

## SEPARAÇÃO SÓLIDO-LÍQUIDO

**Silvia Cristina Alves França**

Eng. Química pela UFS, Mestre e Doutora em  
Engenharia Química pela COPPE-UFRJ  
Tecnologista Sênior do CETEM/MCTIC

**Giulio Massarani (*in memoriam*)**

Eng. Químico pela Universidade do Brasil, Doutor pela  
Université de Toulouse, França  
Professor Titular do PEQ-COPPE-UFRJ



## INTRODUÇÃO

---

A maioria dos processos de beneficiamento mineral e metalúrgicos ocorre na presença de água devido às vantagens inerentes ao processamento a úmido (separação, transporte, dentre outras). Entretanto, essa necessidade por água tem se tornado uma importante preocupação no setor, especialmente em termos de conservação, tratamento e reuso. Nesse contexto, as operações de desaguamento, como espessamento e filtração, baseadas na separação sólido-líquido ganham maior importância, sendo consideradas essenciais em um fluxograma de beneficiamento mineral, porque, além da complexidade de algumas operações de separação, têm-se também os elevados investimentos de capital e manutenção associados aos equipamentos utilizados.

O projeto de um equipamento para realização da separação das fases sólida e líquida depende das necessidades específicas do processo, bem como das características da alimentação. Sabe-se que dois objetivos básicos deverão ser atendidos em um processo de separação sólido-líquido, quais sejam: a produção de um sólido desaguado e a produção de um líquido clarificado, com características que permitam, preferencialmente, a sua recirculação direta ou que demande tratamentos simples e de baixo custo. Nesse capítulo, serão abordadas as operações de desaguamento, com ênfase na obtenção de concentrados espessados de minério ou tortas de filtração.

Quando se trabalha com polpas minerais, é importante que a operação de separação sólido-líquido seja escolhida mediante a observação de características da polpa, como distribuição granulométrica e concentração de sólidos. As polpas com baixas concentrações de sólidos e granulometria fina geralmente requerem algum tipo de pré-tratamento (agregação e concentração) antes da etapa de desaguamento; já as com maior concentração podem ser processadas diretamente nos equipamentos de desaguamento propriamente ditos.

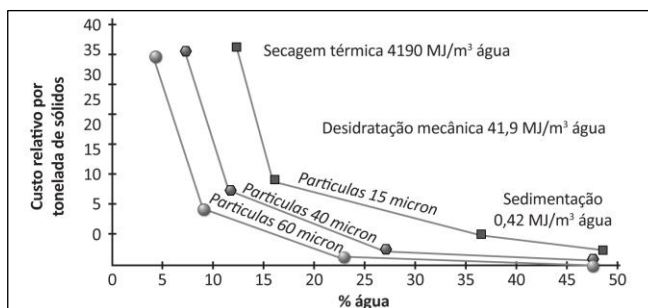
Entretanto, existe uma variedade de equipamentos de separação sólido-líquido que podem ser utilizados nas plantas de beneficiamento mineral. A sua escolha dependerá da resposta a algumas questões, como reportado por Silverblatt e Easton (2002):

- objetivos do processo de separação e qual o efeito da eficiência desse processo no fluxograma de beneficiamento;
- tipo da operação, se contínua ou em batelada;
- deve-se saber qual a sua vazão de alimentação, concentração de sólidos, distribuição granulométrica e densidade dos sólidos da polpa de minérios;

- necessidade de pré-tratamento da polpa, como coagulação/floculação, tipo de reagentes a serem utilizados (orgânicos ou inorgânicos) e características de resistência requeridas para os flocos;
- quantidade de sólidos solúveis e umidade final requerida para a torta de filtração;
- para a fase líquida, deve-se saber qual a turbidez requerida e a quantidade de sólidos dissolvidos, além da necessidade e adequação de auxiliares de filtração.

A compreensão do processo permitirá uma avaliação detalhada das operações disponíveis para o atendimento a um determinado fluxograma de beneficiamento. Deve-se, contudo, ter sempre em mente que os custos operacionais – equipamentos e processo – devem ser levados em consideração na concepção de um fluxograma de beneficiamento. Por exemplo, em um processo de desaguamento existe uma escala de custo por operação unitária, o qual aumenta à medida que se torna mais difícil remover a água da polpa de minérios.

A Figura 1 ilustra a variação de custos das operações de desaguamento e a sua dependência com o tamanho das partículas presentes no processo, bem com o tipo de equipamento utilizado.

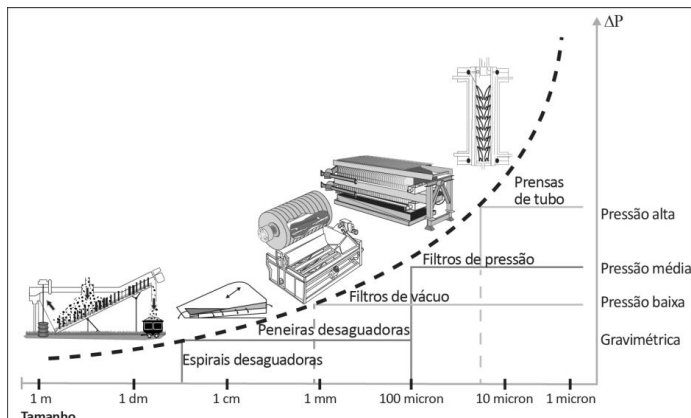


**Figura 1.** Custo da operação unitária para desaguamento em função do tamanho das partículas presentes na polpa (adaptado de METSO CORPORATION, 2015).

As curvas representam o custo relativo por operação unitária para reduzir a quantidade de água de uma polpa mineral em um processo de beneficiamento. Também, neste caso, alguns questionamentos devem ser respondidos para auxiliar na definição do fluxograma e do custo final de beneficiamento, por exemplo:

- o desaguamento poderá ser obtido apenas por espessamento?
- caso haja necessidade de uso de filtros, dar a preferência aos filtros a vácuo e utilizar os de pressão apenas quando a umidade final requerida for muito baixa;
- qual o máximo de eficiência de desaguamento que pode ser obtida nos filtros para que a energia gasta em processos térmicos (secagem) seja minimizada?

As operações de desaguamento mecânico são dependentes da granulometria dos sólidos e podem ser utilizadas conforme o diagrama apresentado a seguir na Figura 2.



**Figura 2.** Tipos de equipamento de desaguamento em função do tamanho de partícula a ser separada (adaptado de METSO CORPORATION, 2006).

### Fatores a Serem Considerados na Escolha da Operação de Separação Sólido-Líquido

Dependendo do tipo de produto que se deseja obter, as operações de separação sólido-líquido devem ser escolhidas com base no atendimento de algumas exigências operacionais, como descrito a seguir, de acordo com Silverblatt e Easton (2002).

#### *Capacidade Requerida*

A escolha de equipamentos de separação sólido-líquido está diretamente relacionada à capacidade de processo requerida. Para processos com baixa capacidade de alimentação e produção, geralmente a operação de filtragem, contínua ou em batelada, é a mais adequada, enquanto nos casos em que são requeridas maiores capacidades opta-se pelo espessamento. A decisão pelo tipo de operação unitária a ser empregada no processo está relacionada também aos custos operacionais. Neste caso, os espessadores têm prioridade sobre os filtros, devido ao seu baixo custo operacional e menor demanda operacional e de manutenção, ainda que necessitem de grandes áreas para serem instalados.

#### *Distribuição de Tamanhos e Forma das Partículas*

Essa variável é uma das mais importantes na determinação da eficiência e custo dos processos de separação sólido-líquido. Quando a polpa de minérios a ser tratada contém grande quantidade de partículas finas ou ultrafinas, a atenção dedicada à medida da área superficial específica passa a ser mais significativa.

Deve-se atentar para a consideração de que quanto mais finas as partículas da polpa a ser tratada, menores serão a capacidade e a eficiência de separação e mais restrita será a escolha do equipamento. Ainda deve ser considerado que a distribuição

de tamanho de partículas com faixa estreita de partículas ultrafinas é mais fácil de ser tratada do que as que apresentam distribuição mais alargada. Como exemplo, cita-se a produção do hidrato de alumínio, na produção de alumina, em que um percentual das partículas provenientes dos tanques de cristalização retorna como semente para os mesmos tanques, até que se obtenha o tamanho adequado dos cristais (mais grossos) para os processos subsequentes de desagumamento.

No caso de suspensões/polpas minerais contendo partículas menores do que 10  $\mu\text{m}$ , especialmente na fração argila ( $<2 \mu\text{m}$ ), o processo de separação sólido-líquido é extremamente afetado pelo efeito de dispersão das partículas, causado pelo movimento browniano característico dos colóides, o qual dificulta a sedimentação. Nestes casos, deve-se avaliar a necessidade de agregação prévia das partículas, por meio de coagulação/floculação, antes de submetê-las à operação de separação propriamente dita. A presença de partículas ultrafinas tem efeito nas eficiências de espessamento, reduz as taxas de filtração e pode acumular mais umidade do que a desejada nas tortas oriundas da filtração. Por isso, a importância do pré-tratamento dessas polpas.

Quanto à forma, as partículas podem influenciar na eficiência dos processos de separação sólido-líquido à medida que se distanciam da forma esférica. Partículas com forma lamelar são indesejadas, por exemplo, no processo de filtração, por formarem tortas com baixa permeabilidade e, por conseguinte, baixas taxas de filtração. As partículas com formato mais alongado (semelhante a agulhas) também causam problemas à formação de torta de filtração, pois podem entupir os poros do meio filtrante (tecido), impedindo a permeação do líquido.

Como exemplo, cita-se o caso de polpas de minério de ferro, que, devido à granulometria grossa e à alta densidade do minério, podem aglomerar-se no fundo dos espessadores, tornando-se de difícil remoção. Para driblar esse tipo de dificuldade operacional, deve-se optar por polpas de minérios com menores concentrações de sólido, maiores velocidades de rotação e desenho apropriado dos raspadores.

#### *Agregação das Partículas (coagulação e floculação)*

Os processos de agregação de partículas, que têm papel importante na melhoria da eficiência das operações de separação sólido-líquido, são convencionalmente descritos pelos mecanismos de coagulação e floculação. Esses processos, já abordados detalhadamente no Capítulo 12, são diferenciados pelo tipo de composto químico utilizado para a aglomeração das partículas.

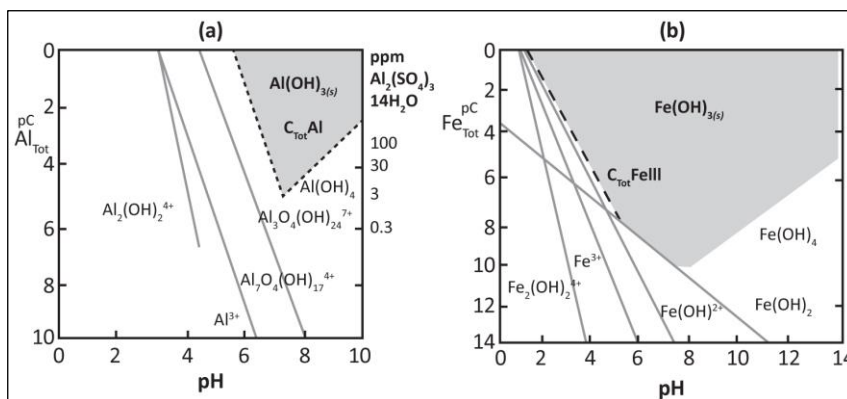
Historicamente, as primeiras operações de separação sólido-líquido com auxílio de aditivos químicos datam de 2.000 a.C. e são atribuídas aos povos romanos e egípcios, inspirados pela necessidade de tratamento de água de rios contendo material argiloso em suspensão, para utilização humana. Reporta-se que os primeiros aditivos foram óxidos de cálcio e de alumínio, utilizados nos processos de clarificação de água.

A aplicação crescente dos mecanismos de agregação nos mais diversos processos industriais promove, ao longo do tempo, o aprimoramento dos reagentes químicos inorgânicos e orgânicos utilizados, bem como do conhecimento científico que envolve os fenômenos da dupla camada elétrica do material particulado em meio aquoso.

Pearse (2003) descreve a coagulação como a neutralização das cargas superficiais das partículas, permitindo que estas sejam aproximadas por meio da ação de contra-íons inorgânicos adsorvidos na superfície das partículas ou por forças eletrostáticas. Para a floculação, a definição é relativa à formação de uma estrutura fibrosa entre as partículas – semelhante a um novelo de lã – por meio da adição de polímeros orgânicos de cadeia carbônica média ou longa, com ou sem o fenômeno de neutralização de carga superficiais.

Na indústria mineral, os coagulantes sulfato de alumínio ( $\text{Al}_2\text{SO}_3$ ) e sulfato férrico ( $\text{Fe}_2\text{SO}_3$ ) dominam o mercado dos inorgânicos para aplicação em processos e separação com baixas concentrações de sólidos – processos de clarificação – devido à grande capacidade de hidrólise destes sais. O óxido de cálcio ( $\text{CaO}$ ), líder de utilização nas operações de separação envolvendo altas concentrações de sólidos, é considerado um dos compostos químicos mais efetivos no processamento mineral. Além de coagular as partículas suspensas, também promove o aumento do pH da polpa, deprime minerais de ferro, mantém os íons cianeto em solução, além de promover a remoção dos carbonatos, devido à causticidade do meio.

A aplicação efetiva dos coagulantes pode ser melhor compreendida pela análise dos diagramas de solubilidade de equilíbrio das espécies  $\text{Fe}^{3+}$  e  $\text{Al}^{3+}$  (PEARSE, 2003), apresentado na Figura 3.



**Figura 3.** Diagrama de solubilidade de equilíbrio para os sais de ferro e alumínio (PEARSE, 2003).

Os floculantes são polímeros orgânicos responsáveis por criar pontes entre as partículas de uma suspensão, permitindo um aumento no seu diâmetro efetivo e, conseqüentemente, nas taxas de separação sólido-líquido. A floculação não acontece imediatamente após a adição da solução polimérica, havendo a necessidade de tempo

para que a solução viscosa seja adsorvida na superfície das partículas. A eficiência dessa adsorção está diretamente relacionada à tensão de cisalhamento (velocidade de agitação) aplicada à suspensão durante a adição do floculante.

Além dos polímeros convencionais, também conhecidos como polieletrólitos (tipo poliacrilamidas), uma nova família de polímeros ganha espaço no mercado dos floculantes: são as moléculas com estrutura única (*UMA – unique molecular architecture*), como mostrado no trabalho de Weir e Moody (2003) e Pearse (2003). Segundo os autores, o ganho na eficiência de floculação deve-se à maior facilidade na dispersão das moléculas do polímero na polpa e à maior resistência do floco formado. Os floculantes à base de polímeros naturais, como quitosana e ácido húmico, também têm apresentado crescente aplicação na operação de clarificação para recuperação de água de processo devido à maior degradabilidade no meio ambiente (LOAYZA, 2015; FRANÇA et al., 2015).

Loayza (2015) avaliou a eficiência dos polímeros naturais em polpas diluídas de rejeito de níquel e lama vermelha, utilizando como variável resposta a turbidez do sobrenadante, com foco no atendimento às normas ambientais para reúso da água, a CONAMA 357/2005. Os rejeitos foram tratados em pH natural para a redução de custos operacionais; os resultados de remoção de turbidez chegaram a 90%, com valores abaixo de 40 NTU para os sobrenadantes de rejeito de níquel (pH=6,7) e de lama vermelha (pH=12).

Os flocos - agregados de partículas e água - terão comportamento diferente do das partículas individuais. Portanto, para a previsão das taxas de sedimentação de polpas floculadas faz-se necessário o conhecimento do fator de forma e da densidade da nova “fase sólida”, os quais são, geralmente, determinados por métodos empíricos de elevada complexidade (FRANÇA et al., 1997; PARSAPOUR et al., 2014). A dimensão fractal, variável relacionada ao fator de forma dos flocos, foi inserida recentemente nos modelos e simulações do espessamento (BIGGS, 2000). Considerando que o floco é o resultado da agregação sucessiva de duas partículas, Biggs concebeu a estrutura fractal dos flocos, permitindo avaliar o nível de compactação do sedimento floculado. Por meio da equação empírica de Gregory (2009), é possível calcular o número de partículas primárias que formam o floco ( $n_{pF}$ ), que é denominado número de agregado, como apresentado na Equação [1]:

$$n_{pF} = (1,33 \pm 0,10) \cdot \left( \frac{d_F}{d_p} \right)^{D_m}, \quad [1]$$

na qual:

$d_F$  diâmetro fractal do floco;

$d_p$  diâmetro equivalente da partícula; e

$D_m$  dimensão fractal do floco.



A grande dificuldade na determinação destas variáveis é a sua dependência, não apenas do tipo de floculante utilizado, mas também das condições físico-químicas sob as quais ocorre a floculação (MIERCZYNSKA-VASILEV et al., 2013; LOAYZA, 2015; CAMPÊLO et al., 2017).

Embora tenha efetiva participação na melhoria da eficiência de processos de separação sólido-líquido, a utilização dos agentes aglomerantes deve ser fortemente considerada na concepção dos equipamentos para evitar erros de escalonamento, quando se utilizam os resultados de laboratório para o escalonamento e projeto de unidades industriais. Usher et al. (2009) mostraram que as discrepâncias observadas entre os valores preditos e reais de eficiência dos processos de separação podem estar embutidas na variação das características dos flocos, devido aos processos de cisalhamento e empacotamento aos quais são submetidos durante a operação de separação de fases.

#### *Concentração de Sólidos na Polpa*

A concentração de sólidos na polpa tem importância na escolha dos equipamentos de separação sólido-líquido, pois, geralmente, estas operações antecedem as etapas de desaguamento. Dessa forma, suspensões diluídas necessitarão de concentração prévia, geralmente em espessadores, antes de serem submetidas ao desaguamento final. Entretanto, se há a necessidade de floculação das partículas, é importante lembrar que polpas com concentração de sólido elevada não apresentam bom comportamento frente à floculação; polpas mais diluídas permitem a floculação mais eficiente, com flocos de mais fácil sedimentação e desaguamento.

Um exemplo da influência da concentração de sólidos é citado por Silverblatt e Easton (2002) para uma planta de lavagem de finos de carvão. A elevada concentração de sólidos na polpa dificultou o processo de floculação das partículas, o que resultou em baixa eficiência do espessador quanto às taxas de sedimentação, concentração de sólidos no *underflow*, arraste de sólidos no *overflow*. Segundo os autores, a solução do problema foi obtida com a diluição da polpa antes da floculação, utilizando o líquido clarificado do próprio espessador.

#### **Geometria dos Equipamentos de Separação**

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. Já a altura de polpa no tanque não altera a taxa de sedimentação nem a concentração de sólidos na lama ao final do teste. Entretanto, 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.

Dessa forma, considerando as diversas opções oferecidas pelas operações unitárias de separação sólido-líquido, esse capítulo apresenta aspectos importantes relacionados ao projeto e à análise do desempenho de alguns equipamentos tradicionais para o espessamento e a filtração.

No que se refere ao espessamento, será abordada a sedimentação contínua no campo gravitacional, para espessadores tipo Dorr, nas configurações convencional, de alta taxa, de alta densidade e espessadores de pasta. A filtração de suspensões, que também será abordada no capítulo, se restringirá aos filtros-prensa e rotativo, nos quais se considera a operação descontínua e sob pressão de algumas atmosferas, no primeiro caso, e continuamente e sob vácuo, no segundo.

Para o melhor entendimento do comportamento das fases sólida e líquida em cada operação unitária de separação, serão abordados os aspectos fluidodinâmicos aos quais estão submetidos os sistemas particulados, além dos fundamentos da teoria sobre o escoamento em meios porosos. Finalmente, serão apresentadas as operações de espessamento e filtragem, com exemplos práticos da sua aplicação.

### 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 é dada pela equação empírica (MASSARANI, 2002):

$$v = \frac{\mu_f}{D_p \rho_f} \left[ \left( k_1 \frac{c_D Re^2}{24} \right)^{-1,20} + \left( \frac{c_D Re^2}{k_2} \right)^{-0,60} \right]^{-0,83} \quad [2]$$

onde:

$\rho_f$  densidade do fluido;

$\mu_f$  viscosidade do fluido;

Re número de Reynolds; e

$C_D$  coeficiente de arraste da partícula, dados pelas expressões a seguir:

$$Re = \frac{\rho_f v D_p}{\mu_f}$$

$$c_D Re^2 = \frac{4}{3} \frac{\rho_f (\rho_s - \rho_f) b D_p^3}{\mu_f^2}$$

$$k_1 = 0,843 \log_{10} \frac{\phi}{0,065} \quad \text{e} \quad k_2 = 5,31 - 4,88 \phi$$

Neste resultado, a partícula é caracterizada pela sua densidade  $\rho_s$ , diâmetro da esfera com igual volume que o da partícula,  $D_p$  diâmetro volumétrico, e pelo fator de forma  $\phi$ , ou esfericidade, expressos pelas Equações [3] e [4], respectivamente:

$$V_p = \frac{\pi D_p^3}{6} \quad [3]$$

$$\phi = \frac{\text{superfície da esfera com o volume da partícula}}{\text{superfície da partícula}} \quad [4]$$

A intensidade do campo exterior  $b$ , gravitacional ou centrífugo, na direção perpendicular ao campo de velocidades tangenciais do fluido  $u_\theta$  toma, respectivamente, a forma:

$$b = g \quad [5]$$

$$b = r u_\theta^2, \quad [6]$$

em que  $r$  é a posição radial da partícula em relação ao eixo de rotação do sistema.

Cabe, ainda, mencionar que o resultado expresso pela Equação [2] encerra a bem conhecida equação de Stokes, válida para o deslocamento lento e isolado de uma partícula esférica, quando o número de Reynolds é menor que 0,5, como apresentado na Equação [7]:

$$v = \frac{(\rho_s - \rho_f) g D_p^2}{18 \mu_f} \quad [7]$$

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):

$$\frac{v}{v_\infty} = \epsilon_f^n \quad [8]$$

na qual:

$v_\infty$  velocidade terminal da partícula isolada;

$\epsilon_f$  fração volumétrica de fluido; e

$n$  parâmetro que depende do número de Reynolds da partícula isolada.

Na Tabela 1, encontram-se os valores de  $n$  usados para o cálculo da velocidade terminal de sedimentação da partícula, sob diferentes regimes de escoamento.

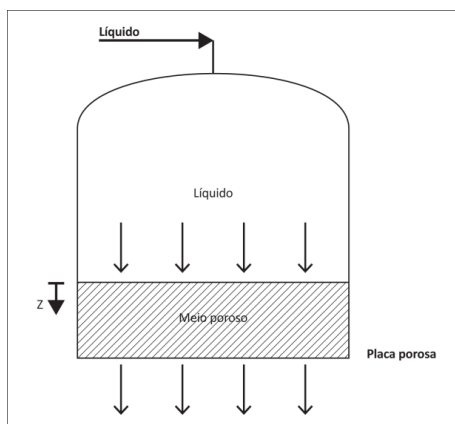
**Tabela 1.** Valores de  $n$  usados para o cálculo da velocidade terminal de sedimentação da partícula, em função do número de Reynolds (MASSARANI, 2002).

$Re = \frac{D_p v_{\infty} \rho_f}{\mu_f}$	$Re < 0,2$	$0,2 \leq Re \leq 1$	$1 \leq Re \leq 500$	$Re > 500$
$n$	3,65	$4,35 Re_{\infty}^{-0,03}$	$4,45 Re_{\infty}^{-0,1}$	1,39

### Escoamento em Meios Porosos

As operações de espessamento e filtragem de suspensões ou polpas levam à formação de sedimentos e tortas 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 4.

**Figura 4.** Escoamento de líquido através de um meio poroso.

As equações básicas do escoamento de um líquido em um meio poroso, dentro das simplificações feitas tradicionalmente, são (MASSARANI, 2002):

$$\text{para a fase líquida:} \quad -\frac{dP_f}{dz} = m - \rho_f g \quad [9]$$

$$\text{para a fase particulada:} \quad -\frac{dP_s}{dz} = -m - \epsilon_s (\rho_s - \rho_f) g \quad [10]$$

com:

$P_s$  pressão exercida sobre a fase sólida;

$P_f$  pressão exercida sobre a fase fluida;

$g$  aceleração da gravidade; e

$m$  força resistiva fluido-partícula (por unidade de volume do sistema particulado).

A força resistiva é dada pela Equação [11] e seus termos pelas Equações [12], [13] e [14]:

$$m = \frac{\mu_f}{k} q_f \quad [11]$$

$$q_f = \frac{Q_f}{A} \quad [12]$$

$$k = \frac{(D_p^2 \phi)}{180} \frac{(1 - \epsilon_s)^3}{\epsilon_s^2} \quad [13]$$

$$\epsilon_s = f(p_s) \quad [14]$$

Nesta formulação, tem-se:

$q_f$  velocidade superficial de fluido;

$Q_f$  vazão volumétrica;

$A$  área da seção transversal ao escoamento;

$\epsilon_s$  fração volumétrica de sólido;

$k$  permeabilidade do meio poroso;

$\phi$  esfericidade; e

$D_p$  diâmetro da partícula.

A Equação [11] exprime a Lei de Darcy, válida para o escoamento lento através do meio poroso, e a Equação [14] permite levar em conta a compressibilidade do sedimento.

Combinando-se as Equações [9] e [10] tem-se:

$$-\left(\frac{dp_f}{dz} + \frac{dp_s}{dz}\right) = -[\rho_f + \epsilon_s(\rho_s - \rho_f)]g = -(\epsilon_f \rho_f + \epsilon_s \rho_s)g = -\rho_M g \quad [15]$$

onde:

$\rho_M$  densidade do sistema particulado; e

$\epsilon_f$  fração volumétrica de fluido, dada pela expressão  $\epsilon_f = 1 - \epsilon_s$ .

A integração da Equação [19] leva ao resultado

$$P_s(z) = P_f(0) - P_f(z) + \rho_M g z \quad [16]$$

evidenciando que:

- a pressão sobre o fluido aumenta no sentido do escoamento do fluido;
- a pressão sobre o sólido aumenta com a vazão de líquido - Equações [9], [11] e [16].

Concha (2014), em livro dedicado às operações de separação sólido-líquido na indústria mineral, apresenta, de forma detalhada, os fundamentos matemáticos da teoria de misturas e do escoamento através de meios porosos rígidos (incompressíveis) que permite a compreensão matemática e física dos fenômenos envolvidos nas operações unitárias com sistemas particulados.

## 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, possibilitando que o processo seja 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.

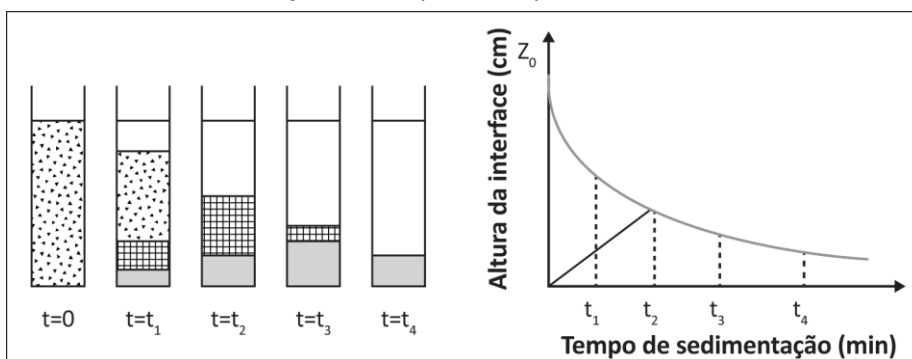
Na literatura, costuma-se classificar os sedimentadores em dois tipos: os espessadores e os clarificadores. Os espessadores têm como produto de interesse o sólido e são caracterizados pela produção de material espessado, com alta concentração de sólidos. Já os clarificadores têm como produto de interesse o líquido sobrenadante e se caracterizam pela produção de material com baixas concentrações de sólidos. Industrialmente, os espessadores são os mais utilizados e operam, geralmente, em regime contínuo. Tais equipamentos podem ser construídos em aço ou concreto armado, sendo os primeiros mais indicados para diâmetros menores, devido ao custo (CONCHA, 2014; CHAVES, 2013).

Na indústria mineral, os espessadores são largamente utilizados para as seguintes finalidades:

- obtenção de polpas com concentrações adequadas a um determinado processo subsequente, por exemplo na elevação da percentagem de sólidos de uma polpa de minério de ferro, de 45 para 70%, para ser bombeada através de um mineroduto; neste caso, são considerados espessadores de concentrado;
- espessamento de rejeitos com concentração de sólidos elevada, visando transporte e descarte mais eficazes;
- recuperação de água para reciclo industrial; atualmente, a maioria dos espessadores de concentrado e de rejeito é usada, também, com a finalidade de recuperar o fluxo de sobrenadante, como água de recirculação para o processo de beneficiamento de minérios; esta aplicação, cada vez mais frequente, decorre da necessidade de adoção de processos mais sustentáveis na atividade mineral (HENRIKSSON, 2005; CHAVES, 2013; FRANÇA et al., 2017);
- recuperação de sólidos ou solução de operações de lixiviação, utilizados em processos hidrometalúrgicos.

A operação de sedimentação é baseada em fenômenos de transporte, em que 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 5. Durante esse teste, pode ser observada a coexistência 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 e 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, sendo notada a variação da concentração de sólidos ao longo dessa região, devido à desaceleração sofrida por essas partículas.



**Figura 5.** Ilustração das etapas do ensaio de sedimentação descontínua (teste de proveta) e curva típica resultante.

No início do ensaio ( $t=0$ ), a polpa 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. A região é formada por partículas mais pesadas e com maior velocidade de sedimentação. As partículas mais finas sedimentam mais lentamente e não há interação entre elas (há apenas a resistência da fase líquida), 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, na parte superior da proveta.

Com o decorrer do ensaio 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 (região de compactação) e uma região de líquido clarificado. A partir deste ponto, o processo consiste

em uma compressão lenta dos sólidos, que promove a expulsão do líquido existente entre as partículas, e o seu deslocamento ascendente para a região de líquido clarificado. O deslocamento do líquido permite a acomodação das partículas sólidas e a consolidação do leito, que podem ser observadas por meio de uma pequena redução na altura da região de compactação.

### **Tipos de Espessadores**

A capacidade de uma unidade de espessamento é diretamente proporcional à sua área e usualmente determinada em função da taxa de sedimentação dos sólidos na suspensão, que independe da altura de líquido. Durante o processo de sedimentação, a polpa passa através de zonas nas quais a concentração de sólidos é variável, da alimentação e da descarga final. Consequentemente, 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.

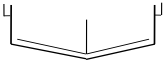
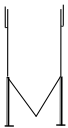
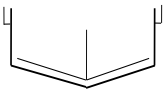
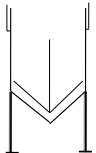
A capacidade de uma unidade contínua de sedimentação está baseada na sua habilidade em processar suspensões (polpas), tanto na função de espessador quanto de clarificador. A área da unidade controla o tempo necessário para que ocorra a sedimentação dos sólidos através do líquido, a uma dada taxa de alimentação 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 de espessadores, a relação entre a altura e o 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 cilíndrico-cônicos 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 espessadores são, usualmente, classificados em quatro tipos: os convencionais, de alta taxa, de alta densidade e, os mais recentes, espessadores de pasta.

Ao longo dos anos, desde a sua concepção em 1905 por Dorr, os espessadores não passaram por grandes modificações estruturais, mas foram experimentadas reduções no volume e na área de sedimentação dos equipamentos, mantendo-se as taxas de alimentação de sólidos. Tais modificações permitiram que os espessadores convencionais dessem origem aos equipamentos mencionados anteriormente (espessadores de alta taxa, de alta densidade, de pastas, etc.), cujas configurações e alguns dados operacionais são apresentados na Figura 6.



Tipo de espessador		Alt. leito espessado (m)	Tempo de residência	Diam. <sub>máx.</sub> (m)	% sólidos underflow	Produção de pasta
	Convencional (~10°)	1	médio	125	15 - 40	-
	Alta capacidade (~10°)	1	médio	100	15 - 40	-
	Alta taxa (~10°)	1	médio	100	15 - 40	-
	Cone (~60°) sem raspador	2 - 6	baixo	15	15 - 50	✓
	Alta densidade (~15-20°)	3	alto	100	30 - 60	✓
	Cone profundo (30-45°)	8	alto	50	40 - 80	✓

**Figura 6.** Tipos de espessadores e configurações operacionais (adaptado de GRIMA-OLMEDO et al., 2015).

Grima-Olmedo e colaboradores (2015) relatam que a redução no tamanho do equipamento foi impulsionada por dois avanços importantes ocorridos nos últimos anos: o desenvolvimento de polímeros floclantes sintéticos de alto desempenho e a inserção de novas tecnologias aplicadas aos mecanismos internos de alimentação de polpa e floclante. Esses avanços proporcionaram ganhos expressivos de eficiência na operação dos espessadores, a despeito do custo elevado dos polímeros floclantes. Dessa forma, qualquer modificação, estrutural ou operacional, que leve ao aumento de eficiência no uso do floclante, e consequente redução de custos operacionais, deve ser avaliada.

#### *Mecanismos de Raspagem e Descarga de Material Espessado*

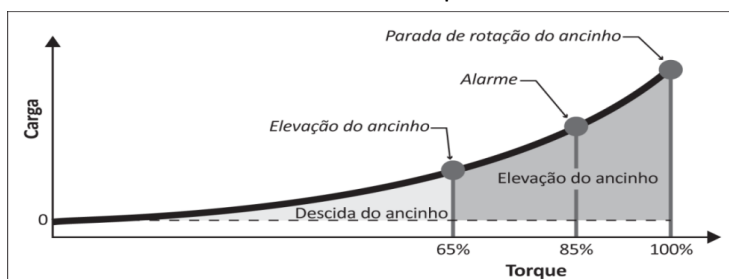
Os braços raspadores (*rakes*), também chamados de ancinhos ou rastelos, são acoplados à estrutura de sustentação do tubo central de alimentação da polpa e devem ser projetados com base no torque aplicado ao motor. Devem também ter flexibilidade para suportar diferentes volumes e tipos de cargas impostas.

O torque dos raspadores é detectado e monitorado eletronicamente e o seu aumento é sinal de que a carga de sólidos no *underflow* do espessador está aumentando; isso pode representar algum problema operacional no processo, como aumento da carga de sólidos na alimentação, defeito na bomba de *underflow*, ou ainda, presença de algum

objeto ou ferramenta no fundo do tanque. Dessa forma, o operador deve estar atento ao aumento no torque para proceder com ações corretivas e para evitar danos no sistema de acionamento dos raspadores ou, o que é pior, a parada do equipamento. Algumas definições são utilizadas para os valores de torque (METSO CORPORATION, 2015):

- torque de 10 anos, ou torque equivalente, é a carga de torque pela qual o cabeçote da engrenagem tem uma duração calculada de 10 anos;
- torque de corte – nominal 3.000 horas de duração, representa aproximadamente 3 vezes o torque de 10 anos; se o sistema de monitoramento detecta um torque acima deste valor, haverá a parada do cabeçote de transmissão, um alarme sonoro será ativado e iniciado o procedimento de elevação dos braços raspadores;
- torque máximo é, na prática, um valor correspondente a 2 vezes o torque de corte, quando ocorrerá a parada da rotação dos braços raspadores e a sua elevação estará em nível máximo.

A Figura 7 ilustra a variação do torque e as medidas de segurança adotadas pelo sistema de monitoramento automático utilizado nos espessadores.



**Figura 7.** Variação do torque e medidas de segurança na operação de espessadores (adaptado de METSO CORPORATION, 2015).

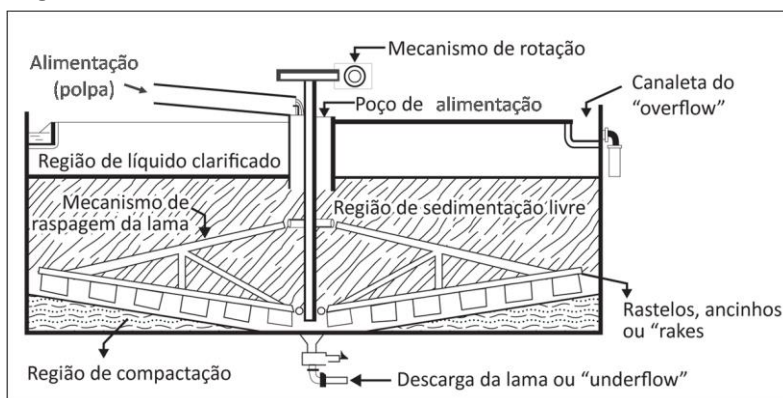
À medida que a concentração de sólidos no *underflow* aumenta, torna-se mais difícil a liberação da água da estrutura do sedimento e, conseqüentemente, aumenta a dificuldade operacional no mecanismo de raspagem e descarte do sedimento no espessador. Ensaios em escalas de laboratório e piloto, além de simulações numéricas realizadas por fabricantes de equipamentos e seus mecanismos, mostram que, quanto maior a altura do sedimento, mais difícil será para a água liberada da estrutura do sedimento permear o leito de partículas.

Para auxiliar na remoção de água do sedimento, acessórios verticais (estacas ou barras, rotativas ou não) foram inseridos nos braços raspadores para ajudar na remoção da água contida no material sedimentado na zona de compressão (HENRIKSSON, 2005; FLSMIDTH, 2010; OUTOTEC, 2012). A liberação da água se dá através de canais formados pelo movimento das barras no leito de partículas, permitindo o seu movimento ascendente e coleta na corrente de líquido clarificado (CHAVES, 2013; CONCHA, 2014).

Com o aumento da densidade dos sedimentos, devido ao aumento no teor de sólidos requerido, são requeridos sistemas de acionamento dos raspadores cada vez mais robustos para atender a torques mais elevados (GRIMA-OLMEDO et al., 2015).

### *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. Outros detalhes sobre a sua estrutura e mecanismos de operação podem ser vistos na Figura 8. Na Figura 9 tem-se um espessador industrial em fase de montagem.



**Figura 8.** Esquema operacional de um espessador contínuo convencional.



**Figura 9.** Vista de um espessador industrial em fase de montagem (Fonte: autores).

O espessador industrial apresentado na Figura 9 é feito em concreto armado, e encontrava-se em fase final de montagem. Pode-se visualizar detalhes do tubo e poço de alimentação (*feedwell*), dos braços raspadores (*rakes*) e, principalmente, das suas dimensões de diâmetro e altura, de 46 e 6 m, respectivamente, que correspondem a 150 e 20 ft.

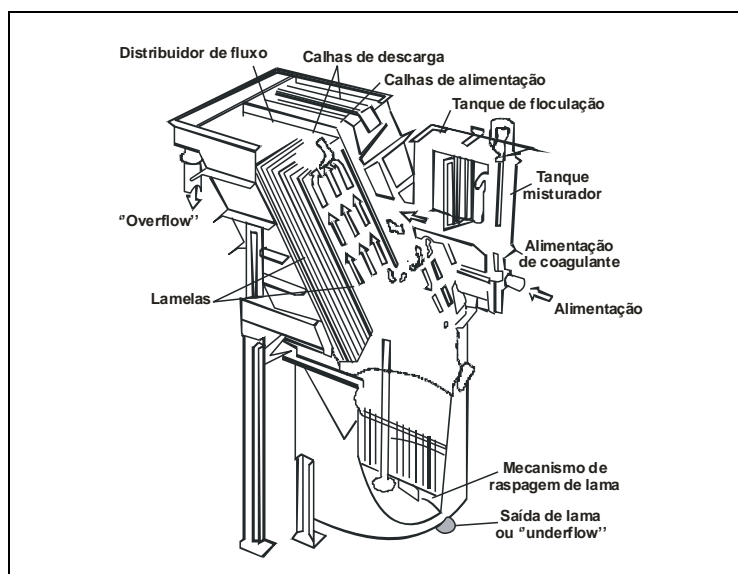
### *Espessadores de Alta Capacidade (Super Espessadores)*

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 haja aumento no seu diâmetro. Este fato é muito atraente industrialmente, especialmente no que diz respeito ao espaço necessário para a montagem dos mesmos.

### *Espessador de Lamelas*

Esse espessador, que também é de alta capacidade, consiste em uma série de placas inclinadas (lamelas), dispostas lado a lado, formando canais (Figura 10). 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 em uma 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 10.** 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 é 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 em movimento ascendente, em direção à região de líquido clarificado. Essa configuração foi concebida e fabricada pela Dorr Oliver-Eimco, atual FLSmidth.

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).

Esses equipamentos, conhecidos por HCT (*high capacity thickener*) e HDT (*high density thickener*), foram introduzidos na indústria mineral na década de 1960, fabricados por Eimco e Enviroclear, dentre outras empresas. A característica principal desse tipo de espessador é o tubo de alimentação prolongado, que permite a alimentação da polpa dentro da região de compactação. Ao se misturar com o sedimento adensado, a polpa resultante atinge concentração de sólidos igual ou maior do que a concentração crítica de sedimentação; portanto, não há região de sedimentação livre nesse equipamento. Em muitos casos, o sedimento espessado (*underflow*) é recirculado para a alimentação; a polpa resultante terá maior concentração de sólidos, permitindo um aumento na capacidade do equipamento (FLSMIDTH, 2010; CONCHA, 2014).

França (1996) estudou os aspectos operacionais do espessamento com alimentação submersa e os fatores que influenciam no aumento da capacidade do equipamento. Uma modificação simples de projeto, referente ao ponto de alimentação dentro do leito espessado, promoveu aumento na capacidade do equipamento em cerca de 30%, para polpas não floculadas. Concha et al. (1995) obtiveram aumentos de até uma ordem de grandeza na capacidade do espessador, operando com polpas floculadas.

### *Espessadores de Pasta*

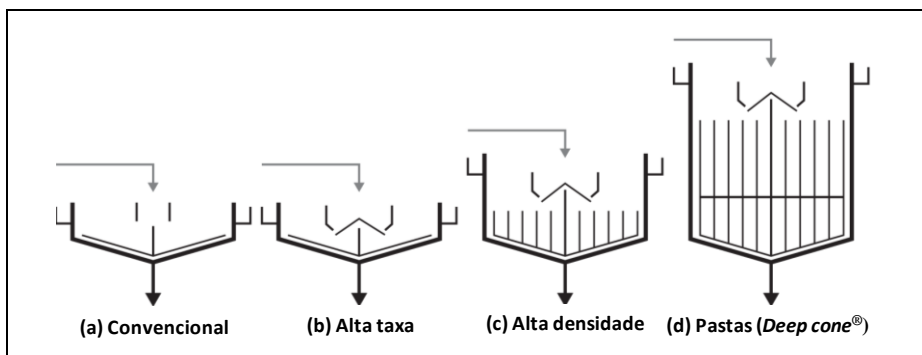
Uma pasta é definida como uma suspensão homogênea, com elevada concentração de sólidos, em geral acima de 60% (p/p), e sem segregação de fases, não havendo liberação da fase líquida da sua estrutura. Com característica de um fluido não-Newtoniano, a pasta requer maior tensão de cisalhamento à medida que a concentração de sólidos aumenta. Na maioria dos casos, considera-se pasta uma mistura sólido-líquido com tensão mínima de escoamento de 50 Pa (GRIMA-OLMEDO et al., 2015); outros autores consideram como valor mínimo uma tensão de escoamento a partir de 150-200 Pa (AI-XIANG et al., 2012; FITTON e SEDDON, 2013).

A produção de rejeitos pastosos por espessamento foi inicialmente adotada pela Alcan International, por meio do espessador de pasta *Deep Cone*® com o objetivo de melhorar a eficiência na disposição de rejeitos de lama vermelha resultantes da produção de alumina. Esse rejeito é caracterizado por apresentar baixa percentagem de sólidos, porém, é produzido em grandes volumes, o que requer grandes áreas para disposição. Com maior altura e maior inclinação na base, a configuração desse equipamento (*deep cone*® *paste thickener*) permite a alimentação de fluxo de sólidos, bem como de carga hidráulica 20 e 10 vezes maiores, respectivamente, do que no espessador convencional. Esse aumento de capacidade é proporcionado pelo sistema de alimentação EIMCO® E-DUC® que permite a diluição adequada da polpa de alimentação, a dispersão eficiente do floculante, bem como a floculação rápida que resulta em taxas de sedimentação elevadas (FLSMIDTH, 2010).

Além da utilização bem consolidada dos espessadores de pasta da Alcan na indústria de alumina – são mais de 50 unidades em refinarias de todo o mundo –, essa tecnologia vem sendo aplicada para outros tipos de rejeitos minerais. Em 1996, a EIMCO obteve uma licença para uso exclusivo da tecnologia de produção de pastas a qual foi disseminada para outras unidades de beneficiamento mineral, fora da cadeia do alumínio (FLSMIDTH, 2010).

Com a disseminação da tecnologia básica de produção de pastas, outros fabricantes de equipamentos (Outotec, WesTech, Delkor Tenova, Innovat, dentre outras) desenvolveram projetos próprios e essas tecnologias específicas estão sendo utilizadas em diferentes unidades de processamento mineral ao redor do mundo. A exemplo, tem-se a utilização de espessadores de pasta para o espessamento de rejeito de cobre e rejeito de chumbo/zinco, para disposição em superfície ou por preenchimento de cavas de mina - *mine backfill* (FLSMIDTH, 2010), como também rejeito de minério de ferro (WESTECH, 2016).

Em termos estruturais, os espessadores de alta densidade e de pastas são semelhantes ao espessador convencional ou ao espessador de alta taxa, porém, apresentam a parte cilíndrica mais alta e a parte cônica da base com maior inclinação, conforme apresentado na Figura 11. Quanto mais alta a parte cilíndrica do equipamento, maior será a pressão exercida sobre o sedimento de fundo, permitindo a produção de um *underflow* mais adensado, especialmente com o auxílio das barras verticais acopladas aos raspadores, mencionadas anteriormente. Os espessadores de pasta ainda destacam-se dos de alta densidade por serem mais altos e mais finos (menor diâmetro), o que aumenta ainda mais a pressão sobre o sedimento formado (FLSMIDTH, 2010; CHAVES, 2013; CONCHA, 2014; GRIMA-OLMEDO et al., 2015).



**Figura 11.** Desenho esquemático de diferentes tipos de espessadores (OUTOTEC, 2012).

A indústria mineral tem encarado grandes desafios em questões como redução de consumo e recuperação de água de processo, produção e disposição de rejeitos com elevado teor de sólidos, além do gerenciamento ambiental dos mesmos. Como resultado, a otimização da operação de espessamento, especialmente para produção de material com alta densidade e pastas, tornou-se um dos pontos mais importantes na condução de unidades de beneficiamento mineral, bem como na concepção de novos projetos.

Considerando os diferentes tipos de espessadores de alta capacidade e as particularidades dos seus produtos, Grima-Olmedo et al. (2015) apresentaram uma síntese das características operacionais de cada equipamento, conforme apresentado na Tabela 2.

**Tabela 2.** Características operacionais de diferentes tipos de espessadores.

Tipo de espessador	Sólidos no <i>underflow</i> (%)	Tensão de escoamento do sedimento (Pa)
Convencional	30 - 45	>50
Alta capacidade (HCT/HRT) <sup>(*)</sup>	30 - 45	>50
Alta densidade (HDT) <sup>(**)</sup>	40 - 65	50 – 150
Pastas ( <i>Deep Cone</i> ® e outros)	60 - 80	150 – 500

Fonte: Grima-Olmedo et al. (2015); Ai-Xiang et al. (2012). <sup>(\*)</sup>high capacity thickener; <sup>(\*)</sup>high rate thickener; <sup>(\*\*)</sup>high density thickener.

### Dimensionamento de Espessador Convencional Contínuo

O dimensionamento de um espessador convencional contínuo é baseado no cálculo da sua altura e área transversal, a partir de dados laboratoriais de sedimentação descontínua (ensaio de proveta), para obtenção da curva de espessamento. Essa curva, que apresenta a variação da altura da interface de sólidos com o tempo, fornece informações sobre o tempo necessário para a polpa sedimentar e formar o sedimento compactado com a concentração desejada, taxa de sedimentação, razão de concentração entre a alimentação e o espessado formado, dentre outras, necessárias ao projeto da unidade contínua.

Pode-se dizer que os métodos de dimensionamento de espessadores contínuos têm como origem o modelo teórico do espessamento apresentado por Coe e Clevenger, em 1916, que considera a velocidade de sedimentação livre responsável pela razão de espessamento a ser obtida. A partir de então, Kynch, em 1952, seguido por Talmadge e Fitch, Wilhelm e Naide, dentre outros, trouxeram contribuições importantes ao tema (MASSARANI, 2002; CHAVES, 2013).

Na realidade, o dimensionamento do equipamento contínuo é feito por meio de extrapolação da operação em batelada, utilizando-se métodos empíricos e semiempíricos; portanto, haverá sempre a necessidade da inclusão de parâmetros de correção ao projeto.

Os programas computacionais utilizados para a modelagem e projeto de espessadores, e de outros equipamentos de separação sólido-líquido, não levam em consideração as modificações sofridas pelo material durante a separação das fases sólida e líquida. Dessa forma, Usher e colaboradores (2009) propõem que um dos fenômenos possivelmente responsáveis por tais discrepâncias seja o aumento na densidade dos agregados, os quais sofrem compactação, tornando-se menores devido às forças de cisalhamento na sedimentação.

A agregação de partículas com polímeros é muito utilizada para aumentar as taxas de sedimentação das partículas. Entretanto, as forças de cisalhamento podem ser maiores em concentrações de sólidos próximas ao ponto gel da solução polimérica, ou ainda devido ao uso dos rastelos, à sedimentação próxima às paredes ou ao fundo do espessador, à colisão entre os flocos e ao fluxo de líquido entre e através desses flocos.

Usher e colaboradores (2009) mostram que o fenômeno de adensamento dos flocos é basicamente irreversível devido às forças de coesão inerentes às moléculas do polímero, que mantêm os flocos resistentes. Propõe-se a teoria de que o aumento na força de cisalhamento gera um gradiente de pressão local que promove a expulsão da água dos flocos, ocasionando o adensamento.

#### *Cálculo da Área Transversal de Sedimentação*

No caso de 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

$$\rho_s Q_a c_a^* = \rho_s Q_c c^* = \rho_s Q_e c_e^* \quad [17]$$

que resulta em

$$L_1 = \frac{L \cdot c^*}{c_e^*} \quad [18]$$



onde:

$\rho_s$  densidade da fase sólida;

$Q_a$  vazão de polpa;

$c^*$  concentração volumétrica de sólidos;

$L$  altura de uma seção transversal qualquer do espessador; e

$a, e$  subíndices referentes à alimentação e ao espessado, respectivamente.

Balço de massa do líquido (entre uma seção transversal qualquer e a retirada do material espessado).

$$\rho_f Q_f (1 - c^*) = \rho_f Q_f = \rho_f Q_e (1 - c_e^*) \quad [19]$$

Do arranjo das Equações [17], [18] e [19], tem-se:

$$Q_f = Q_a c_a^* \left( \frac{1}{c^*} - \frac{1}{c_e^*} \right) \quad [20]$$

com:

$\rho_f$  densidade da fase fluida;

$Q_f$  vazão de fluido ascendente em uma seção transversal qualquer do espessador.

Considerando-se que a velocidade ascensional do líquido e a concentração mássica de sólidos em uma 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 Equação [20] em termos de área de sedimentação:

$$A = \frac{Q_a c_a^*}{v} \left( \frac{1}{c} - \frac{1}{c^*} \right) \quad [21]$$

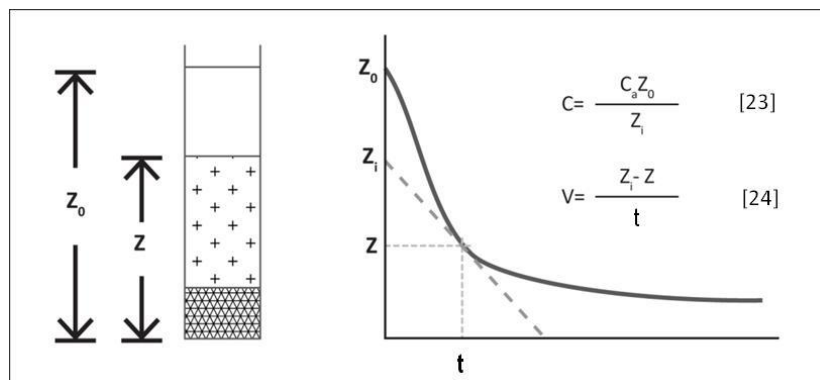
ou em termos de capacidade do espessador:

$$\frac{Q_a}{A} = \frac{1}{c_a} \cdot \frac{v}{\left( \frac{1}{c} - \frac{1}{c_e} \right)} \quad [22]$$

onde  $A$  representa a área da seção transversal do espessador.

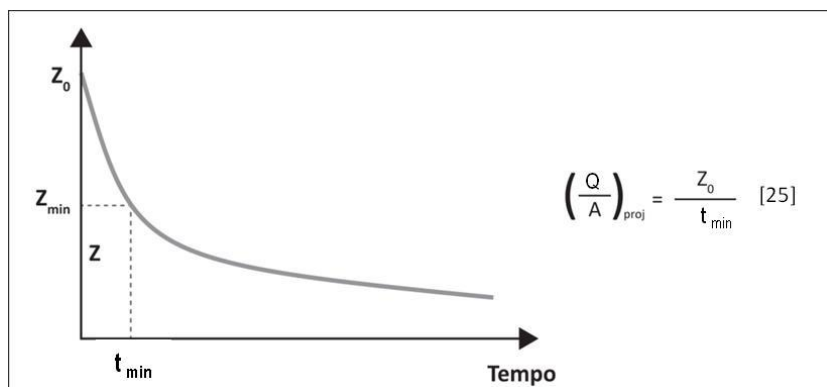
O funcionamento adequado de um espessador requer uma corrente de líquido clarificado isenta de sólidos e, para que isso aconteça, é necessário que a velocidade ascendente de líquido clarificado seja menor do que a velocidade de sedimentação dos sólidos, para que não ocorra o arraste dessas partículas. 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 predeterminadas. 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 deverá ser utilizado nos cálculos de projeto do espessador.

Os dados de concentração de sólidos e velocidade de sedimentação utilizados na Equação [22] são específicos para cada sistema sólido-líquido e podem ser determinados por ensaio de sedimentação descontínua, mais conhecido como ensaio de proveta clássica. Os dados de deslocamento da interface de sólidos com o tempo dão origem à curva de espessamento (Figura 12), e as Equações [23] e [24] permitem o cálculo das variáveis mencionadas anteriormente.



**Figura 12.** Ensaio de proveta e equacionamento na versão Kynch (1952).

Biscaia Jr. (1982) propôs uma simplificação matemática ao procedimento de Kynch (1952) e, baseando-se no fato de que a curva de sedimentação resulta na combinação de uma reta com uma exponencial, como mostra a Figura 13. O valor de  $Z_{\min}$  corresponde ao ponto de interseção do final da reta com o início da curva exponencial; a partir dele, determina-se o  $t_{\min}$ . A Equação [25] permite determinar a área do espessador, com base nos dados da curva de sedimentação em proveta e a vazão de alimentação ( $Q$ ).



**Figura 13.** Procedimento simplificado de Biscaia Jr. (1982).

### *Cálculo da Altura do Espessador*

Para um espessador em operação contínua, como representado na Figura 14, Pavlov et al. (1981) propuseram o cálculo da altura do equipamento mediante a soma das parcelas, conforme a Equação [26]:

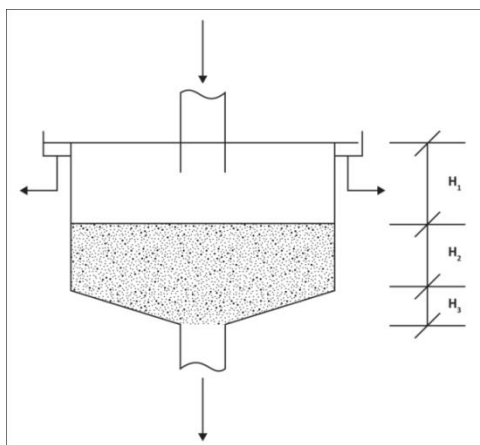
$$H = H_1 + H_2 + H_3 \quad [26]$$

com:

$H_1$  altura da região de líquido clarificado, que pode variar entre 0,45 e 0,75 m, cujo valor médio corresponde a 2 ft (0,60 m);

$H_2$  altura da região de espessamento; e

$H_3$  altura do fundo do espessador.



**Figura 14.** 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:

$$H_2 = \frac{4 L_a c_a t (\rho_s - \rho_f)}{3 A \rho_s (\rho_u - \rho_f)} \quad [27]$$

na qual:

$c_a$  concentração de sólidos na alimentação;

$L_a$  vazão volumétrica da alimentação;

$t$  tempo de residência da partícula sólida, calculado pelo método gráfico mostrado na Figura 16; e

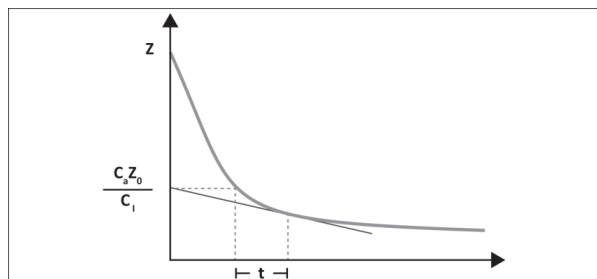
$\rho_u$  densidade do espessado (*underflow*).

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:

$$H_3 = 7,3 \cdot 10^{-2} \cdot D \quad [28]$$

onde  $D$  é o diâmetro do espessador, calculado previamente.



**Figura 15.** Determinação do tempo de residência na região de espessamento.

Alguns fatores, às vezes não considerados na metodologia de projeto, como velocidade média de sedimentação e compressibilidade do sedimento também devem ser avaliados, a fim de evitar equívocos no projeto e construção do equipamento. Para tanto, alguns procedimentos de correção de projetos são apresentados a seguir.

#### *Procedimentos de Correção de Projetos*

Quando os resultados de projetos não forem condizentes com a realidade experimental, deve-se proceder com correções nos cálculos da altura e diâmetro do espessador, levando-se em conta fatores de escala ( $f$ ), que compensam as diferenças operacionais existentes entre a sedimentação em batelada (ensaio de partida para geração de dados de projeto) e a operação contínua. Além disso, deve-se considerar o método de dimensionamento utilizado (CHAVES, 2013).

Alguns exemplos práticos são apresentados por Pinto et al. (2009), para a clarificação de uma salmoura industrial, e por Chaves (2013), para o espessamento do *overflow* da ciclonagem de uma usina de minério de ferro. Nos dois casos, os autores fizeram comparações entre as metodologias de dimensionamento utilizadas e ressaltaram a importância das considerações de projeto nos resultados obtidos.

#### Regra dos 3 ft

Essa correlação empírica é aplicada na correção do dimensionamento de espessadores, sempre que o cálculo da altura da região de compressão resultar em valor maior do que 1 m, que é uma aproximação da medida de 3 ft = 0,910 m. Para evitar subdimensionamento do equipamento, deve-se, então, recalcular a área de sedimentação livre.

Algumas evidências práticas foram observadas durante a operação de espessadores contínuos e são citadas por King (1980) e Chaves (2013), de maneira bastante apropriada. Por isso a razão de adotar a regra dos 3 ft no dimensionamento de espessadores:

- quando as polpas espessam rapidamente e atingem facilmente a percentagem de sólidos necessária, como no caso de concentrados metálicos, a altura de região de compressão deixa de ser um ponto crítico do projeto;
- quando a variação na altura da zona de compressão não significa, necessariamente, grande variação na percentagem de sólidos final desejada.

#### Outros fatores de correção

Wilhelm e Naide (1981) também propuseram uma metodologia alternativa de projeto para espessadores contínuos, partindo dos ensaios convencionais de sedimentação em batelada (ensaio de proveta) realizados em recipientes de grande altura. Dessa forma, leva em consideração os efeitos compressivos no sedimento, especialmente quando a polpa é floculada, uma vez que a negligência dessa propriedade no projeto do espessador certamente acarretará em erros de projeto na altura do equipamento.

Considerando que a concentração de sólidos no *underflow* da operação contínua seja correspondente ao valor médio da concentração de sólidos abaixo da interface no ensaio de sedimentação em batelada, é possível projetar equipamentos contínuos com maior precisão, a partir da equação que relaciona a velocidade de sedimentação com a concentração de sólidos como uma função de potência, como mostrado na Equação [29]:

$$\frac{1}{V} = a.C^b \quad [29]$$

sendo a e b parâmetros específicos de cada polpa.

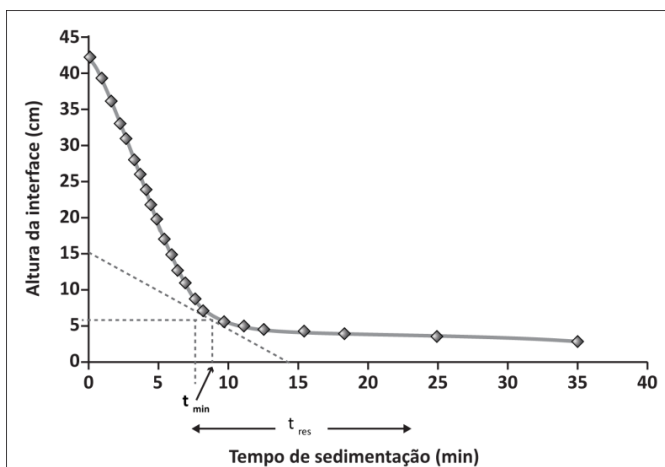
Em estudo sobre o dimensionamento de espessadores contínuos a partir de dados de sedimentação em batelada, Schneider et al. (2006) propuseram a integração do modelo de Wilhelm e Naide (1981), visando a obtenção de uma velocidade média de sedimentação, entre os valores de concentração inicial da polpa e final desejada no *underflow*. Com essa metodologia, os autores chegaram a um desvio de cerca de 10% entre os valores preditos pela simulação e o observado na planta industrial; essa diferença é perfeitamente aceitável, considerando-se as dificuldades operacionais do ensaio de proveta, além das simplificações matemáticas impostas ao modelo.

A seguir, é apresentado um exemplo de dimensionamento de espessador industrial, para rejeito de bauxita.

### Exemplo 1

Deseja-se dimensionar um espessador do tipo Dorr-Oliver para operar com 1.200 m<sup>3</sup>/h de uma polpa de rejeito de bauxita (-37 µm) cuja concentração de sólidos na alimentação é igual a 20% e a concentração desejada para o *underflow* é de 50%. A densidade do sólido é 2.600 kg/m<sup>3</sup>, densidade do *underflow* é 1.460 kg/m<sup>3</sup> e a temperatura de operação do espessador é 25°C.

O ensaio de sedimentação em batelada fornece a curva de espessamento, ilustrada na Figura 16, a partir da qual serão coletados dados para o dimensionamento do espessador.



**Figura 16.** Curva de espessamento e estratégia de determinação do tempo de residência para uma polpa de bauxita (-37 µm) com 20% de sólidos.

### Cálculo da área do espessador

A área do espessador é calculada com base na Equação [25], proposta na simplificação de Biscaia Jr. (1982):

$$z_0 = 0,42 \text{ m}; t_{\min} = 0,14 \text{ h e } \left( \frac{Q_{\text{alim}}}{A} \right)_{\text{proj}} = 3,04 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \text{h}$$

A partir desses valores e do uso da curva da Figura 16, tem-se:

área de sedimentação:  $A = 395 \text{ m}^2$ ;

diâmetro do espessador:  $D = 22,5 \text{ m}$ ;

razão de espessamento:  $RE = 0,32 \text{ m}^2/\text{t.d}$

#### Cálculo da altura do espessador

Com base nos dados da curva de espessamento apresentados na Figura 16, foi determinado o tempo de residência  $t_{\text{res}} = 15 \text{ min}$ , necessário à sedimentação e compressão do sedimento. Considerando-se o valor médio estipulado para  $H_1 = 0,60 \text{ m}$  e calculando-se  $H_2$  e  $H_3$  por meio das Equações [27] e [28], respectivamente, tem-se uma altura final para o espessador de  $H = 2,8 \text{ m}$ , pelo método de Kynch.

Se o dimensionamento for realizado pelo método de Talmadge e Fitch, descrito em Chaves (2013), teremos:

área de sedimentação:  $A = 1070 \text{ m}^2$ ;

diâmetro do espessador:  $D = 36,7 \text{ m}$ ;

razão de espessamento:  $RE = 0,66 \text{ m}^2/\text{t.d}$ .

Evidencia-se, portanto, que a diferença nas considerações de cada método de dimensionamento leva a resultados diferentes.

#### *Modelagem e Monitoramento de Espessadores*

Outras ferramentas estão sendo largamente utilizadas para projeto e monitoramento de espessadores e de outras unidades industriais no processamento mineral. Uma das ferramentas de grande aplicação é a modelagem por fluidodinâmica computacional (CFD – *computational fluid dynamics*), que auxilia na redução de custos operacionais e aumenta a eficiência do processo. A aplicação de CFD e de modelagem matemática de operações unitárias para projetos de equipamentos são exemplificados a seguir.

Burger et al. (2004) propuseram um algoritmo numérico para a simulação do espessamento contínuo, entretanto, também consideraram características do equipamento operando em estado estacionário. Essa implementação permite maior flexibilidade e abrangência do fenômeno físico no projeto das unidades contínuas.

Outra abordagem matemática da sedimentação é feita no algoritmo proposto por Usher e Scales (2005) que envolve a predição da carga de sólidos que alimenta o espessador *versus* a concentração de sólidos no *underflow*. Essas variáveis são abordadas de forma diferente, a depender da região do espessador que está sendo

retratada no modelo: a região de sedimentação livre ou a região de compactação, onde propriamente ocorre o fenômeno do espessamento. Para a região de sedimentação livre, foi utilizado o método de Coe e Clevenger, enquanto que para a região de compactação, a modelagem foi feita a partir das equações da teoria fundamental do desaguamento, apresentada por Buscall e White (1987).

Modelos robustos de sedimentação em batelada são frequentemente utilizados para prever o comportamento dos sólidos na formação do sedimento, com ênfase no estabelecimento de equações constitutivas e estimação de parâmetros de permeabilidade e de compressibilidade do sedimento, a exemplo dos trabalhos desenvolvidos por França et al. (1999), Kahane et al. (2002), Concha et al. (2008), Azam et al. (2009), Scales et al. (2015), dentre outros.

## FILTRAÇÃO COM FORMAÇÃO DE TORTA

---

A filtração de polpas minerais pode ocorrer basicamente de duas formas distintas: na primeira, a colmatação, a polpa percola uma matriz porosa rígida que retém as partículas sólidas. Na segunda, estas partículas se acumulam no exterior do meio filtrante, resultando na formação de um leito de partículas - a torta. O capítulo retrata o estudo da filtração com formação de torta, conduzida em filtros rotativos a vácuo (tambor e disco), filtros de correia, filtro-prensa e filtros de pressão (hiperbáricos), os quais são largamente utilizados na indústria mineral.

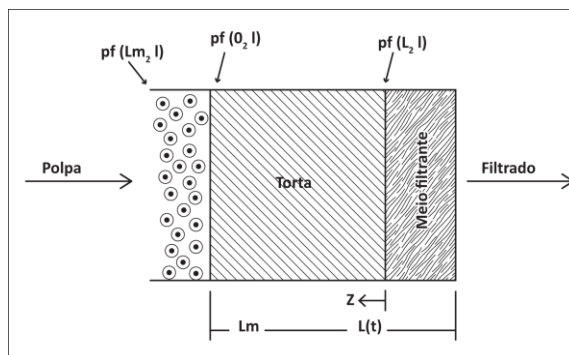
### **Teoria da Filtração com Formação de Torta**

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 17. A suspensão escoar por ação da pressão contra o meio filtrante, resultando na separação entre o filtrado e a torta.





**Figura 17.** Filtração com formação de 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.

Uma teoria para a filtração pode ser estabelecida considerando-se que:

- o filtrado escoar através de dois meios porosos em série, que são 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, Equação [9], pode-se chegar à equação da filtração na forma amplamente utilizada no projeto e análise de desempenho de filtros (MASSARANI, 2002):

$$\frac{dt}{dV} = \frac{\mu_f}{A(\Delta P)} \left[ \frac{\langle \alpha \rangle V \rho_f c}{A} + R_m \right] \quad [30]$$

com:

- t tempo de filtração;
- V volume de filtrado;
- A área de filtração;
- $\Delta P$  queda de pressão no filtro;
- $\langle \alpha \rangle$  resistividade média da torta;
- c concentração de sólidos na polpa que alimenta o filtro;
- $R_m$  resistência do meio filtrante;

A resistividade  $\alpha$ , dada pela Equação [31], caracteriza pontualmente a torta:

$$\alpha = \frac{1}{\rho_s \epsilon_s k} \quad [31]$$

onde:

$\rho_s$  a densidade das partículas sólidas;

$\epsilon_s$  fração volumétrica de sólidos;

$k$  permeabilidade local, Equação [13].

A resistividade média da torta depende, como indica a Equação [32], da queda de pressão  $\Delta P$  no filtro:

$$\langle \alpha \rangle = f(\Delta P) \quad [32]$$

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 toma, então, a forma:

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu_f}{A(\Delta P)} \left[ \frac{\langle \alpha \rangle V \rho_f c}{2A} + R_m \right] \quad [33]$$

A caracterização da torta e do meio filtrante pode ser feita experimentalmente em equipamento de bancada operando sob uma dada queda de pressão. A Equação [33] 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:

$$\langle \epsilon_s \rangle = \frac{\rho_f}{\rho_f + (\gamma - 1)\rho_s} \quad [34]$$

onde:

$\gamma$  relação entre a massa da torta úmida e a massa da torta seca;

$\rho_f, \rho_s$  densidades de líquido e das partículas sólidas, respectivamente.

### Filtros Usados na Indústria Mineral

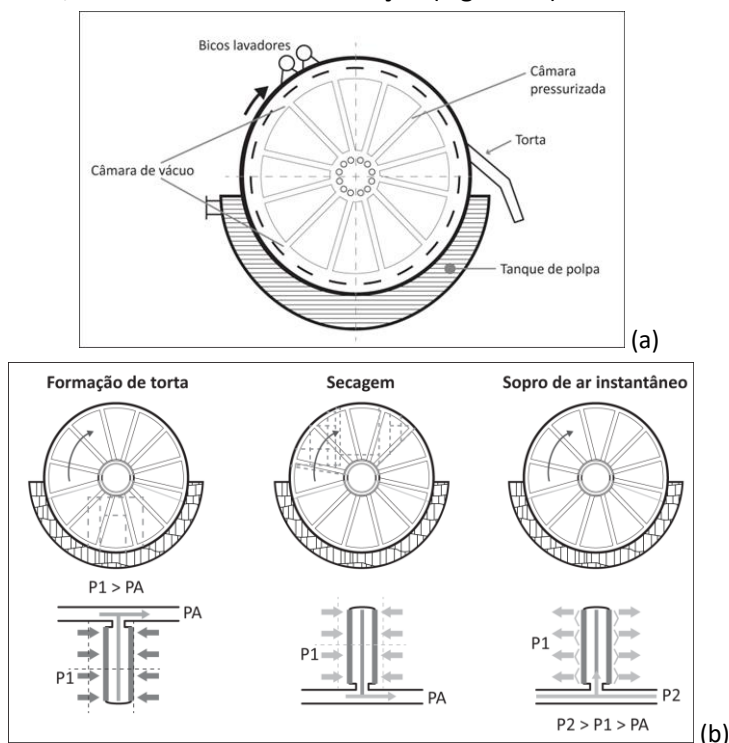
A operação de filtração é baseada na diferença de pressão ( $\Delta P$ ) que deve existir ao longo da espessura da torta formada durante o processo. Essa queda de pressão é diretamente relacionada à porosidade da torta, que é função da distribuição de tamanho das partículas. Ou seja, quanto menores os espaços interparticulares (poros), maior será a queda de pressão.

A diferença de pressão necessária ao desaguamento é, geralmente, ditada pelas características da polpa a ser filtrada, como percentagem de sólidos e distribuição granulométrica, e do produto final do desaguamento – umidade da torta de filtração. Se a diferença de pressão requerida na operação for menor do que 1 bar, os filtros a vácuo têm aplicação destacada. Para diferenças de pressão maiores, os filtros indicados passam a ser, então, os de pressão.

Uma regra geral deve ser respeitada na escolha dos equipamentos de filtração: quanto maior for a diferença de pressão requerida, maiores serão os custos com equipamento e consumo energético por tonelada de produto (COX e TRACZYK, 2002). Entretanto, o uso dos filtros de pressão vem crescendo na indústria mineral devido à necessidade crescente de recuperação de material particulado fino (geralmente, menor do que  $44\ \mu\text{m}$ ), nas polpas ou rejeitos dos processos minerais.

### Filtros a Vácuo

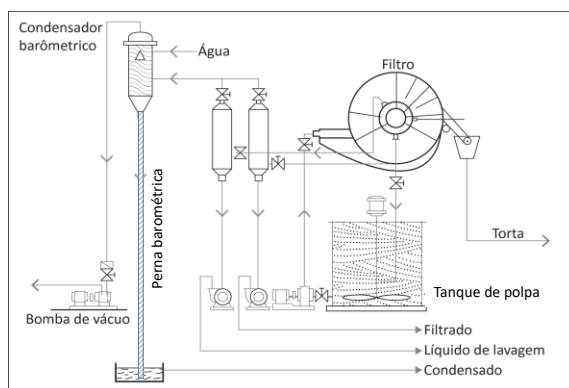
Os filtros a vácuo de tambor, disco, bandeja ou correia operam sob o mesmo princípio físico. De acordo com este princípio, a diferença de pressão entre o tanque de polpa e a superfície do meio filtrante é instituída por meio de um sistema de vácuo, permitindo a passagem do líquido através do meio filtrante, enquanto as partículas são retidas nesse meio, formando a torta de filtração (Figura 18).



**Figura 18.** Diagrama simplificado (a) e esquema típico de operação de filtro rotativo a vácuo (b).

A operação do filtro rotativo a vácuo caracteriza-se por produzir tortas secas de pequena espessura (até 20 mm) 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 do equipamento, que pode ser um tambor ou discos. O filtrado alimenta a câmara adjacente ao meio filtrante e é drenado pela parte central do filtro através de dutos sob vácuo. Após a formação da torta, seguem as etapas de desaguoamento (secagem) e descarga da torta, que compreendem um ciclo de filtração. Na indústria mineral o produto de interesse é a torta, composta, majoritariamente, pela fase sólida; o filtrado pode ser tratado e/ou recirculado diretamente para alguma etapa do beneficiamento mineral.

Na Figura 19 é apresentado um esquema da montagem industrial de uma unidade de filtragem a vácuo.



**Figura 19.** Fluxograma de instalação industrial com filtro rotativo a vácuo

Os filtros rotativos a vácuo são compostos por seções perfuradas, de metal ou cerâmica, - através das quais escoam o líquido. As seções são recobertas com o meio filtrante ou tecido de filtração, sob o qual os sólidos são depositados para formar a torta. A coleta do filtrado é feita nos compartimentos receptores de vácuo; as bombas de vácuo podem ser montadas ao lado do filtro ou em outro compartimento. Câmaras ou armadilhas para umidade devem ser instaladas antes das bombas de vácuo (condensadores barométricos), evitando que líquidos, principalmente os corrosivos, sejam succionados para dentro delas. Esse dispositivo passa a ser desnecessário quando são utilizadas, no processo, bombas com selagem líquida ou quando o filtrado não é danoso aos equipamentos (COX e TRACKZYK, 2002).

Os filtros rotativos a vácuo requerem sistema de bombas de vácuo com elevada vazão devido à passagem de ar na etapa de desaguoamento; dessa forma, apresentam elevado consumo energético. A capacidade da bomba de vácuo é determinada, principalmente, pelo volume de ar que é succionado através da torta durante os períodos de lavagem e secagem, quando, na maior parte dos casos, ocorrerá um fluxo simultâneo de líquido e ar (ARAUJO JR., 2014).

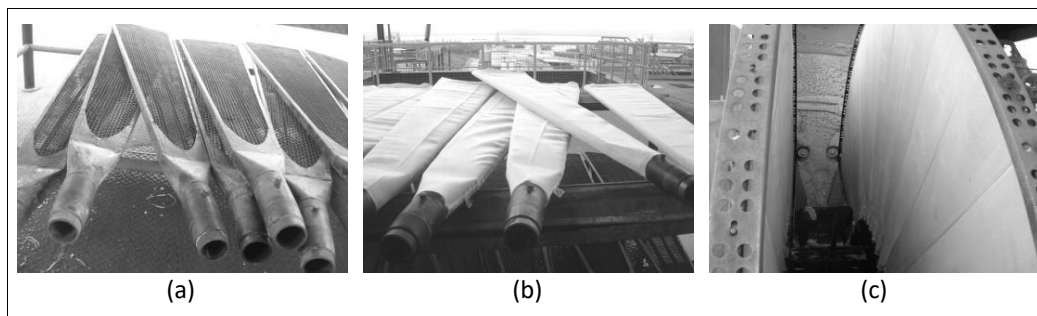
Na Figura 20, são mostrados alguns filtros rotativos a vácuo em operação nos processos de beneficiamento do caulim (a) e na produção de alumina (b). Em (a) o filtro é constituído por um tambor de 12 m de comprimento e 3,5 m de diâmetro. O cilindro menor, posicionado à meia altura do tambor, tem o objetivo de comprimir a torta para remoção de líquido ainda remanescente, antes da sua descarga. Em (b) tem-se no detalhe as placas horizontais (seções) que compõem o tambor; a montagem por seções proporciona maior agilidade na manutenção do filtro, no que se refere ao reparo das placas e troca do tecido filtrante, de forma mais simples e rápida, o que operacionalmente é muito importante. É importante frisar que cada seção é coberta por um tecido filtrante individual.



**Figura 20.** Unidades industriais com filtros de tambor rotativo a vácuo: (a) filtragem de polpa de caulim e (b) vista das seções horizontais do tambor – filtragem de lama vermelha.

Fonte (autores).

Na Figura 21, são mostradas as partes componentes de um filtro de disco a vácuo: em (a) os setores que formam o disco; em (b) setores revestidos com o tecido filtrante e em (c) o disco já montado e o filtro em operação.



**Figura 21.** Partes de um filtro de disco industrial. Fonte (autores).

No Exemplo 2, é apresentado o dimensionamento de um filtro rotativo a vácuo para aproveitamento de rejeito industrial.

*Exemplo 2*

A fábrica de acetileno Santos Dumont estuda a possibilidade do emprego de um filtro de tambor 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, cujas dimensões são 3 m de diâmetro e 3 m de comprimento, pode operar com 65% de sua superfície filtrante submersa e na rotação de 0,15 rpm.

Propriedades da água:  $\rho_f=1000 \text{ kg/m}^3$ ,  $\mu=0,8 \text{ cP}$ ;

densidade da borra:  $\rho_s=2600 \text{ kg/m}^3$ ;

porcentagem de sólidos na polpa: 20% (p/p).

Deseja-se estimar a capacidade do filtro e a espessura da torta formada, admitindo-se uma queda de pressão de 0,8 atm:

$\langle \alpha \rangle = 1,29 \cdot 10^{11} \text{ m/kg}$ ;  $\langle \varepsilon_s \rangle = 0,28$  e a resistência do meio filtrante,  $R_m = 2,8 \cdot 10^{-7} \text{ m}^{-1}$ .

Sendo a borra de carbureto um produto de descarte, as operações de drenagem e lavagem da torta não serão consideradas neste problema.

O valor da capacidade do filtro pode ser estimado com base na equação da filtração, Equação [35]:

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu_f}{A(\Delta P)} \left[ \frac{\langle \alpha \rangle V \rho_f c}{2A} + R_m \right] \quad [35]$$

sendo:

$A = \pi \cdot DL = 28,3 \text{ m}^2$ ;

$c = 0,252$ .

Tempo de um ciclo:  $60/0,15 = 400 \text{ s}$ ;

tempo de filtração:  $t = 400 \times 0,65 = 260 \text{ s}$ .

Resultando em:

volume de filtrado:  $V = 0,73 \text{ m}^3$ ;

capacidade relativa ao filtrado:  $P_f = \frac{0,73}{400/3600} = 6,6 \text{ m}^3/\text{h}$ .

capacidade relativa à polpa,  $P_{\text{polpa}} = 7,2 \text{ m}^3/\text{h}$ .

A espessura da torta pode ser calculada a partir da Equação [36]:

$$c = \frac{\langle \varepsilon_s \rangle \rho_s v_t}{\rho_f V_f}, \quad [36]$$

resultando em  $l = 0,9 \text{ cm}$ .

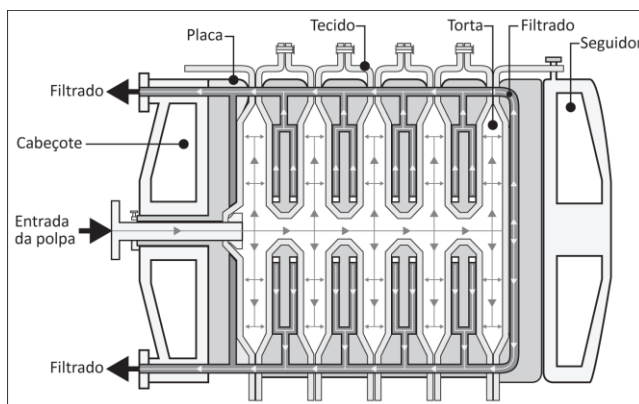
**Figura 22.** Filtro plano: (a) vista geral do equipamento; (b) detalhe da alimentação (adaptado de BOKELA, 2012).

### Filtro Prensa

O filtro prensa consiste basicamente de uma estrutura fixa, unida por duas barras laterais, que suportam a cabeça móvel (peça de pressão) e as placas de filtragem, instaladas entre as cabeças fixa e móvel. A abertura e fechamento do filtro são feitos por meio de cilindros hidráulicos, os quais também garantem a força de fechamento necessária durante a operação (METSO CORPORATION, 2016).

Os elementos do filtro prensa são os quadros e as placas, separadas entre si pelo meio filtrante. Como ilustra a Figura 23, a polpa alimenta concomitantemente o conjunto de quadros, formando-se a torta junto ao meio filtrante. O filtrado percola o meio filtrante, escoar pelas ranhuras dos quadros e é conduzido para fora do filtro. O desaguamento da torta ocorre com o auxílio de um fluxo de ar comprimido e as pressões de operação variam de 7 a 10 bar. A etapa de filtração está concluída quando a torta ocupa todo o espaço oferecido pelos quadros. Ocorre, então, a lavagem da torta e, em seguida, o filtro é aberto e a torta descarregada, sendo a operação do filtro prensa caracteristicamente conduzida em batelada.

O filtro prensa pode apresentar, ainda, câmaras equipadas com uma membrana elástica que auxilia no maior desaguamento da torta. Após a formação da torta, a membrana é inflada com o auxílio de ar comprimido ou água, promovendo a compressão e um desaguamento adicional da torta. As pressões de operação podem chegar a 30 bar.



**Figura 23.** Partes componentes e operação do filtro prensa (adaptado de HALBERTHAL, 2009).

O desempenho do filtro prensa pode ser expresso pelo volume de filtrado ( $V_f$ ) produzido no tempo total de um ciclo completo, que compreende o tempo de filtração ( $t_f$ ), tempo de lavagem da torta ( $t_l$ ) e tempo de desmontelamento, limpeza e montagem do filtro ( $t_d$ ).

$$P = \frac{V_f}{t_f + t_l + t_d}$$

[37]



Como o filtro prensa produz tortas espessas, da ordem de 25 mm, podendo chegar até 40 mm a depender das características dos sólidos, a influência do meio filtrante será considerada na equação que leva à determinação dos tempos de filtração e de lavagem. O tempo de descarga da torta, 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, ou seja, o tempo de filtração,  $t_f$ , pode ser calculado combinando-se a equação da filtração com aquela que permite correlacionar o volume de filtrado ( $V_f$ ), a concentração de sólidos na polpa ( $c$ ) e o volume da torta ( $v_t$ ):

$$t_f = \frac{\mu_f \langle \alpha \rangle \rho_f c}{2(\Delta P)} \left( \frac{V_f}{A} \right)^2 \quad [38]$$

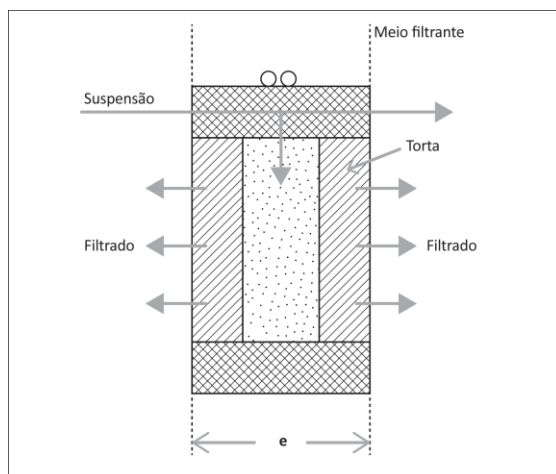
$$c = \frac{\langle \epsilon_s \rangle \rho_s v_t}{\rho_f V_f} \quad [39]$$

$$v_t = \frac{A}{2} e \quad [40]$$

onde  $e$  é a espessura dos quadros, conforme apresentado na Figura 24.

Rearranjando as equações, tem-se:

$$t_f = \frac{1}{8} \frac{\mu_f \langle \alpha \rangle \langle \epsilon_s \rangle^2 \rho_s^2 e^2}{\rho_f c (\Delta P)} \quad [41]$$



**Figura 24.** Esquema operacional da filtragem no quadro do filtro prensa.

### Tempo de Lavagem da Torta

A lavagem da torta não é prática comum no processamento mineral, uma vez que tem por objetivo principal a recuperação do filtrado. Entretanto, é uma etapa bastante utilizada em processos hidrometalúrgicos, onde o filtrado é o produto de interesse.

Considera-se que o processo de filtração e lavagem da torta sejam feitos sob a mesma pressão. Neste caso, levando-se em conta a configuração do escoamento do líquido de lavagem na torta formada, a vazão de lavagem é:

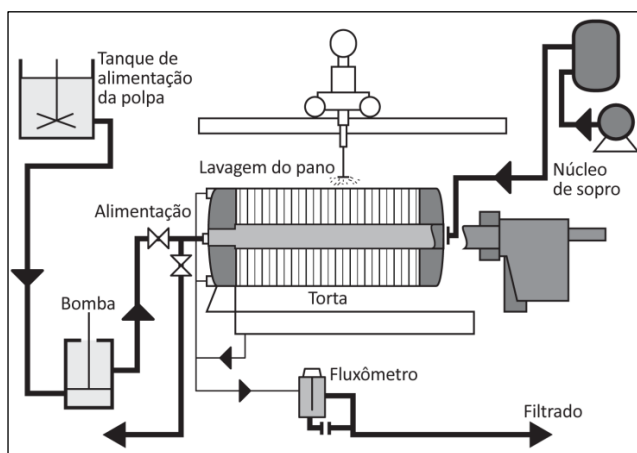
$$Q_l = \frac{1}{4} \left( \frac{dV}{dt} \right)_{\text{final da filtração}} \quad [42]$$

Para o tempo de lavagem tem-se:

$$t_l = 6\beta \frac{\rho_l c t_f}{\langle \epsilon_s \rangle \rho_s}, \quad [43]$$

sendo  $\beta$  a relação entre o volume de líquido de lavagem e o volume de torta para se alcançar um produto dentro das especificações desejadas. A Equação [44], que fornece a relação entre os tempos de lavagem e de filtração, pode ser estabelecida no contexto da teoria da filtração.

Na Figura 25, é apresentado um fluxograma para operação do filtro prensa. A especificação de um filtro prensa industrial, para realizar o desaguamento de uma polpa de carbonato de cálcio, é discutida no Exemplo 3.



**Figura 25.** Fluxograma do processo de filtragem em filtro prensa (adaptado de HALBERTHAL, 2009)

### Exemplo 3

Deseja-se especificar um filtro prensa para a filtração de  $10 \text{ m}^3/\text{h}$  de uma polpa diluída de carbonato de cálcio, com as seguintes características:

densidade do  $\text{CaCO}_3$ :  $\rho_s = 2700 \text{ kg/m}^3$ ;  
 porcentagem de sólidos na polpa: 4,8% (p/p);  
 propriedades da água :  $\rho_f = 1000 \text{ kg/m}^3$ ,  $\mu_f = 0,9 \text{ cP}$ ;  
 queda de pressão durante a filtração e a lavagem:  $\Delta P = 2,7 \text{ atm}$ .

Propriedades da torta a  $0,4 < \Delta P < 6 \text{ atm}$

$$\langle \alpha \rangle = 1,38 \cdot 10^{11} \Delta P^{0,29} \quad (\text{m/kg}) \quad (\text{P em atm})$$

$$\langle \epsilon_s \rangle = 0,256 + 2,92 \cdot 10^{-2} \Delta P \quad (\text{P em atm}).$$

Em caso de necessidade de lavagem da torta, esta etapa deve ser efetuada com volume de água duas vezes maior que o volume da torta:  $\beta = 2$ .

Tempo de descarga, limpeza e montagem: 20 minutos.

Das Equações [38], [39], [41] e [43] resultam:

$$t_f = 2,08 \cdot e^2 \quad (\text{min}) \quad (e \text{ em cm}) \quad [44]$$

$$t_i = 0,884 \cdot t_f \quad [45]$$

$$V_f = 9,81(t_f + t_i + t_d) \quad (\text{m}^3) \quad (t \text{ em h}) \quad [46]$$

$$A = 0,111 \frac{V_f}{e} \quad (\text{m}^2) \quad (V_f \text{ em m}^3; e \text{ em cm}). \quad [47]$$

A Tabela 3 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. Nota-se que, quanto maior a espessura dos quadros ( $e$ ), maior será o tempo de um ciclo completo e maior a área de filtração requerida. Tempos curtos podem ser inadequados à estratégia operacional da unidade industrial.

**Tabela 3.** Análise de desempenho de filtro prensa para as condições operacionais especificadas no Exemplo 3.

$e \text{ (in)}$	$t_f \text{ (Eq. 44)}$ (min)	$t_i \text{ (Eq. 45)}$ (min)	$t_f + t_i + t_d$ (min)	$V_f \text{ (Eq. 46)}$ (m <sup>3</sup> )	$A \text{ (Eq. 47)}$ (m <sup>2</sup> )
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

Para o processo em questão foi escolhido um filtro com quadros de 1¼ in de espessura, que, pelos dados da Tabela 3, conduz a um ciclo completo de 60 min e área filtrante de, aproximadamente, de 35 m<sup>2</sup>.

Na Tabela 4 são apresentadas especificações relativas à dimensão nominal dos elementos e à área de filtração dos filtros Shriver, atualmente fabricados pela FLSmidth, sob a denominação de FLSmidth Shriver®.

**Tabela 4.** Especificações do filtro prensa FLSmidth Shriver® (FLSMIDTH, 2012).

Área de filtração (m <sup>2</sup> )		Dimensão dos 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		Área filtrante efetiva por quadro		Volume por quadro/câmara	
(mm)	(in)	(m <sup>2</sup> )	(ft <sup>2</sup> )	(m <sup>3</sup> )	(ft <sup>3</sup> )
470	18,5	0,32	3,50	0,004	0,16
630	24,8	0,59	6,37	0,027	0,29
800	31,5	0,98	10,65	0,046	0,50
915	36,0	1,20	13,18	0,017	0,61
1000	39,0	1,60	17,27	0,020	0,83
1200	48,0	2,50	26,70	0,040	1,31
1500	59,0	3,80	40,46	0,060	2,00
2000	79,0	6,70	72,00	0,080	2,90

Pelas especificações apresentadas na Tabela 4, para uma área de filtração compreendida na faixa de 15 a 40 m<sup>2</sup>, a dimensão dos elementos do filtro deverá ser de 30 in. Portanto, da mesma Tabela 4 pode-se obter as seguintes informações:

- dimensão nominal dos elementos (placas e quadros): 31,5 in (800 mm);
- área filtrante efetiva por quadro: 0,98 m<sup>2</sup> (10,65 ft<sup>2</sup>);
- número de quadros requeridos: 36 (para atender à área requerida de filtração de 35 m<sup>2</sup>).

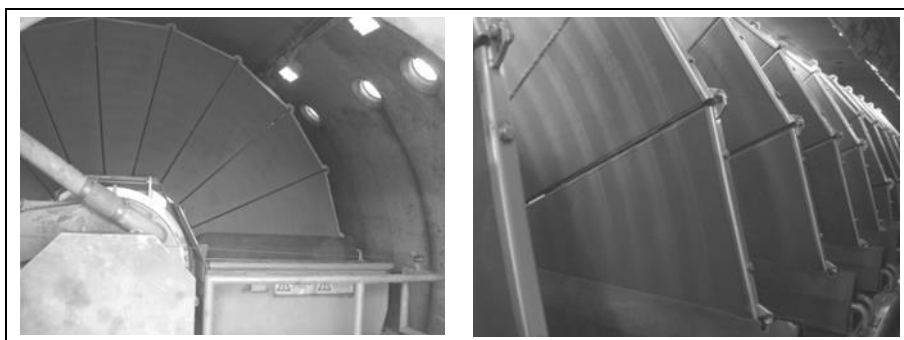
Se a opção fosse por um filtro com quadros de 2 in de espessura, o ciclo completo teria duração de 121 min, que é o dobro do tempo requerido para a opção 1, e a área filtrante seria de 43,3 m<sup>2</sup>. Dessa forma, também seriam necessários 36 quadros, porém com maiores dimensões: dimensão nominal de 36 in e área filtrante de 1,2 m<sup>2</sup> cada.

## Filtros Hiperbáricos, de Pressão e Cerâmicos

A tendência de moagens mais finas de minérios em usinas concentradoras leva a maiores dificuldades de desaguamento, exigindo que se opte pela filtração sob pressão. Os equipamentos que operam sob pressão também têm larga aplicação em processos hidrometalúrgicos, devido à necessidade de lavagem e desaguamento de resíduos de lixiviação e precipitados.

O filtro hiperbárico opera sob a combinação de vácuo e pressão. Como o equipamento (filtro de tambor ou de discos) é instalado dentro de um vaso de pressão, poderá operar sob pressões de até 6 bar, diferentemente dos filtros a vácuo, submetidos a pressões máximas de 0,8 bar. Essa condição operacional permite uma produção específica de sólidos cerca de três vezes maior do que a de um filtro a vácuo, além de tortas com umidade bem mais baixa.

Na Figura 26 tem-se a vista interior de um filtro hiperbárico de discos: em (a), a vista frontal mostra a parede do vaso de pressão, com as janelas de inspeção; em (b), os discos dispostos paralelamente, sobre o eixo horizontal do filtro.



**Figura 26.** Vistas do interior de um filtro hiperbárico de discos.

Fonte (autores)

Os filtros hiperbáricos têm grande aplicação no desaguamento de polpas de partículas ultrafinas floculadas, levando à produção de tortas com umidade na faixa de 10% e baixa turbidez do filtrado (YANG et al., 2010). Alguns exemplos de utilização da filtração hiperbárica podem ser encontrados em usinas de processamento de carvão, minério de ferro, bauxita e lama vermelha, dentre outras.

## Filtros de Pressão

Os filtros de pressão operam sob pressão positiva. Há cerca de 30 anos atrás, eram considerados uma grande inovação na indústria mineral e metalúrgica, entretanto os custos de implantação elevados. De maneira geral, as usinas de beneficiamento utilizam em suas etapas de desaguamento a operação de filtração a vácuo, seguida por secagem térmica, quando a umidade final requerida é muito baixa.

Entretanto, a necessidade de redução no consumo de energia e a elevada produtividade dos filtros de pressão, os tornam cada vez mais comuns nas plantas industriais. Nessa categoria de filtros, citam-se os filtros Outotec Larox® e Andritz®, utilizados nas operações de desaguamento de concentrados de flotação ou de concentrados minerais transportados através de dutos.

Os filtros automáticos de pressão Outotec Larox possuem placas com membranas, nas quais as câmaras são dispostas horizontalmente. Cada placa do filtro tem área de filtração em um só lado, de 1,6, 2,5 e 6 e 9 m<sup>2</sup>; a pressão de operação pode atingir 16 bar. ou áreas de filtração em ambos os lados, dependendo do modelo do filtro. As placas são arrumadas verticalmente para resultar em uma área de filtração total entre 1,6 e 252 m<sup>2</sup>; a capacidade do filtro pode ser ampliada acrescentando-se mais placas. Uma manta única de tecido filtrante percorre o espaço entre as placas em zig-zag (OUTOTEC, 2015).

Diversos tipos de mantas filtrantes estão disponíveis para diferentes aplicações. O conjunto de placas é aberto e fechado por cilindros hidráulicos. Na posição fechada, as placas formam câmaras lacradas interpostas pela manta. A polpa a ser desaguada é bombeada simultaneamente para todas as câmaras através de tubulação e *manifold*. Após a formação da torta, o conjunto de placas é aberto e a manta é impulsiona para frente, descarregando as tortas completamente. Simultaneamente, a manta que deixa o conjunto de placas passa por jatos de água de alta pressão que mantêm a permeabilidade do tecido e estendem sua vida útil.

Townsend (2003) apresenta as diversas razões que levam à instalação de filtros de pressão nas operações de desaguamento de concentrados minerais, que consideram desde a distribuição granulométrica das partículas nos concentrados à possibilidade de completa automação da operação de filtração: i) distribuição de tamanho de partículas; ii) elevado custo da operação de secagem térmica; iii) maior capacidade por área de filtração; iv) possibilidade de automação do processo.

Entretanto, a decisão por um sistema de filtração sob pressão ou a vácuo dependerá do objetivo final dessa operação unitária: produção de tortas com baixa umidade (sólidos praticamente secos), recuperação da fase líquida, ou ainda, a remoção de contaminantes. Parâmetros como turbidez do filtrado, taxa de filtração *versus* umidade final da torta, além da eficiência de lavagem da torta frente ao consumo de água de lavagem, devem ser fortemente considerados, pois geralmente ditam o custo final do processo.

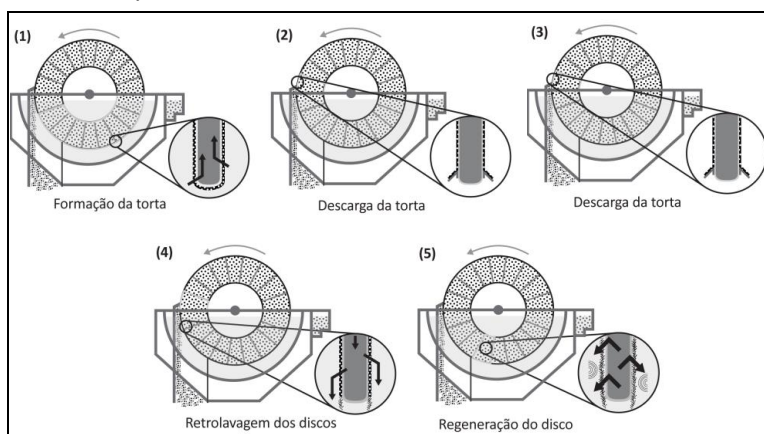
Os sistemas de filtração sob pressão podem aumentar a capacidade do secador pela diminuição do teor de umidade da torta de filtração, em comparação aos filtros centrífugos e a vácuo, resultando no aumento da capacidade da planta (LAROX CORPORATION, 2009).

## Filtros Cerâmicos

Outros filtros bastante utilizados nas operações de desaguamento de concentrados e de suspensões na indústria mineral são os filtros de placas cerâmicas. A tecnologia Ceramec® é baseada na substituição do tecido filtrante por discos cerâmicos de estrutura microporosa de alta capilaridade que drena o líquido através desses poros. Devido ao efeito da capilaridade dos discos, a separação do líquido requer apenas uma bomba de vácuo, o que reduz significativamente o consumo de energia na etapa de desaguamento. A tecnologia, desenvolvida pela Outokumpu na década de 1980, foi vendida para a Larox Coorporation, no final de 2003.

O filtro de disco cerâmico é semelhante ao filtro de disco a vácuo convencional, porém, o meio filtrante é feito de cerâmica porosa. O material microporoso promove a atração do líquido e sua passagem se dá através da placa por ação capilar, sob vácuo, podendo atingir níveis de vácuo de até 0,95 bar. As placas são produzidas em alumina sinterizada com microporos uniformes, com tamanho médio de 1,7 µm, permitindo que apenas o líquido percole o meio poroso (ARAUJO JR., 2014). Apesar do vácuo aplicado ser quase absoluto, o ar não passa pela placa cerâmica. O material do disco é inerte e resistente, na maioria dos casos, aos produtos químicos e à temperatura da polpa, o que torna esta alternativa de filtração versátil para as indústrias de processamento mineral (REA e JAY, 2005), químicas e metalúrgicas.

A Figura 27 apresenta um diagrama esquemático com as etapas da operação de filtragem em filtros de placas cerâmicas.



**Figura 27.** Esquema operacional de um filtro de placas cerâmicas (adaptado de LAROX CORPORATION, 2008).

A filtragem cerâmica tem se mostrado uma alternativa atraente para a separação sólido-líquido na indústria mineral, com aplicação bem estabelecida em usinas de beneficiamento de minério de ferro, na filtragem de *pellet feed*. Entretanto, o domínio do conhecimento sobre a influência das variáveis operacionais ainda é limitado.

Araujo Jr. (2014) estudou a influência de variáveis como percentagem de sólidos, pH e temperatura da polpa, além da dosagem de coagulantes e surfactantes no desempenho da filtração cerâmica de polpas de minério de ferro, em escalas de bancada e piloto. No estudo, ficou evidente que a variável de maior influência na filtração cerâmica é a percentagem de sólidos, porém, a adição de coagulante pode aumentar a produtividade do sistema de filtração para polpas com menor concentração de sólidos. Já o uso de surfactantes não é recomendado, pois resulta na redução expressiva da produtividade da placa cerâmica.

A planta de desagumamento do projeto Minas-Rio (minério de ferro), da Anglo American (Figura 28), localizada no Porto do Açu, município de São João da Barra-RJ, tem em operação 12 filtros-cerâmicos, com 144 m<sup>2</sup> de área de filtração, como parte do sistema projetado para escoar a produção anual de 26,5 Mt de minério do projeto Minas-Rio (ARAUJO JR., 2014).



**Figura 28.** Filtros cerâmicos industriais em planta de desagumamento de *pellet feed* da Anglo American.

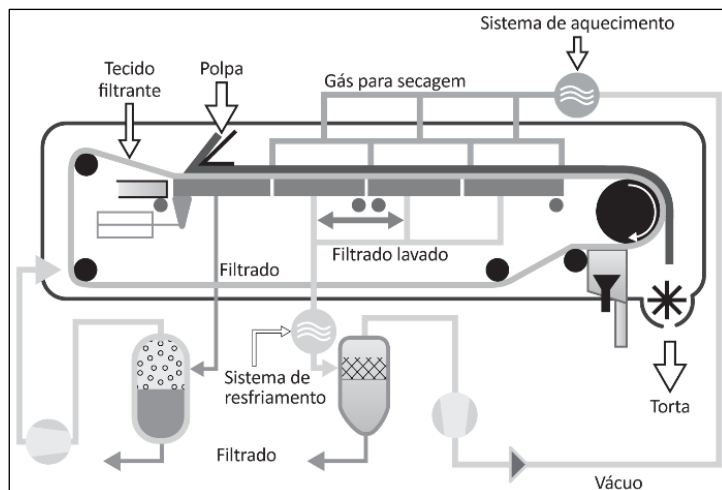
Fonte (autores)

A escolha do tipo de filtro a ser empregado em um processo industrial depende das características exigidas para o filtrado, bem como de peculiaridades operacionais de cada usina de beneficiamento. Entretanto, algumas questões devem ser respondidas, tais como: natureza dos sólidos, densidade da polpa, necessidade de lavagem da torta (processos hidrometalúrgicos), umidade final da torta e turbidez do filtrado. O objetivo é verificar qual tipo de filtro atende às necessidades do processo.

Os filtros horizontais de correia também são largamente empregados na indústria mineral. São equipamentos que combinam as operações de sedimentação gravitacional com filtração na zona de formação de torta, gerando um produto (torta) que possa ser posteriormente seco ou lavado. A etapa de sedimentação permite que as partículas mais grossas formem uma pré-capa, proporcionando maior eficiência de filtração da polpa. Portanto, esse tipo de filtro apresenta melhor desempenho, quando comparado aos filtros rotativos a vácuo (LAROX COORPORATION, 2010).



A Figura 29 ilustra um diagrama com sistema de filtração em correias horizontais da Pannevis-Larox (LAROX CORPORATION, 2010), com a possibilidade de operações conjuntas de filtração e secagem, para obtenção de tortas com umidade reduzida, abaixo de 1%.



**Figura 29.** Sistema de filtração em correia horizontal e secagem Pannevis-Larox (adaptado de LAROX CORPORATION, 2010).

Outra linha de filtros de correia é apresentada pela FLSmidth (2013), os denominados de TDP – *Tailings Dewatering Press*, com maior aplicação para rejeitos contendo partículas muito finas. O sistema de cilindros desaguadores posicionado na vertical permite a eliminação de zonas de molhabilidade do tecido filtrante e a produção de tortas com menor umidade.

### Considerações Finais

Frente aos desafios encarados pela indústria mineral, especialmente em questões relacionadas à redução de consumo e recuperação de água de processo, produção e disposição de rejeitos com elevado teor de sólidos, além do gerenciamento ambiental dos mesmos otimização das operações de desaguamento (espessamento e filtragem) torna-se imprescindível para a sustentabilidade da atividade mineral. Nesse sentido, devem fazer parte das estratégias empresariais a utilização mais racional de insumos, como água e energia, e a produção de rejeitos com alta densidade e na forma de pastas, metas ainda mais importantes na condução de unidades de beneficiamento mineral bem como na concepção de novos projetos.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

---

AI-XIANG, W.; HUA-ZHE, J.; JIANG, W.H.; SHENG-KAI, Y.; GAO-HUI, Y.; XIAO-HUI, L. Mechanical model of scraper rake torque in deep-cone thickener. *J. Cent. South University*, 43 (4), 1469-1474, 2012.

ARAUJO Jr., A.M. Influência das variáveis de processo na filtragem cerâmica de polpas de minério de ferro. Dissertação (Mestrado), Programa de Engenharia Metalúrgica e de Materiais, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, 84p., 2014.

AZAM, S.; JEERAVIPOOLVARN, S.; SCOTT, J.D. Numerical modeling of tailings thickening for improved mine waste management. *Journal of Environmental Informatics*, 13(2), p. 111-118, 2009.

BIGGS, S.; HABGOOD, M.; JAMESON, G.J.; YAN, Y. Aggregate structures formed via a bridging flocculation mechanism. *Chemical Engineering Journal*, 80 (1-3), 13-22, 2000.

BISCAIA Jr., E.C. Simplificação matemática do procedimento de Kynch. Comunicação Pessoal, 1982.

BOKELA. Pan Filter. Bokela equipments brochure, 12p., 2012. Disponível em <http://www.bokela.de/br/tecnologias/filtracao-a-vacuo/filtro-de-placa/downloads.html>. Acesso em 15 abr. 2018.

BURGER, R.; DAMASCENO, J.J.R. e KARLSEN, K.H. A mathematical model for batch and continuous thickening of flocculated suspensions in vessels with varying cross-section. *International Journal of Mineral Processing*, v. 73, 183-208, 2004.

BUSCALL, R.; WHITE, L.R. The consolidation of concentrated suspensions. Part 1 - the theory of sedimentation. *Journal of Chemical Society, Faraday Trans. 1*, 83, 873-891, 1987.

CAMPÊLO, L.D.; BALTAR, C.A.M.; FRANÇA, S.C.A. The importance of an initial aggregation step for the destabilization of an anatase colloidal suspension. *Colloids Surf. A*, 531, 67-72, 2017.

CHAVES, A.P. Desaguamento, espessamento e filtragem. Coleção Teoria e prática do tratamento de minérios, v. 2, 4ª Edição, Ed. Oficina de Textos, São Paulo-SP, 240p., 2013.

CONCHA, F. Solid-liquid separation in the mining industry. Springer ed., Switzerland, 429p., 2014.

CONCHA, F.; BARRIENTOS, A. e BUSTOS, M.C. Phenomenological model of high capacity thickening. In: Proceedings of the XIX International Mineral Processing Congress (IMPC 1995), San Francisco, 75-79 (Chapter 14), 1995.

CONCHA, F.; SBARBARO, D.; SEGOVIA J.P.; BÜRGER, R. Integrated system of parameter determination, thickener design, simulation and control. Proceedings of the XXIV International Mineral Processing Congress (IMPC 2008), Beijing, China, 2008.

COX, C. and TRACZYK, F. Design features and types of filtration equipments. In: Mineral Processing Plant Design, Practice and Control - Proceedings. Eds: Mular, A.L., Halbe, D.N. and Barratt, D.J., SME Inc., 2, 1342-1357, 2002.

DAHLSTROM, D.A. and FITCH, B. *Thickening*. In: WEISS, N.L. SME Mineral Processing Handbook, SME Editor, New York, 1985.

DORR-OLIVER Bulletin of high rate thickening systems, 1991.

FITTON, T.G.; SEDDON, K.D. Paste and thickened tailings – myth busting and clarification. In: Proceedings of PASTE 2013 – 16<sup>th</sup> International seminar on paste and thickened tailings, Belo Horizonte, Brazil, 37-43, 2013.

FLSMIDTH. EIMCO deep cone paste thickener. FLSmidth brochure, Mineral Processing Technology Center, 4p, 2010.

FLSMIDTH. FLSmidth Shriver® filter press products. FLSmidth brochure, Mineral Processing Technology Center, 8p, 2012.

FLSMIDTH. Tailings dewatering press (TDP). FLSmidth brochure, Mineral Processing Technology Center, 8p., 2013.

FRANÇA, S.C.A. Operação de espessadores não-convencionais. Dissertação (Mestrado), PEQ/COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, 55p., 1996.

FRANÇA, S.C.A.; CARVALHO, S.H.V. e FREIRE, N.O. Caracterização de suspensões floculentas e de biomassa. *Revista Ciência e Engenharia*, UFU, 2, 16-21, 1997.

FRANÇA, S.C.A.; MASSARANI, G.; BISCAIA Jr., E.C. Study on batch sedimentation – establishment of constitutive equations. *Powder Technology*, 101(2), 157-164, 1999.

FRANÇA, S.C.A. Equações constitutivas para a sedimentação de suspensões floculentas. Tese (Doutorado), Programa de Engenharia Química, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, 96 p., 2000.

FRANÇA, S.C.A.; LOAYZA, P.E.V.; BROCCHI, E.A. The use of natural polymers (chitosan and humic acid) in the red mud wastewater treatment. In: Proceedings of Enviromine 2015, J. Chaves & F. Valenzuela (Eds.), Gecamin Publications, Chapter 05, Peru, 2015.

GREGORY, J. Monitoring particle aggregation processes. *Advances in Colloid and Interface Science*, 147-148, 109-123, 2009.

GRIMA-OLMEDO, C.; BUTRAGUEÑO-MUÑOZ, J.A.; RAMÍREZ-GÓMEZ, A. Review of equipment for mine waste: from the conventional thickener to the deep cone for paste production. *Dyna Ingenieria e Industria*, 90, 359-365, 2015.

HENRIKSSON, B. The evolution of thickening rake mechanisms (Outokumpu Technology). *Filtration & Separation*, Dec., 26-27, 2005.

KAHANE, R.; NGUYEN, T. e SCHWARD, M.P. CFD modelling of thickeners at Worsley Alumina Pty Ltd. *Applied Mathematical Modelling* 26, 281-296, 2002.

KING, D.L. *Thickeners. Mineral Processing Plant Design*. MULLAR, A.L and BHAPPU, R.B. (Eds.), 2<sup>nd</sup> Edition. New York, SME, Cap. 27, 541-577, 1980.

KYNCH, G.J. Theory of sedimentation. *Transactions of the Faraday Society*, 48, 166 - 175, 1952.

LAROX COORPORATION. Capillary action disc filter CERAMEC. Larox brochure, 16p., 2008. Disponível em [www.larox.com](http://www.larox.com). Acesso em 19 jul. 2009.

LAROX COORPORATION. Soluções de filtração para mineração e metalurgia – Filtros automáticos de pressão Larox. Catálogo de produtos, 20p., 2009. Disponível em: [www.larox.com](http://www.larox.com). Acesso em 26 nov. 2009.

LAROX COORPORATION. Horizontal vacuum belt filters – Pannevis. Filtration Solutions. Catálogo de produtos, 20p., 2010. Disponível em: [www.larox.com](http://www.larox.com). Acesso em 01 mai. 2010.

LOAYZA, P.E.V. Estudo da eficiência de polímeros naturais (quitosana e ácido húmico) na floculação e desaguamento de polpas minerais. Dissertação (Mestrado), PUC-Rio, Rio de Janeiro, 172p., 2015.

MASSARANI, G. Filtração. Número especial da *Revista Brasileira de Engenharia*, Caderno de Engenharia Química, Rio de Janeiro, 69p., 1985.

MASSARANI, G. Fluidodinâmica em sistemas particulados. Editora E-paper, Rio de Janeiro, 2<sup>a</sup> Edição, 152p., 2002.

METSO CORPORATION Upgrading. Basics in mineral processing, edition 10, Chap. 6, 1-76, 2015.

METSO CORPORATION. Filtros prensa de placas verticais VPA. Brochure No. 3278-04-16-ESBL/Sala-Portuguese, 7p., 2016.

MIERCZYNSKA-VASILEV, A.; KOR, M.; ADDAI-MENSAH, J.; BEATIE, D.A. The influence of polymer chemistry on adsorption and flocculation of talc suspensions. *Chemical Engineering Journal*, 220, 375-382, 2013.

OUTOTEC. Outotec thickening technology. Outotec brochure, 12p., 2012.

OUTOTEC. Outotec Larox PF Filter. Outotec brochure, 8p., 2015.

PARSAPOUR, G.; ARGHAVANI, E.; BANISI, S.; MOUSAVI, S. Improving performance of the Gol-E-Gohar iron ore concentration plant thickener. Proceedings of IMPC 2014 (Dewatering section), Gecamin Publications, Santiago, Chile, 2014.

PAVLOV, K.F.; ROMANKOV, P.G.; NOSKOV, A.A. Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en tecnología química, Editorial Mir, Moscou, 611p., 1981.

PEARSE, M.J. Historical use and future development of chemicals for solid-liquid separation in the mineral processing industry. *Minerals Engineering*, 16, 103-108, 2003.

PINTO, T.C.S.; LIMA, J.R.B.; MORAES JÚNIOR, D.; LEAL FILHO, L.S. Dimensionamento de espessadores: validação experimental de três técnicas convencionais. *Revista da Escola de Minas, Ouro Preto*, 62(2), 243-249, 2009.

REA, T.H. e JAY, P. Performance of ceramic filters on the Zambian copperbelt, *Minerals Engineering*, 18, 927-930, 2005.

RICHARDSON, J.F.; ZAKI, W.N. Sedimentation and Fluidization: Part I. *Trans. Instn. Chem. Engrs.*, 32, 35-42, 1954.

SCALES, P.J.; CRUST, A.H.; USHER, S.P. Thickener modeling – from laboratory experiments to full-scale prediction of what comes out the bottom and how fast. In: Proceedings of 18<sup>th</sup> International Seminar on Paste and Thickened Tailings, Jewell, R. & Fourie, A. (Eds), Perth, Australia, 2015.

SCHNEIDER, C.L.; GONÇALVES, K.; GOBBO, O. e ALVES, W.K. Cálculo de parâmetro de modelo de sedimentação para simulação e escalonamento de espessadores de polpa. In: Anais do 36<sup>o</sup> Seminário de Minério de Ferro, Ouro Preto-MG, v. 2, 527-537, 2006.

SILVERBLATT, C.E. e EASTON, J.H. Solid-liquid separation: characterization of process objectives and general approach to equipment selection. Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. MULAR, A.L., HALBE, D.N. AND BARRATT, D.J. (Eds.), SME Inc., v. 2, 1255-1261, 2002.

TOWNSEND, I. Automatic pressure filtration in mining and metallurgy, *Minerals Engineering*, 16, 165–173, 2003.

USHER, P.S. e SCALES, P.J. Steady state thickener modeling from the compressive yield stress and hindered settling function. *Chemical Engineering Journal*, 111, 253-261, 2005.

USHER, P.S.; SEPHAR, R. e SCALES, P.J. Theoretical analysis of aggregate densification: impact on thickener performance. *Chemical Engineering Journal*, 151 (1-3), 202-208, 2009.

YANG, J.; WANG, X.H.; PAREKH, B.K. Improved techniques for hyperbaric filtration of fine coal slurry. *International Journal of Coal Preparation and Utilization*, 30, 32-43, 2010.

WEIR, S. e MOODY, G.M. The importance of flocculant choice with consideration to mixing energy to achieve efficient solid-liquid separation. *Minerals Engineering*, 16, 109-113, 2003.

WESTECH ENGINEERING. Paste thickeners - Advanced thickening technology. WesTech brochure, 8p., 2015.

WILHELM, J.H. e NAIDE, Y. Sizing and operating continuous thickeners. *Mining Engineering*, 33 (12), 1710-1718, 1981.