0,1632 | 0,2078 |
| 19 | 0,0638 | 0,0698 | 0,0761 | 0,0827 | 0,0896 | 0,0968 | 0,1041 | 0,1195 | 0,1358 | 0,1613 | 0,2065 |
| 20 | 0,0612 | 0,0672 | 0,0736 | 0,0802 | 0,0872 | 0,0944 | 0,1019 | 0,1175 | 0,1339 | 0,1598 | 0,2054 |
| 21 | 0,0588 | 0,0649 | 0,0713 | 0,0780 | 0,0850 | 0,0923 | 0,0998 | 0,1156 | 0,1322 | 0,1584 | 0,2044 |
| 22 | 0,0566 | 0,0627 | 0,0692 | 0,0760 | 0,0830 | 0,0904 | 0,0980 | 0,1140 | 0,1308 | 0,1573 | 0,2037 |
| 23 | 0,0547 | 0,0608 | 0,0673 | 0,0741 | 0,0813 | 0,0887 | 0,0964 | 0,1126 | 0,1296 | 0,1563 | 0,2031 |
| 24 | 0,0529 | 0,0590 | 0,0656 | 0,0725 | 0,0797 | 0,0872 | 0,0950 | 0,1113 | 0,1285 | 0,1554 | 0,2025 |
| 25 | 0,0512 | 0,0574 | 0,0640 | 0,0710 | 0,0782 | 0,0858 | 0,0937 | 0,1102 | 0,1275 | 0,1547 | 0,2021 |
| 26 | 0,0497 | 0,0559 | 0,0626 | 0,0696 | 0,0769 | 0,0846 | 0,0925 | 0,1092 | 0,1267 | 0,1541 | 0,2018 |
| 27 | 0,0483 | 0,0546 | 0,0612 | 0,0683 | 0,0757 | 0,0834 | 0,0914 | 0,1083 | 0,1259 | 0,1535 | 0,2015 |
| 28 | 0,0470 | 0,0533 | 0,0600 | 0,0671 | 0,0746 | 0,0824 | 0,0905 | 0,1075 | 0,1252 | 0,1531 | 0,2012 |
| 29 | 0,0458 | 0,0521 | 0,0589 | 0,0660 | 0,0736 | 0,0814 | 0,0896 | 0,1067 | 0,1247 | 0,1527 | 0,2010 |
| 30 | 0,0446 | 0,0510 | 0,0578 | 0,0651 | 0,0726 | 0,0806 | 0,0888 | 0,1061 | 0,1241 | 0,1523 | 0,2008 |

Nota: Este fator é utilizado para o cálculo do valor atual referente a uma série uniforme de valores futuros, a uma determinada taxa de desconto.

Cada coluna da Tabela A-4 relaciona o fator de recuperação de capital referente a uma unidade monetária investida no momento atual, a uma taxa de juros definida.

Por exemplo: R\$1,00 investido hoje, para ser recebido durante seis anos, considerando-se uma taxa de juros de 10%a.a., terá uma anuidade correspondente a R\$0,2296.

Se o valor investido for de R\$100,00, considerando o mesmo prazo e a mesma taxa de juros, o valor da anuidade será de R\$22,96.

Ou seja: $100 \times 0,2296$ (o montante em reais multiplicado pelo fator encontrado na tabela).

ÍNDICE REMISSIVO

A

Aceleração diferencial, 241
 Ácidos graxos, 439
 Afunda-flutua, 293
 Aglomeração, 501
 Aglutinante, 619
 Água de lavagem, 473
 Algoritmos genéticos, 795
 Altura da camada da espuma, 475
 Altura da zona de recuperação, 476
 Ambiente químico, 502
 Amido de milho, 395
 Amostra final, 20; 40
 Amostra primária ou global, 20
 Amostra, 19
 Amostradores, 33
 Amostragem aleatória, 23
 Amostragem estratificada, 24
 Amostragem sistemática, 24
 Amostragem, 20
 Análise de imagens, 80
 Análise de imagens quantitativa, 84
 Ângulo de contato, 351, 354
 Atrição, 423
 Avanços na separação magnética, 319

B

Balanço populacional, 770
 Banhados aeróbicos e anaeróbicos, 675
 Beneficiamento de carvão, 431
 Beneficiamento de fosfato, 431
 Beneficiamento de minério de ferro, 430
 Beneficiamento de minério, 3
 Beneficiamento de sulfetos, 432
 Bias, 463, 472
 Biossorção de íons, 657
 Bombardeamento iônico, 323
 Bombeamento, 420
 Bond, 118
 Britador cônico, 137
 Britador de impacto, 135
 Britador de mandíbulas, 133

Britador de rolo dentado, 136
 Britador de rolos, 138; 139
 Britador giratório, 134
 Britadores de Impacto Vertical, 139
 Britadores de mandíbulas, 133
 Britagem primária, 131
 Britagem secundária, 137
 Britagem terciária, 139
 Britagem, 131

C

Calha estrangulada, 249
 Calha simples, 247
 Camada de Stern-Gouy-Chapman, 376
 Camada difusa, 372
 Capacidade de carregamento, 463
 Capacidade de transporte e transbordo, 464
 Caracterização de minérios auríferos, 100
 Caracterização mineralógica dos minérios, 49
 Caracterização, 55
 Carvão ativado, 653
 Ciclone de meio denso, 289
 Cinética de flotação, 734
 Circuito de moagem, 165; 166
 Classificação, 193
 Classificador espiral, 205; 207
 Classificadores horizontais, 205
 Classificadores mecânicos, 205
 Classificadores verticais, 208
 Coagulação, 499
 Co-íon, 499
 Coleta, 412
 Coletores catiônicos, 443
 Coletores, 437
 Colunas canadenses, 461
 Colunas industriais, 462
 Compactação, 620
 Compostos iônicos, 362
 Compostos ionizáveis, 360
 Concentração micelar crítica, 365
 Concentrador centrífugo, 261
 Concentrador Reichert, 250

Condicionadores, 418
 Cone Reichert, 250
 Contra-íon, 499
 Conversão estereológica, 95
 Custo de administração, 822
 Custo de transporte, 824
 Custo, 489
 Custo-benefício, 836
 Custos de comercialização e produção, 823

D

Densidade iônica da molécula, 513
 Densidade, 630
 Depósitos minerais, 10
 Diâmetro de corte, 594
 Difração de raios-X, 66
 Difusão browniana, 542
 Dimensionamento de britadores, 139
 Dimensionamento de equipamentos, 225
 Dimensionamento de moinhos, 174
 Dimensionamento de peneiras, 224
 Drenagem ácida, 645
 DWP, 290
 Dynawhirlpool, 290

E

Efeito do pH, 515
 Efeitos da viscosidade em ciclone, 553
 Eficiência da concentração gravítica, 245
 Eficiência de peneiramento, 224
 Eletrização por indução, 322
 Eletrizações por contato ou atrito, 321
 Entalpia H, 343
 Entulhos, 711
 Equipamentos gravíticos, 247
 Erro de amostragem, 21
 Erro de preparação, 22
 Erros, 31
 Escala de Richard, 218
 Escala Tyler, 218
 Escalas granulométricas, 217; 218; 219
 Escalas, Tyler, Richards e ISO, 219
 Escoamento em meio poroso, 578
 Especificações de equipamentos, 820
 Espectro de liberação, 86
 Espessador convencional contínuo, 586
 Espessadores, tipos de, 583
 Espiral, 257
 Espumantes, 443

Estado particulado, 726

F

Fatores que afetam a sedimentação, 581
 Ferro-silício, 276
 Filtro prensa, 600
 Filtro rotativo a vácuo, 606
 Flocculação, 501
 Flotação iônica, 664
 Fluidodinâmica da partícula, 573
 Fluidos paramagnéticos, 275
 Fluxo de caixa, 826; 827
 Força entre partículas, 541
 Forças de cisalhamento, 245
 Fosfatos, 394
 Função densidade de distribuição, 745
 Função distribuição condicional, 754
 Função distribuição conjunta, 752

G

Ganga, 3
 Gradiente de campo, 310
 Grandezas magnéticas, 305
 Grelhas fixas, 220
 Grelhas rotativas, 222
 Grelhas vibratórias, 222

H

Heterogeneidade de constituição, 22
 Heterogeneidade de distribuição, 22
 Hidrociclone, 207; 209; 259
 Hidrodinâmica, 536
 Hidrofobicidade, 350
 Hidrofobilidade, 411
 Histórico, 7
 Hold up, 463
 Homogeneização e quarteamento, 34

I

Identificação dos minerais, 64
 Imagem de elétrons retro-espalhados, 91
 Incremento, 20
 Índice de Bond-work index, 118
 Indução magnética, 306
 Instrumentação e controle, 424
 Inteligência artificial, 787
 Intensidade de campo, 317
 Interações eletrostáticas, 510
 Interações hidrofóbicas, 509

J

Jazidas minerais, 10

Jigue, 254

L

Lavra, 640

Lei de Bond, 118

Lei de Bragg, 67

Lei de Kick, 118

Lei de Newton, 539

Lei de Ritinger, 117

Lei de Stokes, 539

Leis da fragmentação, 117

Liberação, 84; 86; 96; 99; 730

Ligação de hidrogênio, 509

Ligação química, 341

Ligações coordenadas, 510

Ligações, covalente, iônica e metálica, 340

Líquidos orgânicos, 273

Lixo, 710

Lógica Fuzzy, 791

Lote, 20

M

Máquinas de flotação, 415

Massa mínima (tabela Richard), 49

Massa mínima de amostra, 26

Materiais alternativos, 654

Materiais diamagnéticos, 307

Materiais ferromagnéticos, 307

Materiais paramagnéticos, 307

Matrizes ferromagnéticas, 311

Meio ambiente, 13

Meio estático, 282

Meio moedor, 166

Mesa oscilatório, 256

Mesa plana, 252; 253

Método Rietveld, 76

Microbolhas, 661

Microscopia eletrônica de varredura, 69

Microscopia óptica, 64

Minerais metálicos, 11

Minerais não-metálicos, 11

Mineral Minério, 3

Mineral, 3

Minério, 3

Minérios de ferro, 395

Mistura, 620

Moagem autógena completa, 184

Moagem autógena parcial, 185

Moagem autógena, 184

Moagem semi-autógena, 184

Moagem, 152; 153

Modelo de Bockris, 379

Modelo do minério, 725

Modelo Ostwald, 556

Modelos empíricos, 546

Modificadores orgânicos, 363

Modulação da coleta, 413

Moduladores da coleta, 446

Moinho cilíndrico, 156

Moinho de barras, 156

Moinho de disco, 169

Moinho vibratório, 169

Moinhos de martelos, 168

Moinhos de bolas, 157

Moinhos de discos, 169

Moinhos de rolos de alta pressão, 171

Moinhos vibratório, 169

Movimentos das partículas suspensas, 592

N

Número de Reynolds, 537

Número mínimo de células, 436

P

Padronização das células, 436

Pelotização, 617

Peneiras fixas, 221

Peneiras rotativas, 223

Peneiras vibratórias, 223

Porcentagem de sólidos, 436

Pernabilidade magnética, 306

pH, 515

Plano de amostragem, 23

Plano de Gibbs, 346

Potenciais termodinâmicos, 343

Potencial químico, 344

Potencial zeta, 380

Preparação da amostra, 57

Princípios de fragmentação, 114

Produtos de síntese, 445

Produtos naturais, 444

Propriedades do meio denso, 278

Propriedades físicas das partículas, 733

Q

Quantificação dos minerais, 74

Química de interfaces, 339

R

Receita, 831

Recuperação, 488

Redes neuronais artificiais, 793

Regimes de operação do moinho, 155

Reguladores, 446

Reologia, 536

Resíduos, 707

Resistência à abrasão, 629

Resistências à compressão, ao impacto, à

Ação da água, 628

Rietveld, 76

S

Salinidade, 514

Scale up, 489

Sedimentação em queda impedida, 201

Sedimentação em queda livre, 197

Separação em líquidos densos, 59

Separação magnética, 62

Separador de cone, 284

Separador de tambor, 285

Separador Drewboy, 287

Separador Norwalt, 288

Separador Teska, 286

Separador tri-flo, 292

Separadores eletrodinâmicos, 324

Simulação de liberação, 99

Simulador, 722

Sinterização, 616

Sistema de aeração, 467

Sistemas especialistas, 798

Sistemas hidrodinâmicos, 503

Social, 13

Soluções de sais orgânicos, 273

Student, 43

Sulfetos de cobre, 391

Sulfonatos, 441

Supercondutores, 319

Superfície mineral, 512

Surfactante, 358

Susceptibilidade magnética, 306

Suspensão Fe/Si, 279

T

Tamanho da amostra primária, 24

Tamanho da molécula, 512

Tamanho de partículas, 727

Tamanhos das bolhas, 471

Tamanhos dos corpos moedores, 163

Taxa de cisalhamento, 543

Técnica de amostragem, 31

Temperatura de choque, 629

Tempo de filtração, 601

Tempo de residência, 467

Tensão de cisalhamento, 543

Tensão superficial, 345

Teor, 488

Teoria da filtração, 597

Teoria de Pierre Gy, 27

Terminologia, 414

Tio-compostos, 358

Tipos de equipamentos, 219

Tipos de moinhos, 186

Tipos de viscosímetros, 547

Tratamento da amostra primária, 26

Tratamento térmico, 623

V

Valor atual equivalente, 841

Vazão de ar, 469

Velocidades superficial, intersticial, relativa, 463

Viscosidade na moagem, 559

Volume de ar, 436

Volume útil da célula, 436

W

WI de Bond, 120

WI de minerais materiais, 120

X

Xantatos, 440

Y

Young-Dupré, 353

Z

Zona de coleta, 462

Zona de limpeza, 462