

SEPARAÇÃO SÓLIDO LÍQUIDO

1 - INTRODUÇÃO

A separação sólido líquido é uma etapa importante e, às vezes crítica, nas usinas de processamento mineral. Apresenta normalmente alto consumo energético. No caso da concentração de cobre, por exemplo, esse consumo só é suplantado pela fragmentação e flotação.

Para os minérios de ferro processados no Quadrilátero Ferrífero (MG) o consumo energético da separação sólido líquido nas usinas representa de 15 a 40% do total.

As operações de separação sólido líquido têm como objetivo: a recuperação/recirculação de água, a preparação de polpas com porcentagem de sólidos adequadas a etapas subseqüentes, desaguamento final de concentrados, preparação de rejeitos para o descarte.

Várias operações podem ser utilizadas na separação sólido líquido como: espessamento, filtração, centrifugação, peneiramento, secagem, flotação e separação magnética. A aplicação industrial de uma ou outra operação dependerá, principalmente, das características do material a ser processado e de uma análise técnico/econômica. Há na literatura uma série de procedimentos sugeridos para uma seleção preliminar de equipamentos mais adequados à uma determinada situação.

Diversos fatores podem influenciar no projeto e na operação de sistemas de separação sólido líquido como: distribuição granulométrica do sólido, área superficial do sólido, forma da partícula, características de superfície do sólido, porcentagem de sólidos na polpa e viscosidade do líquido.

Uma maior proporção de materiais em faixas granulométricas mais finas pode representar redução na eficiência de separação e maior consumo de reagentes agregantes. Maiores valores de área superficial específica do sólido causam, por exemplo, maior dificuldade para a operação de filtros industriais. Partículas lamelares e aciculares tendem a apresentar mais problemas na filtração (redução da produtividade do filtro e cegamento do meio filtrante).

As características de superfície do sólido estão diretamente relacionadas com o estado de dispersão/agregação da polpa e com a escolha do tipo de reagente a se utilizado no espessamento e na filtração.

A porcentagem de sólidos pode ser crítica para o desempenho dos filtros contínuos a vácuo que operam com polpa em maiores concentrações de sólidos. Na floculação, uma maior porcentagem de sólidos na polpa pode ser favorável à formação de flocos.

A diluição da alimentação de espessadores pode aumentar a velocidade de sedimentação de partículas, melhorar a qualidade do overflow e do underflow. Maiores valores de temperatura (dentro de certos limites) significam menores valores de viscosidade e podem significar melhor separação.

14.2 - ESPESSAMENTO

O espessamento é a operação de separação sólido líquido baseada na sedimentação, utilizada para: recuperação de água de polpas contendo rejeitos para descarte, preparação de polpas com densidades mais adequadas para operações subseqüentes (filragem, moagem, flotação, lixiviação, preenchimento de cavidades), separação das espécies dissolvidas dos resíduos lixiviados.

Polpas com menos de 1% até cerca de 50% de sólidos (em massa) são espessados para 10 a 75% tendo a fase clarificada concentração da ordem de ppm.

Os equipamentos utilizados industrialmente são construídos em aço ou em concreto armado e podem ser classificados em: espessadores de alta capacidade, espessadores de lamela e cones de sedimentação (de desagramento).

O espessador convencional é um tanque circular no qual a alimentação é realizada na região central onde um dispositivo diminui a energia cinética da polpa, permite o espalhamento homogêneo do material e a sedimentação do sólido. Caracteriza-se por: parte superior cilíndrica com diâmetro maior que a altura; parte inferior representada por cone raso com apex voltado para baixo; calha interna ou externa ao tanque; para coleta do overflow; calha da alimentação; passarela para mecanismo de giro; alimentador; mecanismo de giro de braços e pás; sistema de remoção do underflow.

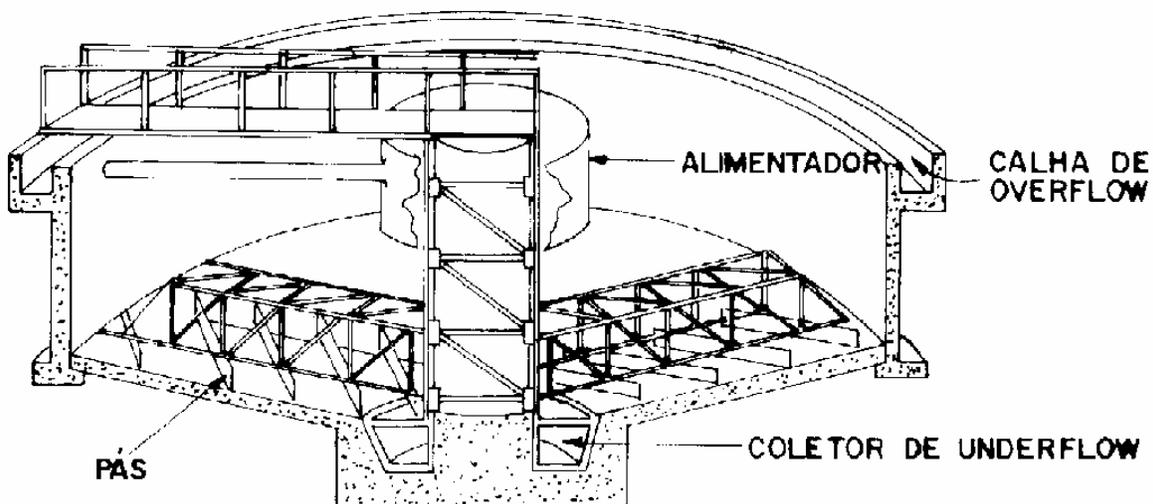


Figura 14.1 – Espessador convencional

O mecanismo de giro de braços e pás pode estar apoiado em uma viga ou ponte (diâmetro < 30m). Para equipamentos maiores, este mecanismo é suportado por uma coluna central. Um sistema de cabos de aço, capaz de fornecer rotação aos braços e pás e ainda realizar a elevação deste conjunto, quando necessário, pode também ser utilizado.

A concentração de sólidos em um espessador varia desde o overflow clarificado até a maior concentração de sólidos do underflow. Embora esta variação seja gradativa, pode-se considerar a existência de 4 zonas (Figura 14.2): zona de alimentação; zona de clarificação; zona crítica de sedimentação (ou zona de transição) e zona de compressão.

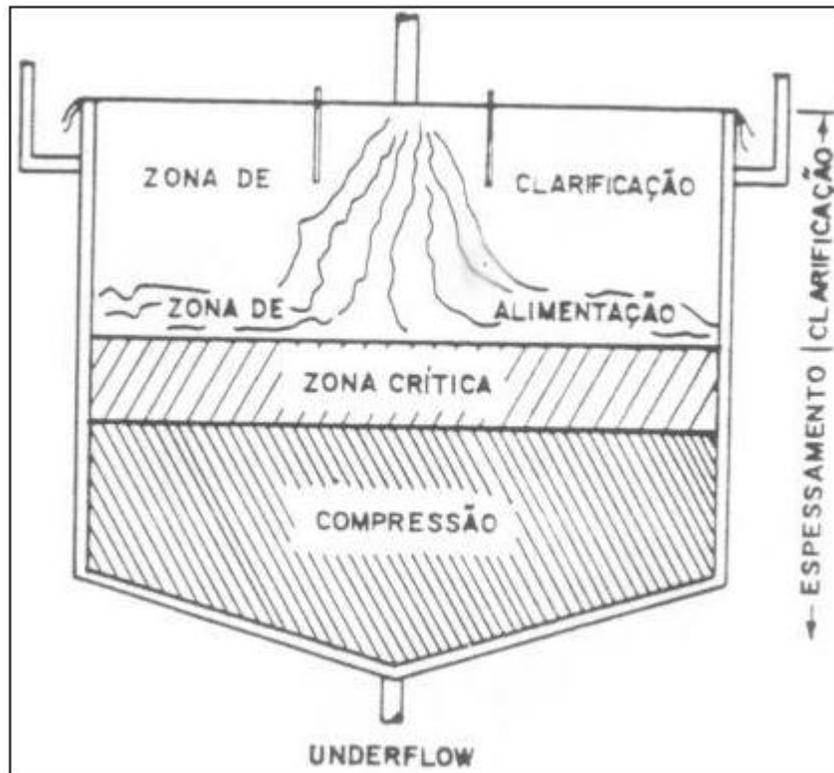


Figura 14.2 - Zonas de sedimentação em um espessador.

Na **zona de alimentação** a polpa é alimentada pelo *feed-well* no espessador. A alimentação possui densidade maior que o overflow clarificado. Líquido e partículas finas que não sedimentam saem da zona de alimentação em direção do overflow. Se estas partículas não se agregam (não formam **agregados**), elas são levadas pelo fluxo ascendente. Se a agregação ocorre durante o tempo em que elas são retidas na **zona de clarificação**, agregados de tamanho suficiente sedimentam contra a corrente e voltam à **zona de alimentação**. Os sólidos que podem atravessar a zona de alimentação passam para a **zona crítica de sedimentação**, juntamente com uma fração do líquido que se destina ao underflow.

Na **zona de clarificação** predomina uma maior diluição da polpa, na qual as partículas sólidas estão mais distantes umas das outras, sedimentando-se praticamente sem interferências mútuas. Se uma partícula maior sedimenta-se mais rapidamente e se choca com uma outra partícula, pode ocorrer, ou não, a formação de **agregado**. Se há formação de agregado esta *nova partícula* passa a sedimentar com uma velocidade maior. Se não há formação de agregado após a colisão, as duas partículas continuam seu movimento individual, tendo cada uma sua velocidade característica. Desta forma pode-se distinguir dois sub tipos de regimes de clarificação: clarificação de partículas e clarificação de agregados (Figura 14.3).

Na **zona crítica de sedimentação** (ou de transição) ocorre o aumento da concentração de partículas na polpa e também o aumento da tendência à formação de agregados.

Na **zona de compressão** há maior densidade da polpa e/ou maior tendência para a formação de agregados. Os sólidos são compactados ou espessados. As estruturas formadas no regime de compressão são rígidas de tal forma que cada camada de sólidos pode suportar mecanicamente as camadas superiores.

A zona crítica e a zona de compressão formam a **região de espessamento**.

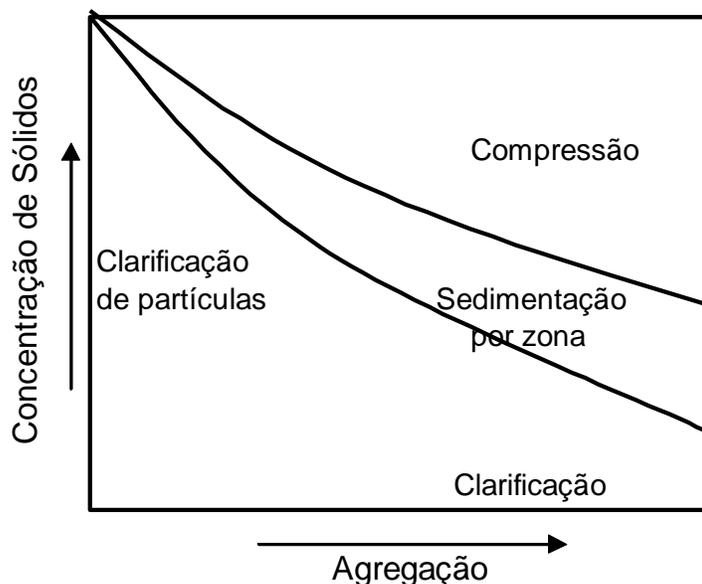


Figura 14.3 – Regimes de Sedimentação segundo Fitch

O modelo Mishler considera o espessador de forma simplificada. O fluxo de sólidos é influenciado pela velocidade de sedimentação e pela concentração de sólidos na polpa.

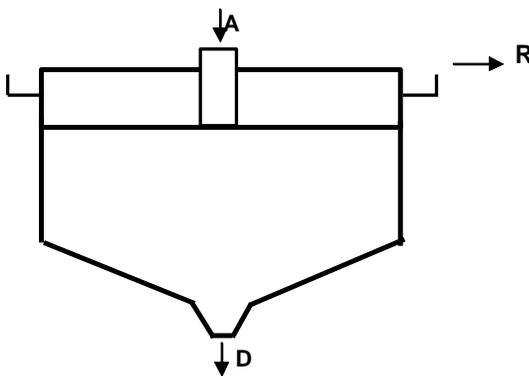


Figura 14.4 – Modelo Mishler

$$A = D$$

$$A \cdot D_A = D \cdot D_D + R$$

$$R = A \cdot D_A - A \cdot D_D = A \cdot (D_A - D_D)$$

Onde:

A = fluxo de massa de sólido na alimentação (massa de sólido/tempo)

D = fluxo de massa de sólido do underflow (massa de sólido/tempo)
D_A = diluição da alimentação (massa de líquido/massa de sólido)
D_D = diluição do underflow (massa de líquido/massa de sólido)
R = fluxo de massa de água no overflow (massa de água/tempo)

O fluxo volumétrico de água eliminada pelo espessados (**O_R**) é:

$$O_R = \frac{R}{\rho} = \frac{A \cdot (D_A - D_D)}{\rho}$$

Onde **ρ** = massa específica do líquido

Considerando que a velocidade de sedimentação do sólido (**V_S**) seja igual à velocidade da água ascendente do líquido **V_f** e que **S** seja a área transversal ao fluxo:

$$V_s = V_f = \frac{O_R}{S} = \frac{A \cdot (D_A - D_D)}{S \cdot \rho}$$

$$S = \frac{A \cdot (D_A - D_D)}{V_s \cdot \rho}$$

Os espessadores de alta capacidade têm maior produção por área se comparados com os convencionais. Isso se deve ao sistema de adição de agregantes, desenvolvidos especialmente para esse fim pelos fabricantes de equipamentos. A figura 14.5 apresenta um alimentador desenvolvido que permite melhor interação reagente agregante e sólido nos espessadores de alta capacidade.

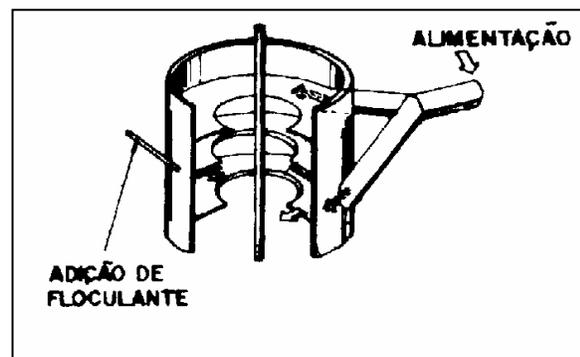
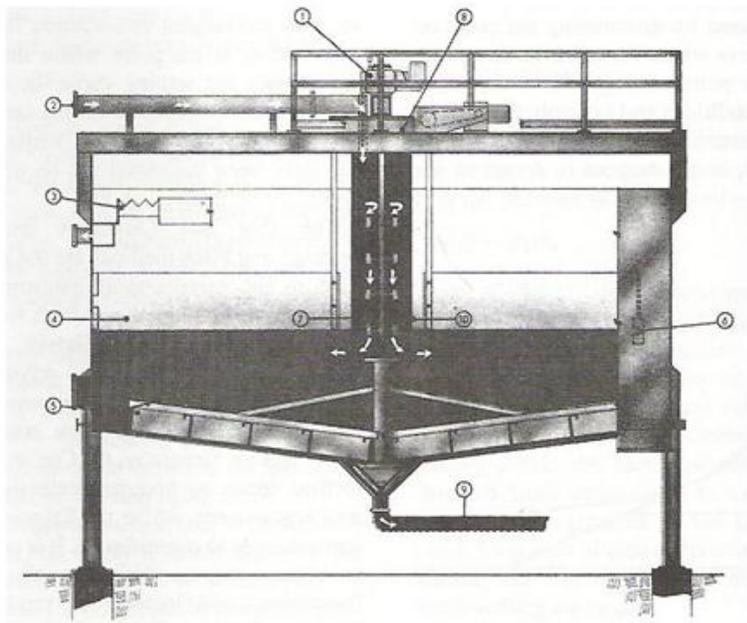


Figura 14.5 - Espessador de alta capacidade e alimentador

Os espessadores de lamelas, desenvolvidos recentemente, são constituídos por uma série de placas inclinadas, dispostas em paralelo, e colocadas na região de sedimentação de tal maneira a reduzir a altura de sedimentação drasticamente. A partícula sedimenta até encontrar a superfície de uma placa e passa a se deslocar sobre a mesma em trajet.

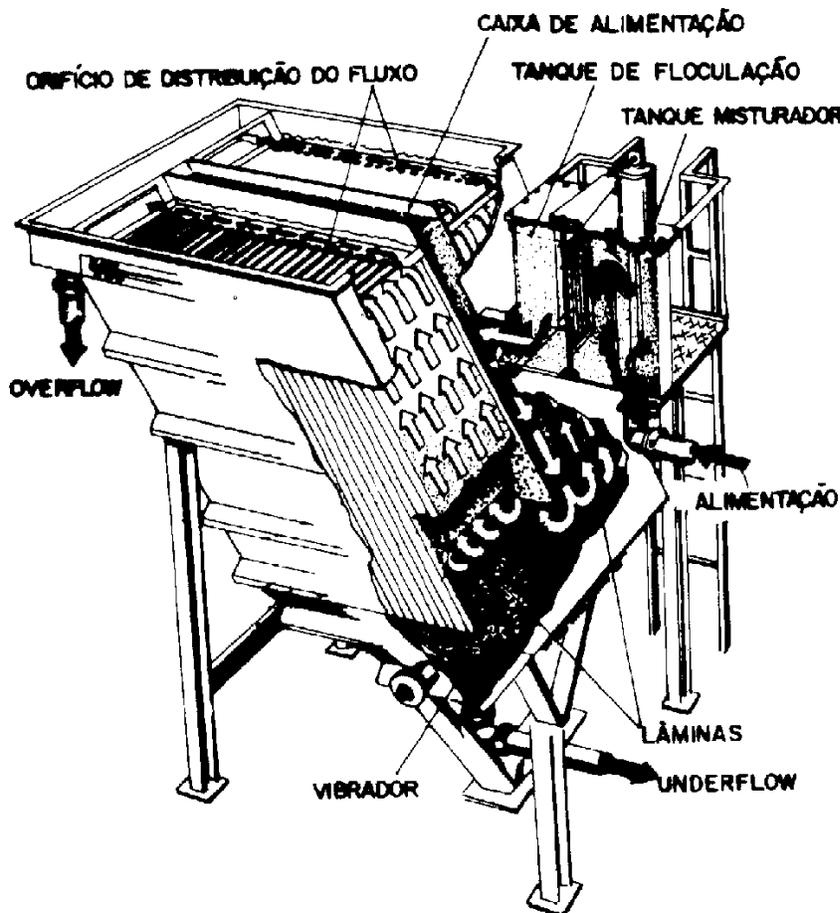


Figura 14.6 - Espessador de lamelas

Alguns espessadores têm capacidade de fornecer underflow com densidades de polpa bem mais elevadas, formando pasta mineral (sistema coloidal que se apresenta como um fluido homogêneo não apresentando drenagem significativa de água). A figura a seguir mostra um espessador capaz de produzir pastas minerais, constituído por um tanque com grande altura (7-16) com parte cilíndrica e parte cônica com diâmetros que variam entre 2 e 12 cm. O tanque de cilindros através dos quais o overflow atinge o ponto de saída, e de uma coluna central onde há recirculação de água.

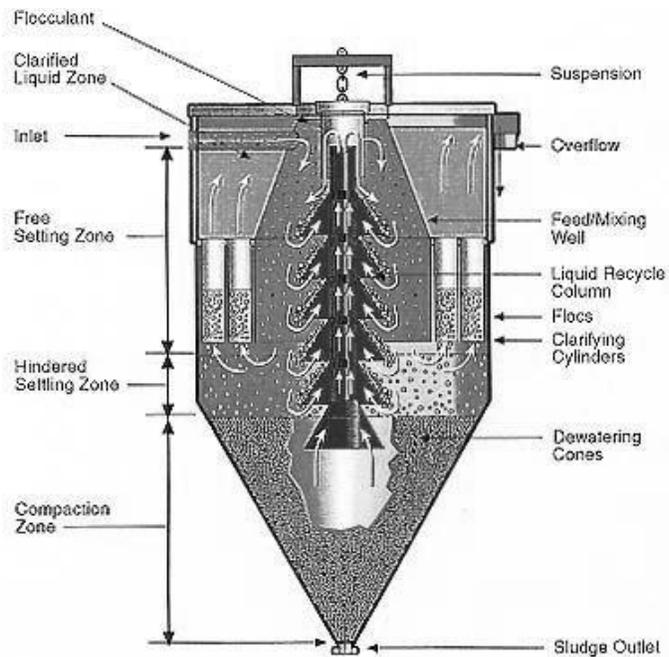


Figura 14.7 - Esquema do espessador E-CAT



Figura 14.8 – Pasta mineral

Os cones de sedimentação ou de desaguamento são equipamentos com forma cônica que se caracterizam por ângulo de apex de 60° para materiais mais grosseiros e 40° para materiais mais finos. Atualmente, têm aplicação mais restrita na indústria mineral.

O dimensionamento de espessadores é feito usualmente com base em testes de sedimentação em escala de bancada utilizando provetas de 1000 ou 2000ml. Nestes testes observa-se a movimentação da interface, formada entre o líquido clarificado e os sólidos em sedimentação, em função do tempo. Curvas de altura de interface em função do tempo são traçadas.

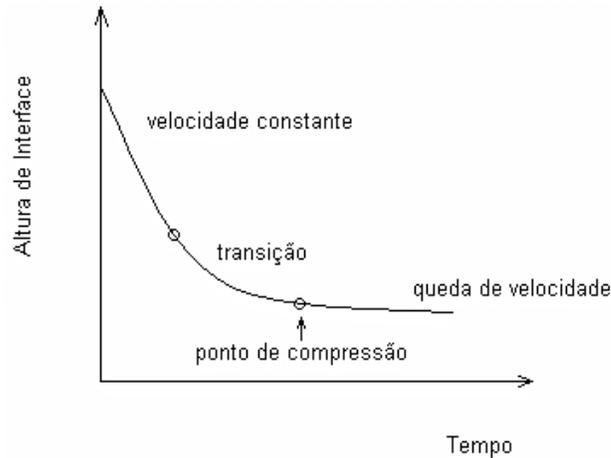


Figura 14.9 - Curva de sedimentação

As curvas de sedimentação apresentam, em geral, três secções como pode ser visto na figura: seção de velocidade constante, seção de transição e seção de queda de velocidade (compressão). Nos métodos de dimensionamento a identificação dos limites entre as secções pode ser fundamental. Neste caso pode-se utilizar:

- gráfico do logaritmo da altura da interface em função do logaritmo do tempo
- gráfico de Roberts ($\log (H - H_{\text{infinito}})$) em função do tempo, onde H e H_{infinito} são respectivamente a altura de sedimentação no tempo t e no tempo infinito
- gráfico de $\log ((H - H_{\text{infinito}})/t)$ em função do logaritmo do tempo.

Os métodos de dimensionamento de espessadores mais utilizados na prática são: Coe e Clevenger, Talmege-Fitch e Oltmann. Verifica-se que os resultados obtidos por estes três métodos, para uma mesma situação, nem sempre serão coincidentes. Fitch (1977) mostra de uma forma detalhada a aplicação de cada um destes métodos.

Tabela 14.1 – Dados de Espessadores

Valores estimados para projeto	% sólidos alimentação	% sólidos UF	área unitária m ² /t.dia
alumina,lama vermelha-Bayer			
Primário	3 - 4	10 - 25	2 - 5
Lavadores	6 - 8	15 - 25	1 - 4
Final	6 - 8	20 - 35	1 - 3
Hidrato			
Finos	2 - 10	30 - 50	1 - 3
cimento, processo úmido	16 - 20	60 - 70	-
Carvão			
Rejeito	0,5 - 6	20 - 40	-
finos-carvão limpo	-	20 - 50	-
meio denso(magnesita0	20 - 30	60 - 70	-
pó de aciaria			
alto forno	0,2 - 2	40 - 60	-
BOF	0,2 - 2	30 - 70	-
hidróxido de mg de salmoura	8 - 10	25 - 50	6 - 10
hidróxido de mg de água do mar			
Primário	2 - 3	15 - 20	10 - 26
Lavadores	5 - 10	20 - 30	10 - 15
Metalúrgicos			
concentrados de cobre	15 - 30	50 - 75	0,2 - 0,6
rejeitos de cobre	10 - 30	45 - 65	0,04 - 1
minério de ferro			
concentrados finos	20 - 35	60 - 70	0,004 - 0,008
concentrados grossos	25 - 50	65 - 80	0,002 - 0,005
Rejeitos	1 - 10	40 - 60	0,4 - 1
concentrados de chumbo	20 - 25	60 - 80	0,2 - 0,6
Manganês			
resíduo de lixiviação	0,5 - 2	5 - 9	10 - 20
Molibidênio			
Concentrado	10	30	1 - 1,5
concentrado scavenger	8	40	0,5
Lamas	-	50 - 60	1 - 1,5
Níquel			
resíduo de lixiviação	10 - 25	50 - 60	0,5 - 1,5
concentrados de sulfetos	3 - 5	65	0,5 - 2
concentrados de zinco	10 - 20	50 - 60	0,3 - 0,7
Potássio			
sais de cristalização	10 - 25	35 - 50	-
Lamas	1 - 5	6 - 25	4 - 20
Urânio			
minério lixiviado em ácido	10 - 30	45 - 65	0,15 - 0,6
minério lixiviado em álcalis	20	60	1
Precipitado	1 - 2	10 - 25	5 - 12,7

Tabela 14.2 - Exemplos de Espessadores Industriais → minério de ferro

Usina / Empresa	Produto	Equipamento	Diâmetro (m)/ Tipo de Construção/ Quantidade	Alimentação Base Seca (t/h)	Alimentação (% sólidos)	Underflow (% sólidos)
Pico / MBR	Alimentação Flotação	Convencional	22 / concreto / 1	600	50	65
	Lamas	Convencional	45,7 / aço / 1	120	10	35
	Concentrado (Pellet Feed)	Convencional	14 / concreto / 1	550	55	65
Mutuca / MBR	Lamas + Rejeito Sep. Mag.	Alta Capacidade	22 / concreto / 1	250	10	45
Vargem Grande / MBR	Alimentação Flotação	Convencional	22 / concreto / 1	300	50	65
	Lamas	Convencional	36 / aço / 1	80	10	35
	Concentrado (Pellet Feed)	Convencional	12 / concreto / 1	270	55	65
Ilha de Guaíba / MBR	Undersize Peneiramento	Alta Capacidade	5 / aço / 2	60	15	60
Casa de Pedra / CSN	Rejeito	Convencional	100 / concreto / 1	214	06	60
	Concentrado	Convencional	18 / concreto / 1	350	42	65
Cauê / CVRD	Rejeito	Convencional	75 / concreto / 2	300	04	45
	Concentrado	Convencional	30 / concreto / 2	400	15	60
Conceição / CVRD	Rejeito	Convencional	100 / concreto / 1	300	04	45
	Concentrado	Convencional	30 / concreto / 2	500	20	60 – 70

Exercício:

1) Estimar a área (m^2) e o diâmetro (m) de um espessador que é alimentado com concentrado de minério de ferro fino, em 6000t/dia (base seca).

2) Um floculante deve ser adicionado a uma polpa de minério que alimenta um espessador industrial. Sabendo-se que:

-massa de polpa da alimentação = 600 t/h;

-massa específica de sólido: $3,5g/cm^3$

-massa específica do líquido: $1g/cm^3$

-massa específica da polpa: $1,17g/cm^3$

-custo do floculante: US\$ 1,00 /Kg

Calcule:

a) %sólidos em massa da polpa;

b) % sólidos em volume da polpa;

c) a diluição da polpa;

d) a concentração massa/volume (Kg/m^3);

e) o volume a ser adicionado de floculante (L/h) considerando-se uma dosagem de 60 g/t e que este reagente é preparado em uma concentração de 1% (10 Kg de floculante /1000L de solução);

f) o custo anual de floculante considerando-se 7500 horas trabalhadas/ano.

3) Considere o modelo de Mishler para o espessamento e os seguintes dados:

- alimentação (sólidos): 250 t/h

- velocidade de sedimentação do sólido: 0,0005 m/s

- massa específica do líquido: $1 g/cm^3$

- % sólidos em massa na alimentação: 25

- % sólidos em massa no underflow: 55

Responda:

a) Qual é a área necessária ao espessamento (m^2)?

b) Qual é o diâmetro do espessador (m)?

c) Qual é o fluxo volumétrico de água que deixa o espessador (m^3/h)?

4) Em uma usina de concentração por flotação são alimentadas 600 t/h de um minério com 58,7% de Fe. Tendo-se obtido neste processo um concentrado com 68,5 % de Fe e um rejeito com 10% de Fe, pede-se:

a) Calcular o diâmetro de um espessador para receber o concentrado produzido sendo que o mesmo é alimentado com uma polpa com 30% de sólidos. A velocidade de sedimentação destes sólidos é de 0,66 m/h e o bombeamento do underflow será executado com 84% de sólidos;

b) Calcular o diâmetro de um espessador para receber o rejeito produzido sendo sua alimentação uma polpa com 25% de sólidos. A velocidade de sedimentação destes sólidos é de 0,56 m/h e o underflow apresenta 70% de sólidos;

c) Calcular a vazão de água descartada no overflow dos espessadores;

d) Calcular a vazão de floculante, em l/min, usado para a sedimentação do concentrado e do rejeito, considerando que a dosagem do reagente é de 150 g/t no espessador de concentrado e de 250 g/t no espessador de rejeito. A solução do floculante foi preparada com uma concentração de 5%.

14.3 - FILTRAGEM

A filtragem (filtração) é uma operação de separação sólido líquido, empregada nas usinas de processamento mineral, que se caracteriza pela passagem de uma polpa através de um meio filtrante de tal forma que haja retenção do sólido e a passagem do líquido. É utilizada com objetivo de retirada de água de concentrados e rejeitos finais, e maximização da recuperação de espécies dissolvidas em processos hidrometalúrgicos.

A existência de uma força incidente sobre as partículas, através do meio, é necessária e pode ser conseguida através de: gravidade, vácuo, pressão ou centrifugação.

A filtragem contínua, a vácuo, com formação de torta, é a mais comumente utilizada no processamento mineral com: filtros de tambor, de disco e horizontais.

O filtro de tambor (figura) representa um grande cilindro que gira solidário ao seu eixo longitudinal. A alimentação é feita numa bacia de polpa (alimentação por baixo), ou sobre a superfície do tambor (alimentação por cima). O meio filtrante utilizado pode ser: um tecido preso à superfície do tambor, tecido na forma de uma correia, ou um tecido preso ao tambor acrescido de uma camada de material granular formada sobre esse tecido (filtros pré-cobertos). A descarga é efetuada por: raspador, por rolo ou por fios.

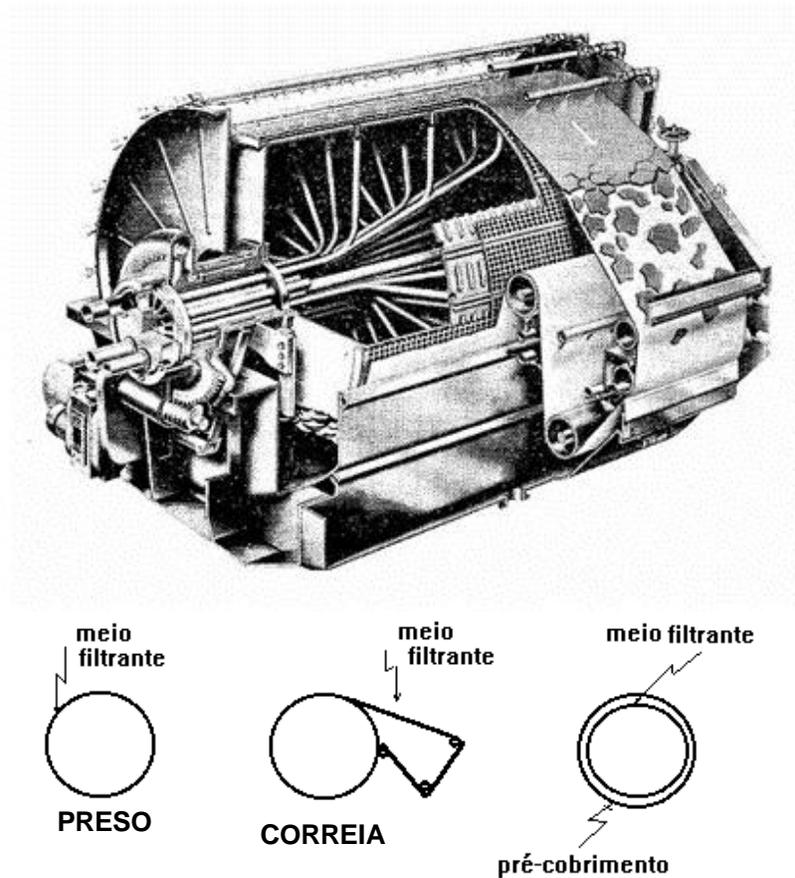


Figura 14.10 - Filtro de tambor de correia

O filtro de disco convencional é composto por uma série de discos espaçados, ligados entre si por um tubo que executa um movimento de rotação. A formação de torta é realizada em ambos os lados de cada disco, dentro de uma bacia de polpa mantida sob agitação. A descarga da torta é feita com o auxílio de ar comprimido. Filtros de disco encapsulados, ou hiperbáricos, caracterizam-se pela operação realizada dentro de uma câmara pressurizada ($AP = 105\text{Pa} = 29,5 \text{ pol Hg}$). Existem ainda filtros que utilizam setores constituídos de material cerâmico dispensando o uso de tecidos.

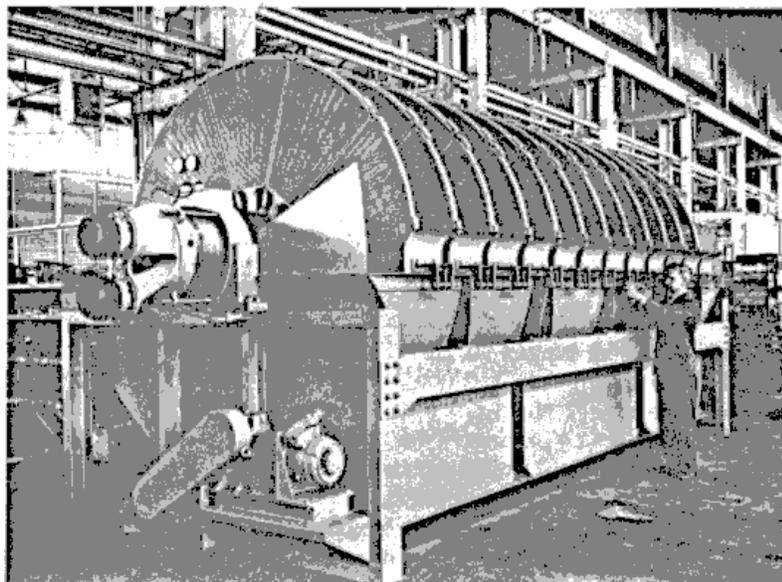


Figura 14.11 - Filtro de disco convencional



Figura 14.12 – Filtro de disco

Os filtros horizontais de mesa são circulares, dispõem de movimento giratório no plano horizontal e sua alimentação é feita por cima. O vácuo tem o mesmo sentido da força gravitacional. A descarga da torta é realizada com auxílio de um parafuso ou lâmina. Operam em faixa granulométrica entre 100 e 1000 µm.

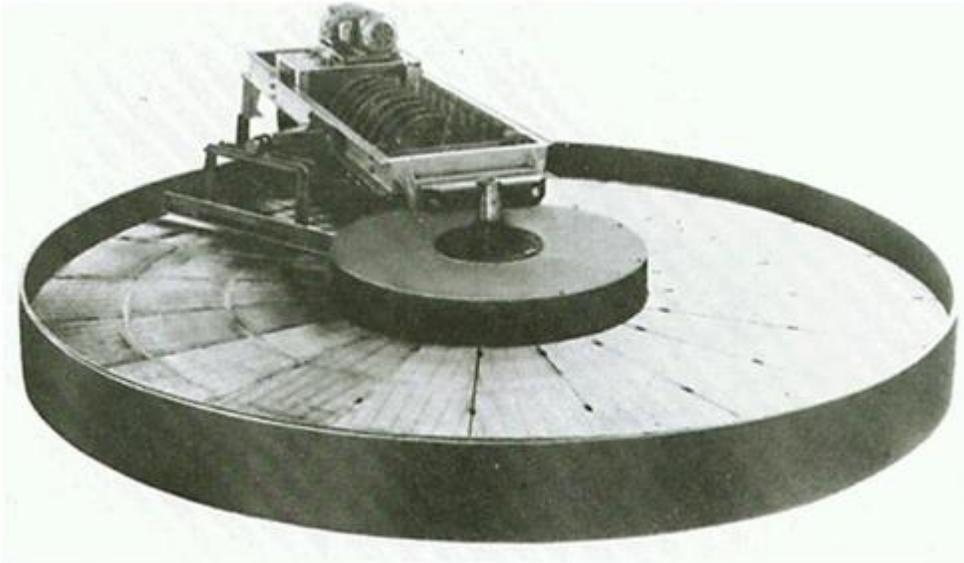
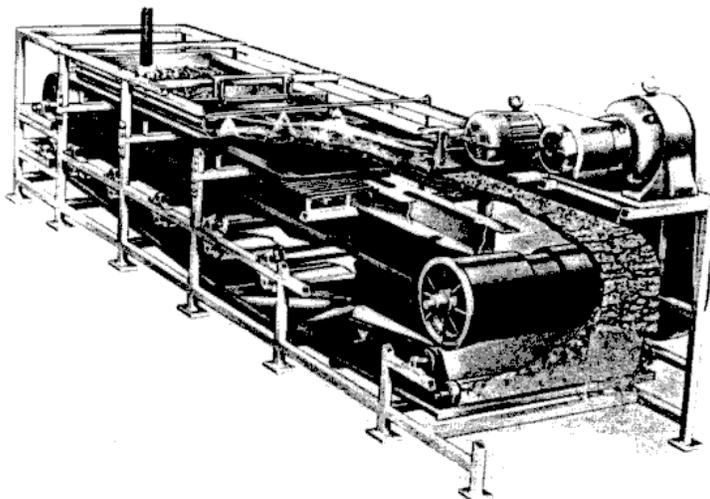


Figura 14.13 - Filtro horizontal de mesa

Os filtros de correia podem operar com porcentagens de sólido em uma faixa mais ampla de valores e com polpas heterogêneas. Caracterizam-se por uma correia de borracha, perfurada em vários pontos, que suporta o meio filtrante e permite a ação do vácuo realizado sob a mesma. A polpa é alimentada em uma das extremidades da correia ocorrendo formação de torta, secagem, lavagem (opcional), descarga e lavagem do meio filtrante.



FILTRO HORIZONTAL DE CORREIA



Figura 14.14 - Filtro de correia horizontal

O filtro de bandeja revolvente é caracterizado por uma alimentação feita por cima, pela existência de compartimentos (tabuleiros) e pelo movimento de rotação, no plano horizontal, que permite a realização das diversas tarefas. A descarga da torta é efetuada com auxílio de ar comprimido e com a movimentação do compartimento do filtro.

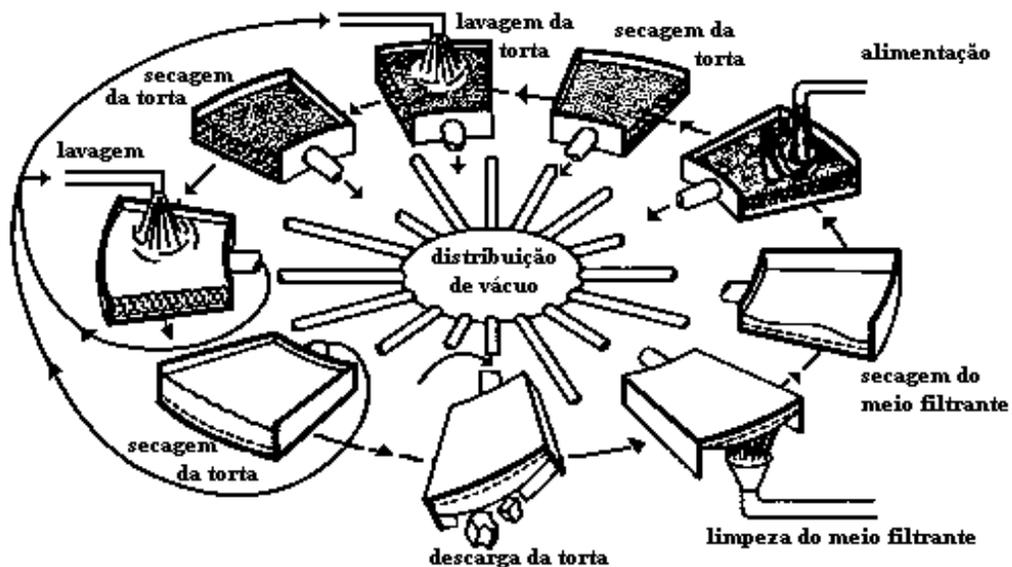


Figura 14.15 - Filtro de bandeja revolvente

Os filtros de pressão caracterizam-se por: operação descontínua, produção de tortas com mais baixa umidade mesmo em granulometrias mais finas, baixo custo de operacional e mais alto custo de investimento. A figura a seguir mostra um filtro de pressão, automático e semicontínuo que realiza a filtração em etapas:

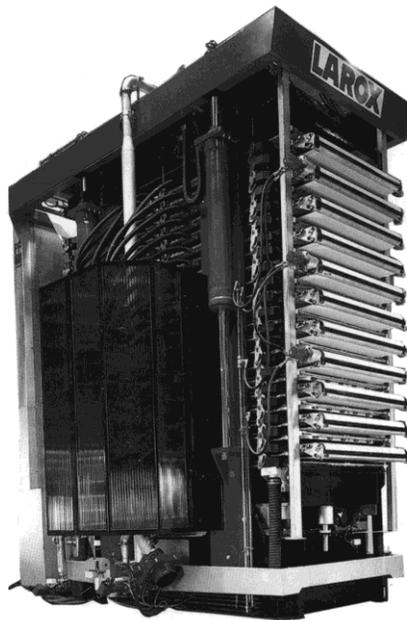


Figura 14.16 - Filtro de pressão automático e semicontínuo

- Introdução da polpa nas câmaras de filtração
- Introdução de um líquido para a prensagem da torta por meio de um diafragma presente em cada câmara
- (Opcional) Introdução de um líquido de lavagem nas câmaras realizando-se depois a prensagem da torta
- Introdução de ar nas câmaras para permitir o retorno do diafragma à posição inicial
- Descarga da torta

O desempenho de um filtro industrial é avaliado em termos de: umidade de torta (massa líquido/massa torta); taxa unitária de filtração (massa de torta seca/tempo/área); percentagem de sólidos no filtrado (massa de sólidos no filtrado/massa do filtrado).

Os meios filtrantes são os elementos responsáveis pela retenção do sólido permitindo também passagem do líquido. Devem se caracterizar por: oferecer mínima resistência ao fluxo de filtrado, propiciar baixa concentração de sólidos no filtrado, não apresentar tendência ao bloqueio, oferecer boas características de descarga, permitir a sua limpeza por água ou ar, ter boa resistência mecânica, química e biológica. Podem ser classificados, de acordo com sua constituição, em três tipos: flexível, granulado (filteraids) e poroso. Os meios flexíveis são constituídos por tecidos que possuem uma trama (fios trançados) feita com material metálico, natural ou sintético. Há também aqueles sem a trama com os feltros, por exemplo. Os tecidos, nas mais diversas tramas, quer sejam sintéticos ou naturais, têm sido os meios mais utilizados na filtração dentro do processamento mineral. O material granulado é normalmente constituído por diatomitos, perlitos expandidos, carvão, entre outros. No caso

dos filtros de tambor pré-cobertos o meio filtrante é constituído por um tecido e sobre este há deposição de uma camada de material granulado. O tipo poroso inclui, entre outros materiais, metal sinterizado, carvão ativado, vidro sinterizado e cerâmica porosa. A utilização de material cerâmico nos filtros de disco dispensa o uso do tecido permitindo a operação com polpas em condições mais severas.

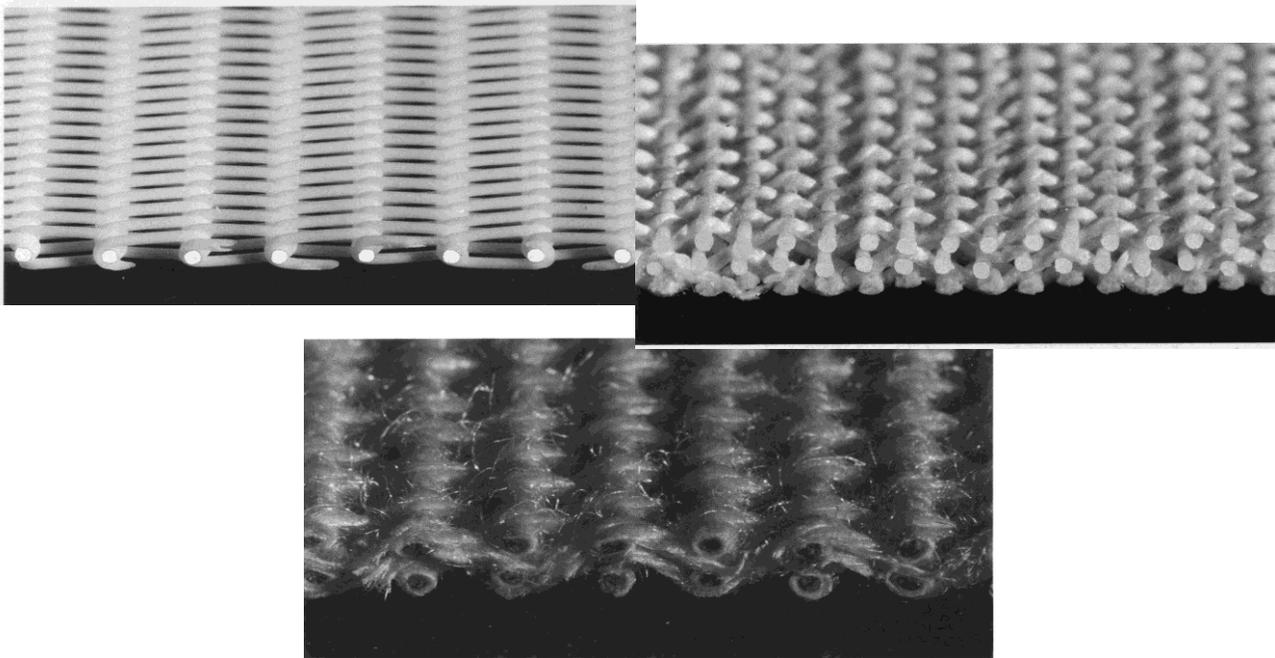


Figura 14.17 – Meios Filtrantes Flexíveis

O dimensionamento de filtros a vácuo é realizado através de ensaios conhecidos como teste de folha (leaf test) que utilizam montagem como a mostrada na figura a seguir.

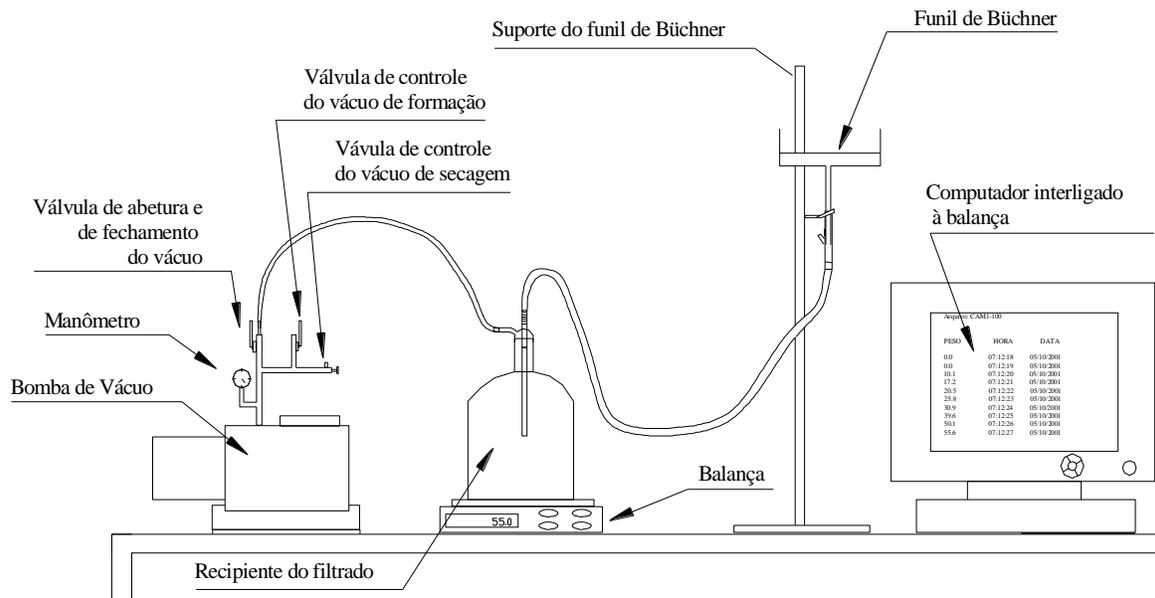


Figura 14.18 - Representação de montagem de teste de folha com controle da massa de filtrado por computador

Nesta montagem uma bomba de vácuo é conectada a um disco (folha) que dispõe de aberturas, com área $92,6 \text{ cm}^2$ ($0,1 \text{ pé}^2$) e que é coberto por um meio filtrante de forma a

simular uma filtração industrial. O teste pode ser feito com alimentação por baixo, mergulhando-se a folha em um recipiente contendo polpa sob agitação. De forma alternativa, com alimentação por cima, onde a folha dispõe de um anteparo que atua como recipiente para a contenção da polpa. Em algumas situações pode-se usar funil de Buchner. Purchas, 1977 apresenta o procedimento detalhado para o dimensionamento de diferentes tipos de filtros industriais.

14.4 - OUTROS MÉTODOS

Os hidrociclones são equipamentos que utilizam a centrifugação. São chamados de desaguadores quando usados para a separação sólido líquido. A menor abertura de apex é a principal diferença geométrica existente em relação aos ciclones utilizados na classificação.

Busca-se, neste caso, o favorecimento da saída de partículas sólidas no underflow em relação a água. Além disso, em termos operacionais, trabalha-se com pressões menores para que não seja afetada a partição. Produtos de até 75% de sólidos podem ser obtidos no underflow dos ciclones desaguadores. (Chaves, 1996).

As peneiras industriais podem ser aplicadas com sucesso no desaguamento de produtos. Neste caso a eficiência de peneiramento é muito baixa, já que o principal interesse é desaguamento de produto, ou seja, a manutenção dos sólidos no oversize e na passagem de água para o undersize.

Outros tipos de peneiras desaguadoras estão disponíveis no mercado, entre estes tipos pode-se destacar: peneira DSM, peneiras vibratórias horizontais, e peneiras vibratórias de alta frequência.

A secagem utiliza a elevação da temperatura para a redução de umidade de produtos finais até cerca de 5%.

O secador rotativo é o mais utilizado na Tecnologia Mineral. É constituído por um cilindro rotativo com inclinação em torno de 8% e com relação diâmetro/comprimento igual a 8.

Os dois tipos principais são: secadores diretos em que os gases em alta temperatura mantêm contato com o material (mesma direção ou em contracorrente); secadores indiretos em que não existe contato do gás com o material havendo transferência de calor por condução e/ou na radiação através das paredes metálicas.

Caracterizam-se por baixos custos de investimento e de operação.

A utilização de centrífugas é considerada como uma extensão dos métodos gravitacionais nos quais a força centrífuga aumenta a velocidade de sedimentação das partículas sólidas.

Dois dos tipos se destacam na utilização industrial: as centrífugas de sedimentação e as centrífugas de filtração.

Caracterizam-se: por permitir operação com partículas mais finas, por produzir tortas com baixa umidade, pela alta capacidade em relação ao tamanho do equipamento, pelos elevados custos de capital e de operação.

2. – Comportamento de partículas sólidas em meio fluido

INTRODUÇÃO

Quando uma partícula cai livremente, ela está sujeita a uma aceleração constante e sua velocidade aumenta indefinidamente, qualquer que seja seu tamanho ou densidade. Se, contudo, a partícula cai em um outro meio que não o vácuo, este oferece uma resistência ao seu movimento, a qual aumenta em razão direta com a velocidade, até atingir um valor constante. Quando as forças que atuam na partícula (gravitacional, empuxo e de resistência do fluido) se tornam iguais, a partícula atinge uma velocidade denominada terminal e passa a ter uma queda com velocidade constante.

A natureza da resistência do fluido depende da velocidade de queda. Para baixas velocidades o movimento é suave, pois a camada de fluido em contato com a partícula move-se com ela, enquanto o fluido como um todo permanece estático. Para altas velocidades a principal resistência é atribuída à perturbação do fluido, como um todo, pela partícula, caracterizando um regime denominado de turbulento.

Independentemente do regime que predomine, a aceleração da partícula tende a decrescer rapidamente com o tempo, sob a ação das forças atuantes, e a velocidade terminal é sempre atingida.

Uma partícula sólida em movimento em um meio fluido está sujeito a força da gravidade que é proporcional a densidade aparente do sólido no fluido e a uma força de resistência que o fluido opõe ao movimento relativo, sendo essa força, função da velocidade relativa e também do tamanho da partícula.

Dois processos podem reger esse movimento: processos de sedimentação por queda livre e processos de sedimentação por queda retardada.

O movimento das partículas por queda livre supõe que não existam interações entre os movimentos das partículas sólidas e que seja desprezível a influência das paredes do recipiente, para tal é condição necessária que a distância das partículas entre si ou das partículas com as paredes sejam no mínimo uma dezena de vezes o seu diâmetro. Desde que a porcentagem de sólidos em volume ultrapasse 1%, as condições começam a se afastar do processo de queda livre.

Sedimentação em Queda Livre

A sedimentação em queda livre refere-se ao movimento da partícula imersa em um fluido e que tende, sob a ação da gravidade, a percorrer uma distância teoricamente infinita. Ela é verificada quando a porcentagem de sólidos for menor que 15% em peso.

No cálculo da velocidade terminal, ou seja, a velocidade constante que uma partícula adquire ao sedimentar em um meio fluido, obtém-se uma equação na qual a soma de todas as forças que atuam sobre ela seja zero.

Aplicando-se a segunda lei do movimento tem-se:

$$F = m.a \quad [5.1]$$

Onde: F = força resultante que atua sobre a partícula (N)

m = massa da partícula (kg)

a = aceleração da partícula (m/s²)

Neste caso, as forças que atuam sobre a partícula são: a da gravidade (mg), a de empuxo (m'g) e a da resistência (R), sendo a força resultante (F) expressa por:

$$F = mg - m'g - R = m \frac{dv}{dt} \quad [5.2]$$

Onde: m = massa da partícula (kg);

m' = massa do fluido deslocado (dg);

v = velocidade da partícula (m/s)

g = aceleração da gravidade m/s²)

R = força de resistência (N)

As massas da partícula e do fluido deslocado são dadas pelas fórmulas a seguir, considerando-se a forma da partícula como sendo esférica.

$$m = \frac{4\pi r^3}{3} d_s \quad [5.3]$$

$$m' = \frac{m}{d_s} d_f \quad [5.4]$$

Sendo: d_s = densidade do sólido;
 d_f = densidade do fluido;
 r = raio da partícula (m).

Quando a velocidade terminal é atingida, $dv/dt = 0$ e a equação [5.2] reduz-se a:

$$mg - m'g = R \quad [5.5]$$

Onde: g = aceleração da gravidade (m/s^2)

A força de resistência na sedimentação em queda livre é calculada com base nas leis de Stokes e Newton, respectivamente para os regimes laminar e turbulento.

Quando as partículas (esféricas) são pequenas ($r < 50\mu m$) o regime é considerado laminar e a força de resistência calculada por:

$$R = 6\pi\mu r v_t \quad [5.6]$$

Onde: μ = viscosidade do fluido (kg/ms);
 r = raio da esfera em (m);
 v_t = velocidade terminal da partícula (m/s)

Substituindo-se as fórmulas [5.3] e [5.4] e a expressão [5.6] na equação [5.5] tem-se a seguinte equação para a velocidade terminal:

$$V_T = \frac{4r^2g(d_s - d_f)}{18\mu} \quad [5.7]$$

Para o caso de partículas grossas ($>5mm$), o regime passa a ser turbulento, e a lei de Newton substitui a de Stokes.

Deste modo a força de resistência é dada pela expressão:

$$R = Q (\pi/2) d_f r^2 v^2 \quad [5.8]$$

Onde: Q = coeficiente de resistência

Substituindo-se [5.8] em [5.2] tem-se a seguinte expressão para velocidade terminal:

$$v_T = \sqrt{\frac{8gr}{3Q} \left(\frac{d_s - d_f}{d_s} \right)}$$

As leis de Stokes e de Newton, para um fluido em particular, podem ser simplificadas, respectivamente, para:

$$V_T = k_1 r^2 (d_s - d_f) \quad [5.10]$$

$$V_T = k_2 [r(d_s - d_f)]^{1/2} \quad [5.11]$$

Sendo: k_1 e k_2 = constantes
 $d_s - d_f$ = densidade efetiva de uma partícula de densidade d_s em um fluido de densidade d_f .

Essas leis mostram que a velocidade terminal da partícula, em um dado fluido, é função apenas do tamanho e da densidade da partícula, concluindo-se portanto que: se duas partículas têm a mesma densidade, a partícula com maior tamanho terá maior velocidade terminal; se duas partículas têm o mesmo tamanho, a partícula mais densa terá maior velocidade terminal.

Considere duas partículas minerais de densidades (d_a) e (d_b) e diâmetros (D_a) e (D_b), respectivamente, caindo em um meio fluido de densidade d_f , a uma mesma taxa de sedimentação. Suas velocidades terminais devem ser as mesmas e tem-se pela aplicação direta das leis de Newton e Stokes que:

$$\rho r = \frac{D_a}{D_b} = \left(\frac{d_b - d_f}{d_a - d_f} \right)^n \quad [5.12]$$

sendo: D_a e D_b = diâmetros das partículas a e b respectivamente (m);
 d_a e d_b = densidade das partículas a e b respectivamente;
 d_f = densidade do fluido;
 $n = 1$ para a lei de Newton; 0,5 para lei de Stokes.

Esta expressão é conhecida como razão de sedimentação livre é a razão de tamanho de partículas necessária para que dois minerais tenham a mesma velocidade terminal de sedimentação.

Na faixa granulométrica intermediária ($0,05 < r < 5\text{mm}$), onde a classificação a úmido é normalmente realizada, não há nenhuma lei definida. Uma das expressões sugeridas para traduzir a resistência oferecida pelo fluido nesta faixa é dada pela combinação das forças de resistência regidas pelas leis de Stokes e de Newton, obtida por Oseen, e expressa pela seguinte equação:

$$R = 6 \pi \mu r VT \frac{(1+3d_f VT)}{8\mu} \quad [5.13]$$

Sedimentação em Queda Impedida

A sedimentação em queda impedida (ou queda retardada) é caracterizada pelo movimento de uma partícula em uma polpa. Com o aumento da densidade da polpa, o movimento de sedimentação de cada partícula é influenciado pelo movimento das demais e pelo deslocamento da água através dos espaços entre as partículas, tendo como resultado para esta partícula, uma velocidade terminal de sedimentação menor do que a de queda livre.

A velocidade em queda impedida pode ser calculada pela equação [5.14], sendo esta uma forma modificada da lei de Newton aplicada para queda livre.

$$V = k [D (d_s - d_p)]^{1/2} \quad [5.14]$$

Onde: k = constante;
 D = diâmetro da partícula;
 d_s = densidade de partícula;
 d_p = densidade de polpa.

Similarmente à sedimentação em queda livre, pode-se definir uma razão de sedimentação em queda impedida que será dada por:

$$z = \frac{D_a}{D_b} = \left(\frac{d_b - d_p}{d_a - d_p} \right) \quad [5.15]$$

Onde: D_a e D_b = diâmetros das partículas a e b respectivamente (m)
 d_a e d_b = densidades das partículas a e b respectivamente;

Condição: ($d_b > d_a$).

Esta razão de sedimentação é sempre maior do que a em queda livre, e quanto mais densa a polpa, maior será a razão do diâmetro de partículas com velocidades terminais e sedimentação idênticas.

Aplicações de Sedimentação em Queda Livre e Queda Impedida na Classificação

A comparação entre as quedas livre e impedida pode ser feita de maneira a mais clara. Supondo que se tenha cinco pares de partículas esféricas de quartzo ($d_Q = 2,65$) e galena ($d_G = 7,5$) de 10, 20, 30, 40 e 50 mm de diâmetro e outros cinco pares das mesmas espécies de 0,1; 0,2; 0,3; 0,4; e 0,5 mm de diâmetro em queda livre na água e depois em queda impedida em uma suspensão de partículas muito finas de quartzo em água em 40% de sólidos e 60% de água (em volume) ou seja, com a seguinte densidade:

$$d_p = (2,65 \times 0,40) + (1,00 \times 0,60) = 1,66$$

Para que as esferas grossas de quartzo e galena tenham a mesma velocidade terminal em quedas livre e retardada, a razão de sedimentação (z) será igual a 3,94 e 5,90, enquanto que para partículas finas esta razão será de 1,98 e 2,43, respectivamente.

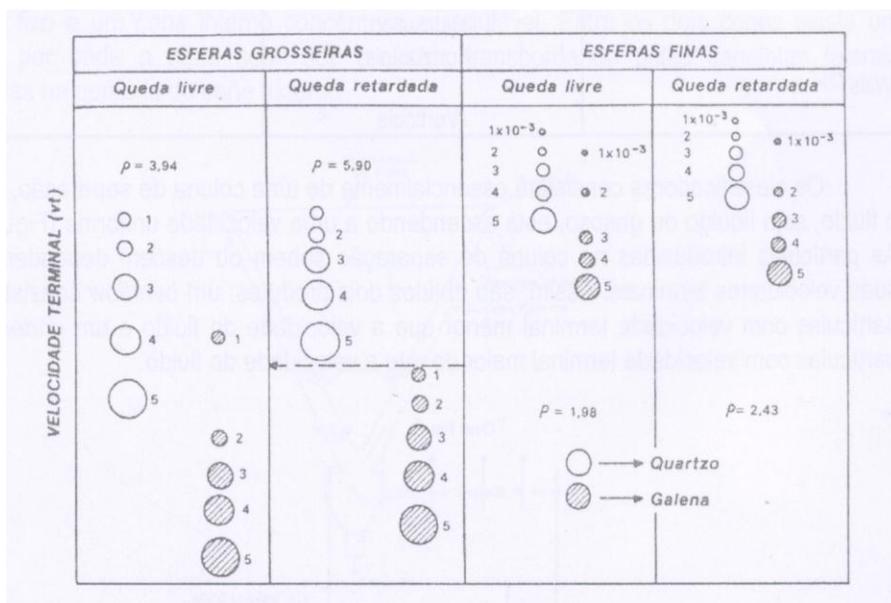


Figura 9.1: Exemplo de queda livre e queda retardada

Observando a figura, verifica-se que as condições ideais para classificação por tamanho em um fluido são estabelecidas no caso de queda livre de partículas pequenas (3ª coluna). Por outro lado, as melhores condições para a classificação ou separação por diferença de densidade são estabelecidas na queda retardada de partículas grossas (2ª coluna). Neste último caso, por exemplo, se a quedadas referidas partículas ocorre num tubo onde se admita uma suspensão com densidade de 1,66 e com velocidade ascendente igual àquela assinalada na 2ª coluna, ocorrerá uma separação completa entre as partículas de quartzo que vão transbordar e as de galena que acabam se sedimentando no fundo do aparelho.

Conclui-se com isso que a sedimentação em queda livre é utilizada quando se dá ênfase, na classificação, ao efeito do tamanho das partículas, enquanto que a queda impedida será utilizada para aumentar o efeito de densidade sobre a separação.