

CETEM

**Centro de Tecnologia Mineral
Ministério da Ciência e Tecnologia**

Coordenação de Processos Mineraiis – COPM

Classificação e Peneiramento

Julio Cesar G. Correia

**Rio de Janeiro
Agosto/2010**

CCL00280010

**Comunicação Técnica elaborada para o Livro Tratamento de Minérios, 5ª Edição – Capítulo 6 – pág. 257–297.
Editores: Adão B. da Luz, João Alves Sampaio e
Silvia Cristina A. França.**

6

Capítulo

CLASSIFICAÇÃO E PENEIRAMENTO

Julio Cesar G. Correia

Químico Industrial pela UFF, Doutor em
Engenharia Mineral pela USP
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

INTRODUÇÃO

Os métodos de tratamento de minérios que envolvem classificação e peneiramento apresentam como objetivo em comum, a separação de um certo material em duas ou mais frações, com partículas de tamanhos distintos.

No caso específico do peneiramento, existe uma separação, levando-se em conta o tamanho geométrico das partículas, enquanto que para o método de classificação, a separação é realizada tomando-se como base o conceito da velocidade em que os grãos atravessam um certo meio fluido. No processamento mineral, o meio fluido mais utilizado é a água. A classificação a úmido é aplicada, normalmente, para partículas com granulometria muito fina, onde o peneiramento não funciona de uma forma eficiente.

FUNDAMENTOS DA CLASSIFICAÇÃO

Quando se tem uma partícula em queda livre no vácuo, ela está sujeita a uma aceleração constante e sua velocidade aumenta indefinidamente, qualquer que seja seu tamanho ou densidade. Se, contudo, a partícula cai em um outro meio que não o vácuo, este oferece uma resistência ao seu movimento, a qual aumenta em razão direta com a velocidade, até atingir um certo valor constante. Quando as duas forças que atuam na partícula (gravitacional e de resistência do fluido) se tornam iguais, a partícula atinge uma velocidade denominada terminal e passa a ter uma queda com velocidade constante.

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

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

Sedimentação em Queda Livre

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

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

De acordo com a segunda lei de Newton, tem-se:

$$F = m \cdot a \quad [1]$$

onde:

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

m = massa da partícula (kg);

a = aceleração da partícula (m/s^2).

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

$$F = mg - m'g - R = m \frac{dv}{dt} \quad [2]$$

onde:

m = massa da partícula (kg);

g = aceleração da gravidade (m/s^2);

m' = massa do fluido deslocado (kg); R = força de resistência (N).

v = velocidade da partícula (m/s);

O cálculo de massa das partículas, consideradas esféricas, e do fluido deslocado, podem ser obtidos segundo as Equações [3] e [4].

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

$$m' = \frac{m}{d_s} d_f \quad [4]$$

sendo:

d_s = densidade do sólido;

d_f = densidade do fluido;

r = raio da partícula (m).

Quando a velocidade terminal é atingida, $\frac{dv}{dt} = 0$ e a Equação [2] reduz-se a:

$$R = g(m - m') \quad [5]$$

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 ($r < 50 \mu\text{m}$) o regime é considerado laminar e a força de resistência calculada por:

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

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 [3] e [4] e a expressão [6] na equação [5] tem-se a seguinte equação para a velocidade terminal (V_T):

$$V_T = \frac{4r^2 g}{18\mu} (d_s - d_f) \quad [7]$$

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

Deste modo a força de resistência é dada pela expressão:

$$R = Q (\pi/2) d_f r^2 v^2 \quad [8]$$

onde:

Q = coeficiente de resistência.

Substituindo-se [8] em [2] tem-se a seguinte expressão para velocidade terminal.

$$V_T = \sqrt{\frac{8gr}{3Q} \left(\frac{d_s - d_f}{d_f} \right)} \quad [9]$$

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

$$V_T = k_1 r^2 (d_s - d_f) \quad \text{e} \quad [10]$$

$$V_T = k_2 [r(d_s - d_f)]^{1/2} \quad [11]$$

onde:

k_1 e k_2 = constantes;

$d_s - d_f$ = densidade efetiva de uma partícula de densidade d_s em um fluido de densidade d_f .

Essas leis mostram que a velocidade terminal da partícula, em um dado fluido, é função apenas do tamanho e da densidade da partícula, concluindo-se portanto que:

- (i) se duas partículas têm a mesma densidade, a partícula com maior tamanho terá maior velocidade terminal;
- (ii) 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:

$$\rho_r = \frac{D_a}{D_b} = \left(\frac{d_b - d_f}{d_a - d_f} \right)^n \quad [12]$$

sendo:

D_a e D_b = diâmetros das partículas a e b respectivamente;

d_a e d_b = densidades das partículas a e b respectivamente;

d_f = densidade do fluido;

$n = 1$ para lei de Newton;

0,5 para lei de Stokes.

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

Substituindo-se as fórmulas [3] e [4] e a expressão [6] na equação [5] tem-se a seguinte equação para a velocidade terminal (V_T).

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

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

$$R = 6\pi\mu r V_T \left(1 + \frac{3d_f V_T}{8\mu} \right) \quad [13]$$

Sedimentação em Queda Impedida

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

A velocidade de sedimentação em queda impedida pode ser calculada pela equação [14], sendo esta uma forma modificada da lei de Newton aplicada para queda livre.

$$V = k[D(d_s - d_p)]^{1/2} \quad [14]$$

onde:

k = constante;

D = diâmetro da partícula (m);

d_s = densidade de partícula;

d_p = densidade de polpa.

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

$$z = \frac{D_a}{D_b} = \left(\frac{d_b - d_p}{d_a - d_p} \right) \quad [15]$$

onde:

D_a e D_b = diâmetros das partículas a e b respectivamente;

d_a e d_b = densidades das partículas a e b respectivamente;

condição : ($d_b > d_a$)

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

Aplicações de Sedimentação em Queda Livre e Queda Impedida na Classificação

A comparação entre as quedas livre e impedida pode ser feita de maneira mais clara ⁽¹⁾. Supondo-se que se tenha cinco pares de partículas esféricas de quartzo ($d_Q = 2,65$) e galena ($d_G = 7,5$) de 10, 20, 30, 40 e 50 mm de diâmetro e outros cinco pares das mesmas espécies de 0,1; 0,2; 0,3; 0,4 e 0,5 mm de diâmetro em queda livre

na água e depois em queda impedida em uma suspensão de partículas muito finas de quartzo em água com 40% de sólidos e 60% de água (em volume) ou seja, com a seguinte densidade:

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

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

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

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

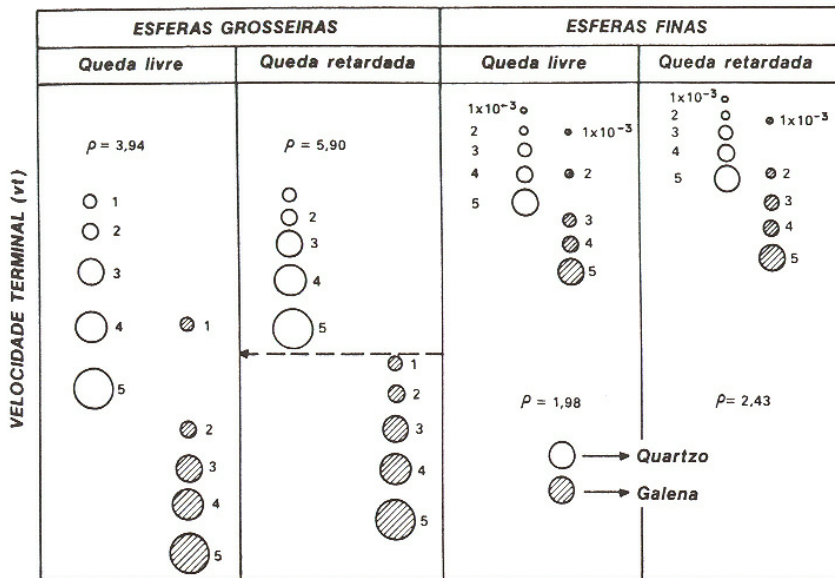


Figura 1 – Exemplo de queda livre e queda retardada de esferas grossas e finas de quartzo e galena.

TIPOS DE CLASSIFICADORES

Os classificadores podem ser divididos em vários grupos dependendo do mecanismo, do fluido utilizado, etc, conforme é apresentado na Quadro 1.

Quadro 1 – Tipos de classificadores em função do mecanismo e do fluido utilizado.

Autor	Tipos de Classificação	
Trajano (1)	-Úmido -Ar	Mecânico Não mecânico
Perry (2)	-Mecânico -Não Mecânico -Hidráulico -Horizontais	Gravidade Centrífugo Mecânico
Wills (3)*	-Verticais	

Os classificadores consistem essencialmente de uma coluna de separação, na qual o fluido, seja líquido ou gasoso, está ascendendo a uma velocidade uniforme (Figura 2). As partículas introduzidas na coluna de separação sobem ou descem dependendo das suas velocidades terminais. Assim, são obtidos dois produtos: um *overflow* consistindo de partículas com velocidade terminal menor que a velocidade do fluido e um *underflow* de partículas com velocidade terminal maior do que a velocidade do fluido.

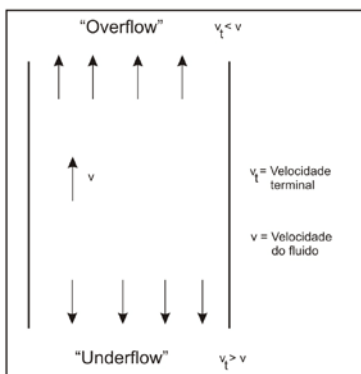


Figura 2 – Representação esquemática para um classificador.

Classificadores Horizontais

Os classificadores horizontais são essencialmente do tipo sedimentação em "queda livre" e têm acentuada utilização quando se pretende uma separação apenas por tamanho. Estes classificadores são divididos em: cones de sedimentação, classificadores mecânicos e classificadores espirais.

Cone de Sedimentação

Este tipo de classificador é o mais simples, sendo utilizado praticamente na separação de sólidos e líquidos, ou seja, como unidades desaguadoras em operações de pequena escala. É usado também na deslamagem de minérios.

Geralmente são construídos em concreto ou aço, tendo um coletor de produtos grossos no fundo e um lavador no topo para que as partículas ultrafinas não sejam arrastadas. O tipo mais comum é o de cone duplo (Figura 3), que consiste de um cone externo fixo e um cone interno concêntrico e regulável. Entre os dois cones existe um espaço por onde a água sobe sob pressão, transbordando pelas canaletas laterais colocadas na periferia do cone externo.

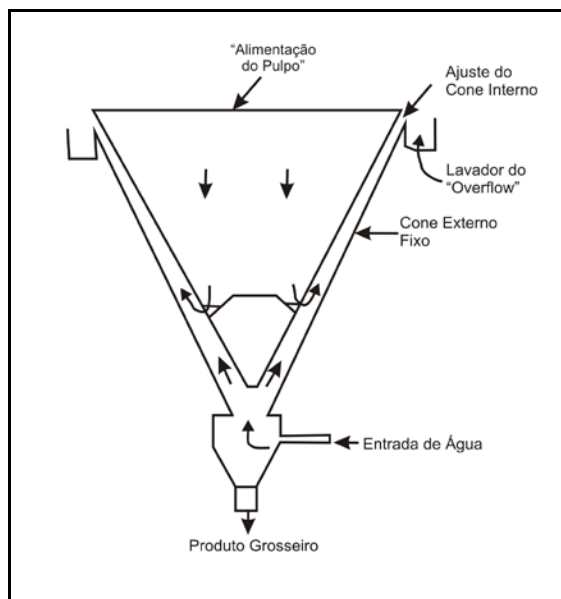


Figura 3 – Representação esquemática de um cone duplo.

Classificadores Mecânicos

Os classificadores mecânicos têm seu uso difundido em operações de circuito fechado de moagem e na classificação de produtos de usinas de lavagem de minérios.

Vários autores^(1,2,3,4) consideram os classificadores espirais como classificadores mecânicos. Devido à sua importância, este equipamento será definido em tópico subsequente. Na classificação mecânica distinguem-se dois tipos de classificadores: de arraste (Figura 4) e o de rastelo (Figura 5). Eles se apresentam em geral na forma de tanques retangulares ou de bacias, tendo idêntico princípio de funcionamento. A diferença entre eles está na maneira do *underflow* ser retirado do classificador, podendo ser por um transportador de arraste ou por uma série de rastelos.

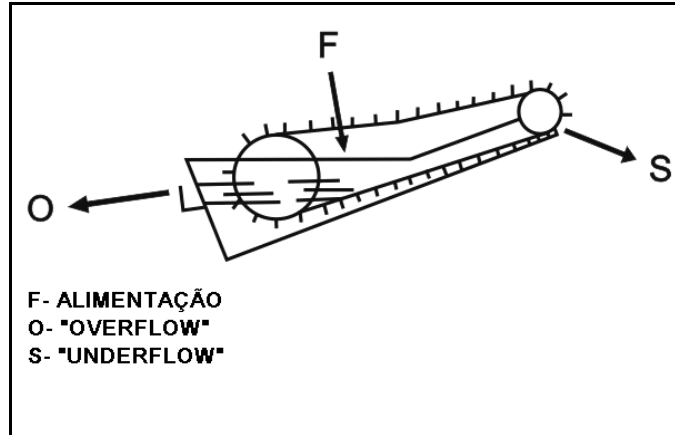


Figura 4 – Representação esquemática do classificador de arraste (*ORG*).

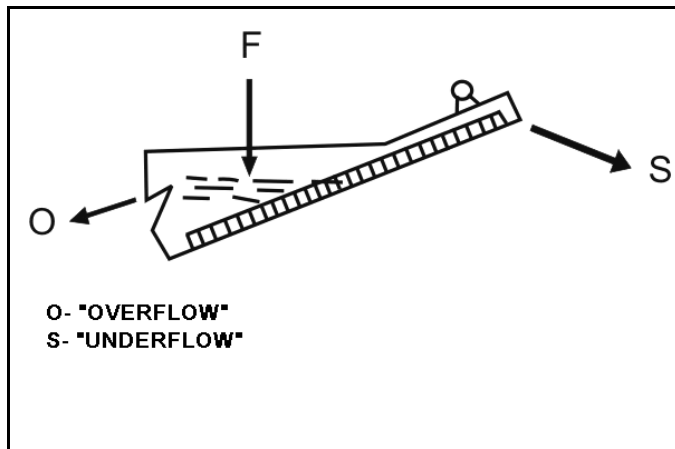


Figura 5 – Representação esquemática do classificador de rastelo (*Rake*).

A polpa é alimentada dentro de uma calha inclinada e sedimenta no tanque. As partículas com altas velocidades de queda se dirigem para o fundo do tanque (material grosso pesado), enquanto que as partículas mais leves se mantêm na superfície sendo escoadas como um *overflow*.

Uma característica operacional dos classificadores mecânicos é que eles permitem obter uma faixa de separação bem definida, desde que alimentados com uma polpa diluída, o que acarreta um *overflow* com baixa percentagem de sólidos. Será necessária a introdução de uma etapa de espessamento, antes que a concentração se realize. Isso pode vir a constituir uma desvantagem da utilização desse tipo de equipamento.

Classificador Espiral

Os classificadores espirais (Figura 6) são os mais utilizados em instalações de pequena capacidade, estando o seu campo de aplicação restrito a uma faixa granulométrica entre 0,833 a 0,074 mm. Sua utilização em instalações de grande porte perde para os hidrociclones, devido a maior capacidade e versatilidade destes.

Os classificadores espirais consistem de uma calha, ou de dentro dela encontra-se um eixo envolvido por uma ou mais hélices, as quais, girando, mantêm a polpa em suspensão. Estas hélices, têm a função de remover o material sedimentado do fundo da calha. O conjunto como um todo apresenta vários níveis de inclinação, sendo esta uma variável de processo. Apresenta, em relação ao classificador de rastelos, a vantagem de remover o material de maneira mais eficiente, devido ao declive mais íngreme, evitando assim o retorno do material. O classificador em espiral é normalmente caracterizado pelo diâmetro da espiral.

A alimentação é feita abaixo do nível de polpa e o material mais pesado afunda e é transportado pelas hélices ao longo do declive, sendo finalmente descarregado na parte superior através de uma abertura na base da calha, acima do nível de água. O material mais fino transborda pela parte inferior da calha. As condições operacionais são definidas pela:

- (i) velocidade de revolvimento ou arraste;
- (ii) altura da calha e inclinação da calha;
- (iii) diluição da polpa.

Para se obter uma classificação mais fina, a velocidade de revolvimento ou arraste deve ser pequena e a inclinação da calha a menor possível, pois com isso se obtém um tanque de sedimentação com maior volume, o que permite um tempo de sedimentação maior. Para classificação mais grossa, o procedimento é oposto ao acima citado. O parâmetro mais importante é a diluição da polpa. Quando se opera em circuitos fechados com moinhos de bolas, os produtos de moagem dificilmente apresentam menos de 65% em peso de sólidos, enquanto que os classificadores espirais não operam com mais de 50%. Nesse caso a água necessária para diluição da polpa é adicionada no lavador da alimentação. O aumento na diluição reduz a densidade do transbordo aumenta a sedimentação em "queda livre".

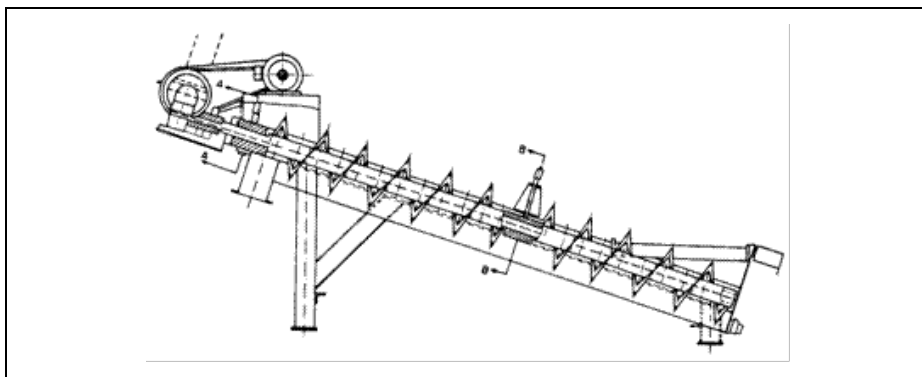


Figura 6 – Representação esquemática do classificador espiral.

Classificadores Verticais

Ao contrário dos horizontais, os classificadores verticais levam em conta o efeito da densidade das partículas e são usualmente utilizados em regime de sedimentação impedida. Atualmente, há uma substituição significativa desse tipo de classificador pelos hidrociclones, na maioria das aplicações.

O princípio de operação do classificador vertical (Figura 7) baseia-se na injeção de água à polpa de alimentação, com o fluxo de água em sentido oposto ao das partículas sedimentadas. Estes equipamentos consistem normalmente de uma série de colunas nas quais partículas em contra-corrente com a água sedimentam-se de acordo com suas densidades. A sedimentação seletiva ocorre devido a um controle da velocidade das correntes ascendentes de água, que decresce da primeira até a última coluna de classificação. As partículas mais grossas e mais densas irão se depositar na primeira coluna e as finas na última coluna, enquanto as lamas são obtidas por transbordo. A geometria do equipamento varia sucessivamente, devido não só à quantidade de água a ser manipulada incluir a água usada para as classificações anteriores, mas também porque é necessário que se reduza a velocidade superficial do fluido que transborda entre as colunas.

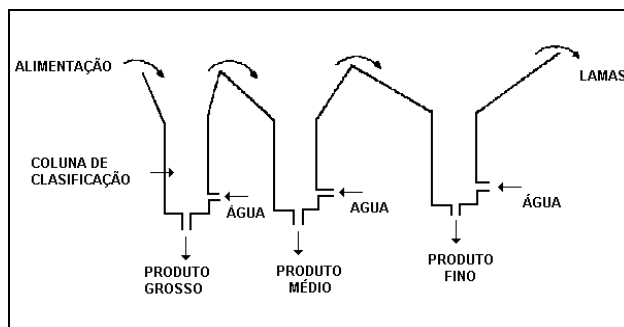


Figura 7 – Representação esquemática de um classificador vertical.

Hidrociclones

Os hidrociclones, como os classificadores mecânicos, têm a sua maior aplicação em circuitos fechados de moagem, diferindo desses últimos pela maior capacidade. O princípio básico de separação empregado nos hidrociclones é a sedimentação centrífuga. O desempenho desses é influenciado por suas dimensões, pelas variáveis operacionais e pelas propriedades físicas dos sólidos e da polpa alimentada.

Na Figura 8 é apresentado um hidrociclone convencional, o qual consiste de uma câmara cilíndrico-cônica com entrada tangencial e duas saídas. A polpa é injetada sob pressão no aparelho, através de um duto situado na parte superior da câmara cilíndrica e, como resultado de sua entrada tangencial, é criado no seu interior um redemoinho. As partículas mais grossas e mais densas são arremessadas às paredes e descarregadas na abertura inferior, o *apex*, constituindo o *underflow*. Já as partículas mais finas, menos densas e grande parte da fase líquida são dirigidas para o centro do hidrociclone e saem por um cilindro na parte superior do aparelho, denominado *vortex finder*, constituindo o *overflow*.

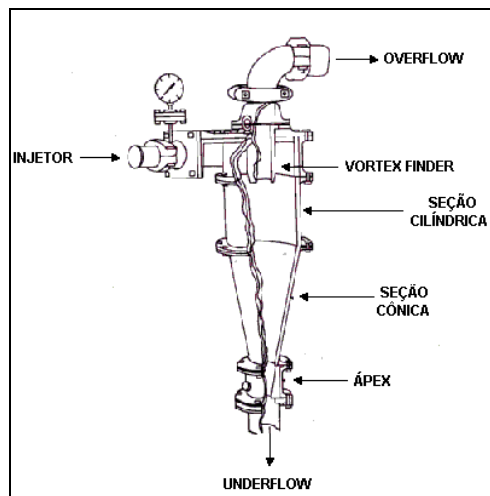


Figura 8 – Representação esquemática de um hidrociclone convencional.

Trawinski⁽⁵⁾ listou as principais aplicações para os hidrociclones, dentre as quais, são citadas:

espessamento - elimina a maior parte da água de uma polpa;

deslamagem - elimina as partículas mais finas. Isto é normalmente necessário para os processos de separação magnética a úmido, filtração, etc;

classificação - frequentemente utilizado no fechamento de circuito de moagem onde o *underflow* do hidrociclone retorna ao moinho;

classificação seletiva - por meio de uma configuração de hidrociclones em série, é possível obter-se um conjunto de produtos com granulometria definida;

pré-concentração - utilizando hidrociclones de fundo chato, pode-se realizar concentração por gravidade onde os minerais mais densos são descartados pelo *underflow*.

As principais vantagens apresentadas pelos hidrociclones são⁽⁶⁾:

- (i) capacidade elevada em relação ao seu volume e à área ocupada;
- (ii) controle operacional relativamente simples;
- (iii) custo de investimento pequeno;
- (iv) devido ao seu baixo preço e pequeno espaço ocupado, é possível manter unidades de reserva.

No entanto apresentam as seguintes desvantagens⁽⁶⁾:

- (i) não possibilitam realizar ajustes para minimizar os efeitos causados pelas oscilações na alimentação;
- (ii) para se ter um controle efetivo no processo, geralmente são necessárias instalações sofisticadas;
- (iii) se o minério for abrasivo, o custo de manutenção das bombas e dos hidrociclones poderá ser relativamente elevado.

Beraldo⁽⁶⁾, Luckie e Klimpel⁽⁷⁾, descrevem a influência da geometria do hidrociclone bem como as condições operacionais no desempenho do equipamento.

Diâmetro do Hidrociclone

Define a capacidade e o diâmetro de corte dos hidrociclones. Aumentando o diâmetro, aumentam a capacidade do hidrociclone e o diâmetro de corte.

Diâmetro do Vortex finder

A variação de seu diâmetro possibilita regular a capacidade e o diâmetro de corte. O diâmetro máximo é limitado pela possibilidade do material ir diretamente para o *overflow*. A altura deve ser suficiente para ultrapassar o ponto inferior da abertura de entrada.

Área da Abertura de Entrada

Aumentando a área da abertura de entrada, aumentam a capacidade do hidrociclone e o diâmetro de corte.

Altura da seção cilíndrica

Aumentando a altura, diminui o diâmetro de corte.

Diâmetro do Ápex

Dependendo do tipo de descarga do ápex, pode-se avaliar as condições de operação do hidrociclone. Na Figura 9 são mostrados três tipos de descarga.

descarga em cordão: o diâmetro do ápex é insuficiente. Com isso, partículas grossas dirigem-se para o *overflow*. Pode ser usado intencionalmente quando se deseja adensar e não classificar;

descarga em cone: operação normal;

descarga em pulverizador (*spray*): o diâmetro do ápex é maior que o recomendável. As partículas finas dirigem-se para o *underflow*.

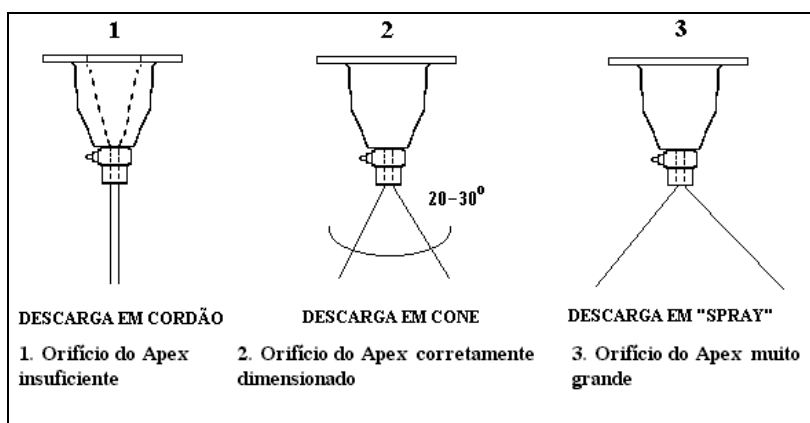


Figura 9 – Representação esquemática dos tipos de descarga do ápex.

Ângulo da Parte Cônica

Aumentando o ângulo do cone, aumenta o diâmetro de corte. Há um tipo de hidrociclone de fundo chato, cujas paredes apresentam inclinações entre 120° e 150° . Devido a esta característica é formado um leito com diferentes velocidades angulares que diminuem no sentido do topo à base. Estas diferenças de velocidades criam fortes correntes de convecção que nas paredes têm o sentido de cima para baixo e no centro, o sentido inverso. Nas paredes concentram-se as partículas mais grossas e mais densas, por outro lado, as correntes de convecção na base do hidrociclone, correntes radiais, levam o material mais grosso para o *apex*. Isso faz com que seja possível efetuar cortes em granulometrias grossas sem a necessidade de utilização de percentagem de sólidos elevadas e com maior eficiência do que nos hidrociclones convencionais. Permite, também, que se faça uma classificação grossa sem que sejam requeridas altas percentagens de sólidos no *overflow*.

Pressão

Aumentando a pressão, diminui o diâmetro de corte.

Percentagem de Sólidos

Aumentando a percentagem de sólidos na polpa, o diâmetro de corte aumenta até um determinado limite e depois, diminui.

Na avaliação da eficiência de separação dos classificadores, entre eles o hidrociclone, é empregada a curva de partição. Se um material possui uma densidade uniforme, então a separação se baseia inteiramente nos tamanhos das partículas. Uma curva de classificação ou partição típica é mostrada na Figura 10.

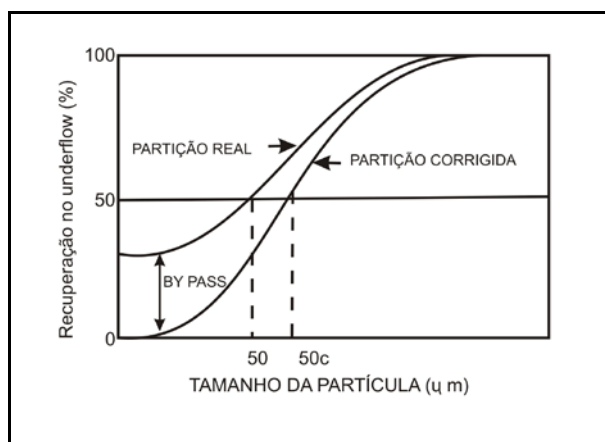


Figura 10 – Curvas de partição típicas de hidrociclone.

Na abcissa tem-se a classe de tamanho das partículas e na ordenada, a percentagem de material da alimentação que sai no *underflow*. Estes pontos definem a curva de partição real onde o d_{50} é o tamanho correspondente a uma recuperação de 50% do material alimentado no hidrociclone.

No processo de classificação é verificado que parte das partículas que saem no *underflow* são arrastadas pela água. Uma forma de correção, sugerida por Kelsall⁽⁸⁾, é que se R_f corresponde à fração de água da alimentação que se dirige ao *underflow* por meio de um desvio (*bypass*), R_f por cento de todos os tamanhos de partículas são arrastados para o *underflow*. Com isto, torna-se possível determinar a curva de partição e o seu d_{50c} .

Cada ponto da curva é calculado por:

$$Y_{(i)} = \frac{W_u M_u}{W_f M_f} \quad [16]$$

onde:

i = classes de granulometria;

W_u, W_f = fração em peso de cada classe de granulometria no *underflow* e na alimentação, respectivamente;

M_u, M_f = vazão em peso do material seco no *underflow* e na alimentação, respectivamente.

O cálculo dos pontos corrigidos é dado por:

$$Y_{(i)c} = \frac{Y_{(i)} R_f}{100 R_f} \cdot 100 \quad [17]$$

sendo,

$$R_f = \frac{\frac{S}{1+S} - R_s \frac{\phi}{100}}{1 - \frac{\phi}{100}} \quad [18]$$

onde:

S = razão entre as vazões volumétricas de polpa do *underflow* e do *overflow*;

ϕ = percentagem de sólidos em volume $\left(\frac{\text{vol. sólido}}{\text{vol. sólido} + \text{vol. água}} \right)$,

$$R_s = \frac{M_u}{M_f}$$

Outro tipo de curva de partição é a denominada curva padrão de partição proposta por Lynch e Rao⁽⁹⁾, que por meio de inúmeras investigações mostraram que esta curva para um dado material, independe do tamanho do hidrociclone, do *vortex finder*, do *apex* e das condições operacionais. Com isto, é possível determinar uma curva padrão de partição de um material em um hidrociclone de pequenas dimensões (laboratório) e prever resultados em escala industrial.

A equação que define essa curva é dada por:

$$Y_{(i)} = \frac{\exp(\alpha x_i) - 1}{\exp(\alpha x_i) + \exp(\alpha) - 2} \quad [19]$$

onde:

$i = d_i / d_{50c}$;

α = inclinação da curva de partição.

Na Figura 11, é mostrado a influência do aumento de (α) na curva de partição reduzida.

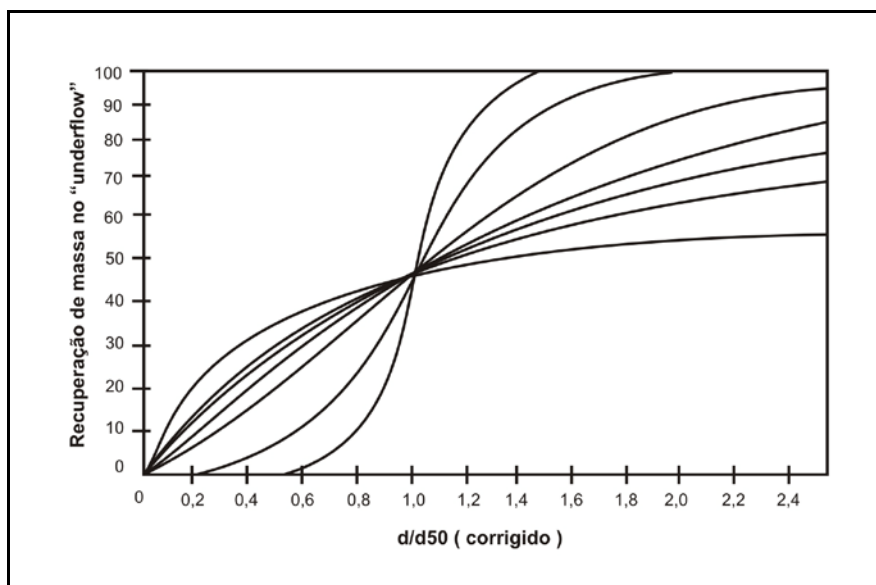


Figura 11 – Influência do aumento de α na curva padrão de partição.

Quanto maior o valor de (α) , mais eficiente é a separação. O valor mais comum para (α) é em torno de 4 (6).

Na Figura 12 é mostrada uma classificação ideal, onde todas as partículas com tamanhos superiores e inferiores a (d_{50c}) dirigem-se, respectivamente, para o *underflow* e o *overflow*, entretanto isso não ocorre na prática. Devido à imperfeição no processo de classificação do hidrociclone, a curva fica inclinada, formando áreas denominadas material deslocado, constituídas por partículas finas que se dirigem ao *underflow* e partículas grossas ao *overflow*. Essa imperfeição é medida com auxílio da seguinte relação:

$$I = \frac{d_{75} - d_{25}}{2d_{50c}} \quad [20]$$

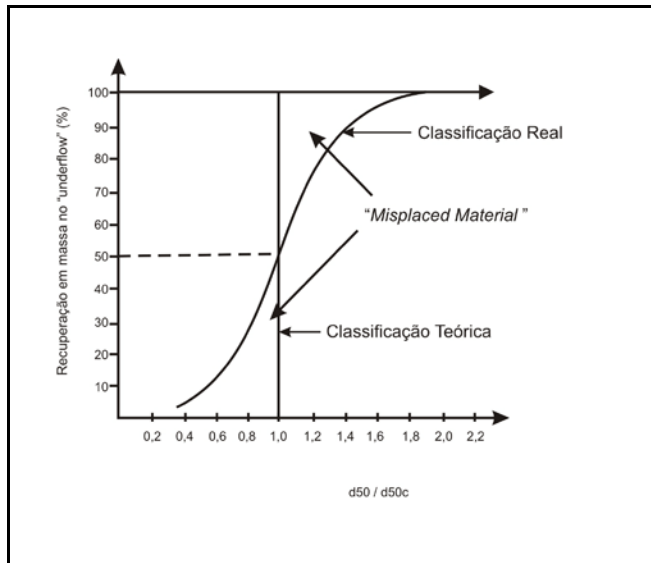


Figura 12 – Classificação teórica, classificação real e material deslocado no hidrociclone.

A exemplo de Lynch e Rao⁽⁹⁾, Plitt⁽¹⁰⁾ realizou também inúmeros ensaios em hidrociclones que o levou a formular a seguinte equação para definir a curva de partição.

$$Y_{(i)} = 1 - \exp[-0,693(d_i / d_{50c})^m] \quad [21]$$

onde:

m = fator que indica a eficiência de classificação.

Plitt⁽¹¹⁾ verificou que o valor de m está relacionado com o parâmetro (α) de Lynch e Rao⁽⁹⁾ por meio da equação:

$$m = \left(\frac{\alpha + 0,45}{1,45} \right) \quad [22]$$

Plitt desenvolveu também diversas equações relacionando variáveis operacionais e dimensões do hidrociclone:

a) Determinação do d_{50c}

$$d_{50c} = \frac{39,7D_c^{0,46} D_i^{0,6} D_o^{1,21} u^{0,5} \exp(0,063\phi)}{D_u^{0,71} h^{0,38} Q^{0,45} \left[\frac{(\rho_s - \rho_l)}{1,6} \right]^k} \quad [23]$$

onde:

D_c = diâmetro do hidrociclone (m);

D_i = diâmetro ou diâmetro equivalente do duto de entrada (m);

D_o = diâmetro de *vortex finder* (m);

D_u = diâmetro do *apex* (m);

ϕ = percentagem de sólidos (volume) na alimentação;

h = altura livre; distância interna entre o *vortex finder* e o *apex* (m);

Q = vazão volumétrica da polpa na alimentação (l/seg);

ρ_s, ρ_l = peso específico dos sólidos e da água (kg/m^3);

m = viscosidade do fluido $\left(\frac{\text{kg}}{\text{m.s}}\right)$;

$k = 0,5$ para condições de regime laminar e $1,0$ para condições de regime turbulento.

b) Determinação de m

$$m = 1,94 \exp\left(-1,58 \frac{S}{1+S}\right) \left(\frac{(D_c)^2 h}{Q}\right)^{0,15} \quad [24]$$

onde:

$$S = \frac{\text{vazão volumétrica polpa underflow (l/seg.)}}{\text{vazão volumétrica polpa overflow (l/seg.)}}$$

c) Determinação da vazão volumétrica Q

$$Q = 0,7 D_c^{0,21} D_i^{0,53} (D_o^2 + D_u^2)^{0,49} h^{0,16} \exp(-0,0055\phi) P^{0,56} \quad [25]$$

onde:

P = pressão (KPa).

Essas equações são largamente empregadas em modelos de simulação para operação e dimensionamento de hidrociclones.

PENEIRAMENTO

Entende-se por peneiramento, a separação de um material em duas ou mais classes, estando estas limitadas uma superior e outra inferiormente.

No peneiramento a úmido adiciona-se água ao material a ser peneirado com o propósito de facilitar a passagem dos finos através da tela de peneiramento.

O material retido na tela da peneira é denominado *oversize* e o passante, *undersize*.

Os peneiramentos industriais a seco são realizados, normalmente, em frações granulométricas de até 6 mm. Entretanto, é possível peneirar a seco com eficiência razoável em frações de até 1,7 mm⁽¹²⁾.

A úmido, o peneiramento industrial é normalmente aplicado para até 0,4 mm, mas recentemente tem sido possível peneirar partículas mais finas, da ordem de 50 μm ⁽¹²⁾.

Escalas Granulométricas

A determinação das faixas de tamanho das partículas é feita por meio de uma série de aberturas de peneiras que mantém entre si uma relação constante.

A primeira escala granulométrica foi proposta por Rittinger, Alemanha, e obedeceu à seguinte equação:

$$a_n = a_0 r^n \quad [26]$$

onde:

a_n = abertura de ordem n ;

a_0 = abertura de referência ($a_0 = 1 \text{ mm}$);

r = razão de escala ($r = \sqrt{2} = 1,414$).

Posteriormente, a U.S. Tyler Company alterou a escala de Rittinger, tomando como abertura de referência (a_0) 74 μm . Esta escala tornou-se de uso geral em todo o mundo.

Uma segunda escala foi sugerida por Richards, Estados Unidos, que seguiu a mesma equação de Rittinger, sendo que adotou como razão de escala $r = \sqrt[4]{2} = 1,19$. Esta escala foi tomada como padrão pelo Governo Americano.

As aberturas das peneiras para as duas escalas (Tyler e Richards) foram relacionadas ao número de malhas (*mesh*) que representa o número de aberturas de uma mesma dimensão contido num comprimento de 25,4 mm.

A escala ISO (International Standard Opening) adotou como abertura de referência (a_0) 1 mm, que corresponde a 18 malhas (*mesh*), e como razão de escala (r) $\sqrt[4]{2} = 1,414$.

Na Tabela 1 são apresentadas as escalas Tyler, Richards e ISO e suas associações com o número de malhas (*mesh*).

Tabela 1 – Escalas granulométricas

Escala Tyler $r = \sqrt{2} = 1,414$ $a_0 = 74 \mu\text{m}$		Escala Richards $r = \sqrt[4]{2} = 1,19$ $a_0 = 1,0 \text{ mm} = 18$ malhas			Escala ISO
Malhas	mm	Malhas	mm	polegadas	Malhas
3	6,680	3	6,35	0,250	3 ½
		3 ½	5,66	0,223	
4	4,699	4	4,77	0,187	5
		5	4,00	0,157	
6	3,327	6	3,36	0,132	7
		7	2,83	0,111	
8	2,362	8	2,38	0,0937	10
		10	2,00	0,0787	
10	1,651	12	1,68	0,0661	14
		14	1,41	0,0555	
14	1,168	16	1,19	0,0469	18 (Base)
		18	1,00	0,0394	
20	0,833	20	0,841	0,0331	25
		25	0,707	0,0278	
28	0,589	30	0,595	0,0234	35
		35	0,500	0,0197	
35	0,417	40	0,420	0,0165	45
		45	0,354	0,0139	
48	0,295	50	0,297	0,0117	60
		60	0,250	0,0098	
65	0,208	70	0,210	0,0083	80
		80	0,177	0,0070	
100	0,147	100	0,149	0,0059	120
		120	0,125	0,0049	
150	0,104	140	0,105	0,0041	170
		170	0,088	0,0035	
200 (Base)	0,074	200	0,074	0,0029	230
		230	0,063	0,0025	
270	0,053	270	0,053	0,0021	325
		325	0,044	0,0017	
400	0,038	400	0,037	0,0015	

Tipos de Equipamentos

Os equipamentos utilizados no peneiramento podem ser divididos em três tipos:

grelhas - constituídas por barras metálicas dispostas paralelamente, mantendo um espaçamento regular entre si;

crivos - formados por chapas metálicas planas ou curvas, perfuradas por um sistema de furos de várias formas e dimensão determinada;

telas - constituídas por fios metálicos trançados geralmente em duas direções ortogonais, de forma a deixarem entre si "malhas" ou "aberturas" de dimensões determinadas, podendo estas serem quadradas ou retangulares.

Esses equipamentos podem ser classificados de acordo com o seu movimento, em duas categorias:

b) fixas - a única força atuante é a força de gravidade e por isso esses equipamentos possuem superfície inclinada. Como exemplo temos grelhas fixas e peneiras DSM.

grelhas fixas - estas consistem de um conjunto de barras paralelas espaçadas por um valor pré-determinado, e inclinadas na direção do fluxo da ordem de 35° a 45° ⁽¹²⁾ (Figura 13). São empregadas basicamente em circuitos de britagem para separação de blocos de 7,5 a 0,2 cm, em geral, sendo utilizados invariavelmente a seco. Sua eficiência é normalmente baixa (60%), porque não havendo movimento da superfície não ocorre a estratificação, que facilita a separação.

Um valor aproximado para a capacidade das grades é de 100 a 150 t^(t) de material por pé quadrado de área em 24 h, quando as barras estão distantes entre si de 2,54 cm.

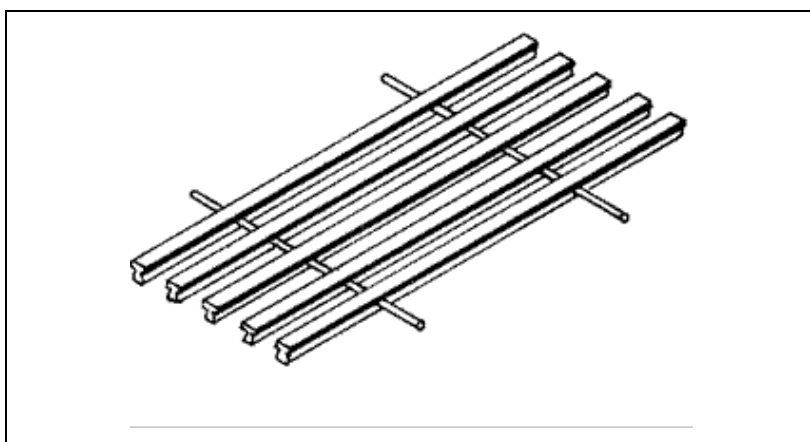


Figura 13 – Representação esquemática de uma grelha fixa.

peneiras fixas - as peneiras fixas DSM (Figura 14) introduzidas pela Dutch State Mines, são utilizadas para desaguamento de suspensões e para uma separação precisa de suspensões de partículas finas. Recentemente, vêm sendo empregadas em circuito fechado de moagem quando a granulometria do produto é grossa e no peneiramento a úmido de materiais finos até 50 μm . Esta compreende uma base curva formada por fios paralelos entre si, formando um ângulo de 90° com a alimentação. A alimentação é feita por bombeamento na parte superior da peneira sendo distribuída ao longo de toda a extensão da peneira. Partículas com tamanho de aproximadamente a metade da distância do espaço entre fios passam pela superfície da peneira. O diâmetro de corte depende da percentagem de sólido da polpa, o que faz com que esse parâmetro tenha que ser bem controlado para que se possa obter um rendimento adequado da peneira. O peneiramento tende a concentrar nos finos os minerais mais densos, ao contrário do que ocorre com outros classificadores.

Possuem uma elevada capacidade de produção, podendo-se utilizar como um valor médio para pré-dimensionamento, 100 m⁽³⁾/h por metro de largura de leito para abertura de 1,0 a 1,5 mm.

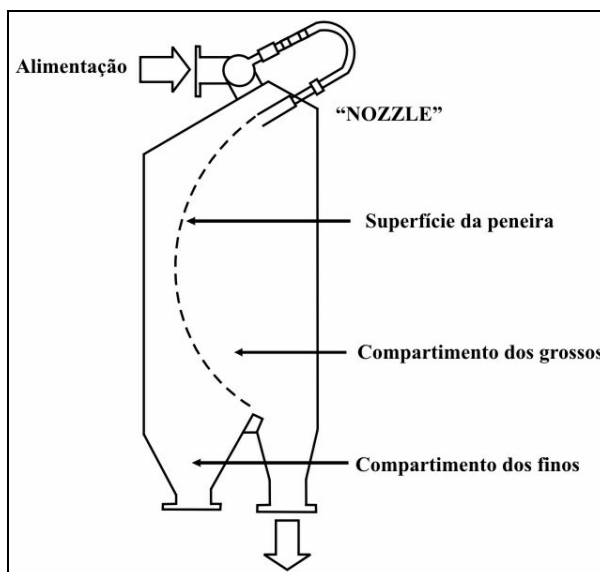


Figura 14 – Representação esquemática de uma peneira DSM.

b) Móveis - grelhas rotativas, peneiras rotativas, peneiras recíprocas e peneiras vibratórias.

grelhas vibratórias - são semelhantes às grelhas fixas, mas sua superfície está sujeita a vibração. São utilizadas antes da britagem primária (Figura 15).

peneiras rotativas (*trommel*) - estas peneiras possuem a superfície de peneiramento cilíndrica ou ligeiramente cônica, que gira em torno do eixo longitudinal. O eixo possui uma inclinação que varia entre 4° e 10° , dependendo da aplicação e do material nele utilizado. Podem ser operadas a úmido ou a seco. A velocidade de rotação fica entre 35-40% da sua velocidade crítica (velocidade mínima na qual as partículas ficam presas a superfície cilíndrica). Nessas condições, a superfície efetiva utilizada no peneiramento está em torno de 30% da área total.

As principais vantagens dos *trommels* são sua simplicidade de construção e de operação, seu baixo custo de aquisição e durabilidade.

Atualmente, são substituídos, parcialmente, por peneiras vibratórias que têm maior capacidade e eficiência, mas ainda são muito utilizados em lavagem e classificação de cascalhos e areias (Figura 16).

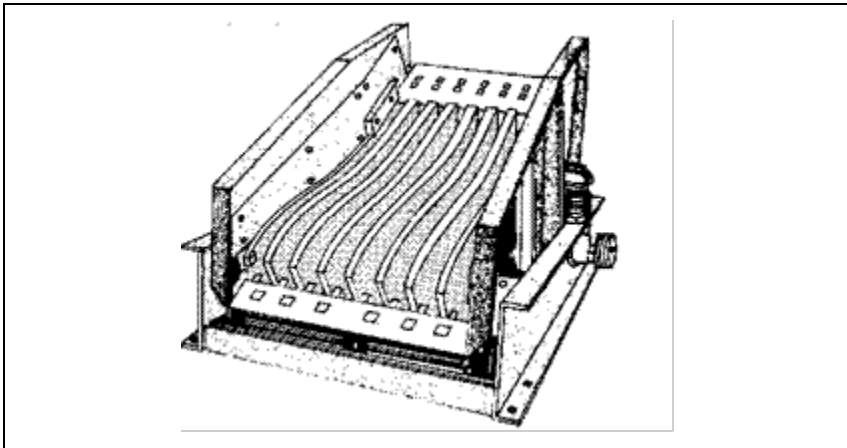


Figura 15 – Grelha vibratória.

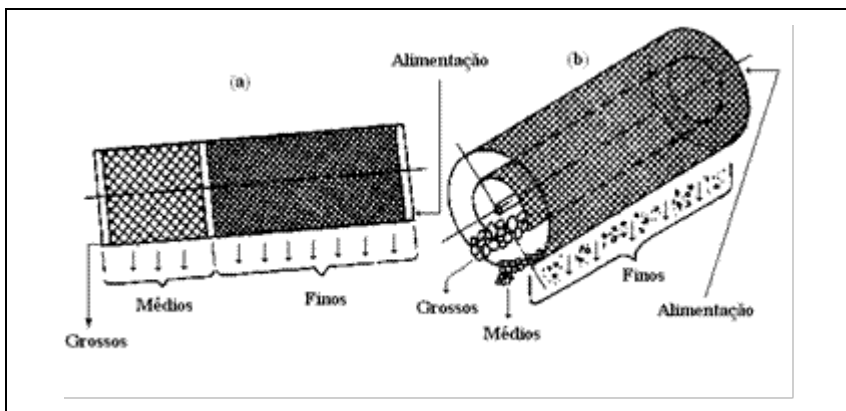


Figura 16 – Representação esquemática de um *Trommel*.

peneiras reciprocativas - estas realizam um movimento alternado praticamente no mesmo plano da tela, tendo como resultante uma força positiva que faz com que as partículas movam-se para frente. Devido a esse movimento natural, as peneiras reciprocativas trabalham com uma pequena inclinação, entre 10° e 15° . A amplitude de seu movimento varia entre 2 e 25 cm com uma frequência de 800 a 60 movimentos por minuto, respectivamente.

São empregadas na classificação de carvões e de outros materiais friáveis, porque reduzem a fragmentação eventual das partículas. De um modo geral, as peneiras reciprocativas (Figura 17) têm um campo de aplicação restrito, diante das maiores vantagens apresentadas pelas peneiras vibratórias.

peneiras vibratórias - o movimento vibratório é caracterizado por impulsos rápidos, normais à superfície, de pequena amplitude (1,5 a 25 mm) e de alta frequência (600 a 3.600 movimentos por minuto), sendo produzidos por mecanismos mecânicos ou elétricos.

As peneiras vibratórias podem ser divididas em duas categorias: aquelas em que o movimento vibratório é praticamente retilíneo, num plano normal à superfície de peneiramento (peneiras vibratórias horizontais); e aquelas em que o movimento é circular ou elíptico neste mesmo plano (peneiras vibratórias inclinadas).

Estas peneiras são as de uso mais frequente em mineração, sendo muito empregadas nos circuitos de britagem e de preparação de minério para os processos de concentração. A sua capacidade varia entre 50 a 200 t/m²/mm de abertura/24 h (Figura 18).

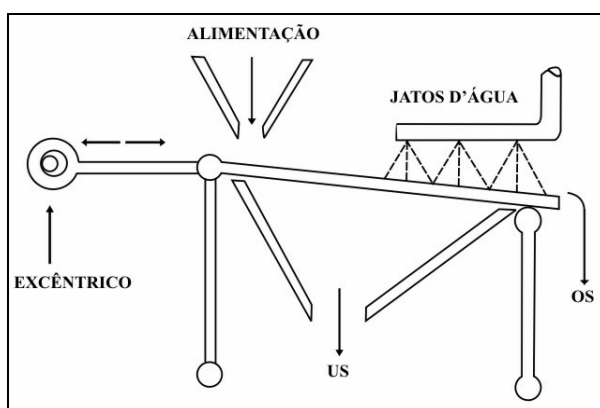


Figura 17 – Representação esquemática de uma peneira reciprocativa Ferrari.

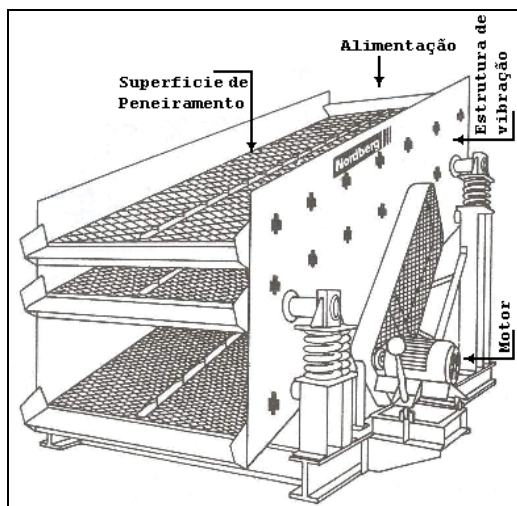


Figura 18 – Representação esquemática de uma peneira vibratória.

Eficiência de Peneiramento

Em peneiramento industrial a palavra eficiência é empregada para expressar a avaliação do desempenho da operação de peneiramento, em relação a separação granulométrica ideal desejada, ou seja, a eficiência de peneiramento é definida como a relação entre a quantidade de partículas mais finas que a abertura da tela de peneiramento e que passam por ela e a quantidade delas presente na alimentação⁽¹²⁾.

$$E = \frac{P}{aA} \times 100 \quad [27]$$

onde:

E = eficiência; P = passante (t/h); A = alimentação (t/h);
a = percentagem de material menor que a malha da alimentação.

Industrialmente, a eficiência de peneiramento⁽¹²⁾, situa-se entre 80 e 90%, atingindo em alguns casos 95%. As partículas com diâmetros (d) superiores a uma vez e meia⁽¹⁵⁾ a abertura da tela (a) não influenciam no resultado do peneiramento, bem como àquelas inferiores à metade (0,5) da abertura da tela. As partículas compreendidas entre esta faixa é que constituem a classe crítica de peneiramento e influem fortemente na eficiência e na capacidade das peneiras.

Essa classe pode ser dividida em duas:

0,5 a < d < a - que em termos probabilísticos têm menor chance de passar que as demais partículas menores que a malha; e

a < d < 1,5 a - que embora não passantes, são as que mais entopem as telas das peneiras.

Dimensionamento dos Equipamentos

As peneiras são peças vitais e críticas em qualquer usina de beneficiamento. Assim sendo, todo cuidado deve ser tomado na seleção de peneiras para que sejam de tamanho e tipo adequado.

Um equipamento de peneiramento é definido inicialmente pelas suas dimensões e pelo tipo de abertura (quadrada, retangular, circular, elíptica ou alongada). É preciso ressaltar que existe uma relação entre o tamanho máximo de partícula que pode passar numa determinada abertura e as dimensões do fragmento passante.

Para uma grelha, onde se tem apenas o afastamento livre entre as barras, este determina o tamanho máximo da menor dimensão da partícula que atravessa as barras paralelas.

Para aberturas quadradas ou retangulares é definida a largura máxima. O fato de ser quadrada ou retangular tem pouca influência, visto que a malha retangular é colocada apenas para compensar a perda de área real de passagem pela inclinação dos equipamentos de peneiramento, embora também algumas vezes seja para atender à forma lamelar do material.

As dimensões máximas mencionadas anteriormente não são as reais, pois uma partícula de tamanho “ a ” pode não passar através de uma abertura “ a ”. Assim, em uma abertura “ a ” só irão passar partículas K_a , sendo K um fator de redução⁽¹⁴⁾. Para $0 < K < 0,5$ as partículas passam livremente; $0,5 < K < 0,85$ as partículas passam com dificuldade, sendo esta a fração crítica de separação; $0,85 < K < 1,00$ o material praticamente não passa pela abertura.

Os dados necessários para seleção e dimensionamento de equipamentos são⁽¹⁵⁾:

a) características do material a ser peneirado, tais como:

densidade e umidade;	forma das partículas;
tamanho máximo da alimentação;	presença de materiais argilosos;
distribuição granulométrica;	densidade e umidade;
temperatura, entre outros	

b) capacidade;

c) faixas de separação do produto;

d) eficiência desejada;

e) tipo de serviço;

lavagem classificação final, classificação intermediária, etc.

f) limitação ou não de espaço e peso;

g) grau de conhecimento do material e do produto desejado.

A seleção das peneiras deve ser feita em função das características do material e do tipo de serviço a que ela irá se prestar.

Dimensionar os equipamentos significa calcular as dimensões das suas superfícies em função da capacidade requerida, ou seja, da quantidade de material com características e condições determinadas que deve passar pelo equipamento por um tempo determinado (hora). No caso das peneiras, duas condições independentes devem ser atendidas; área da tela e espessura do leito.

Um dos métodos aceitos para selecionar a peneira a ser utilizada é baseado na quantidade de material que passa através da malha $0,0929 \text{ m}^2$ de uma peneira com abertura específica⁽¹⁶⁾, e que será aqui apresentado. Destaca-se porém, que este é apenas um dentre os muitos métodos existentes e que cada um deles pode levar a resultados diferentes.

Área Total

A área total "A" pode ser definida por:

$$A = \frac{S}{CdF_M} \quad [28]$$

onde:

S = quantidade de material passante na alimentação que atravessa a peneira por hora (t/h);

C = capacidade básica de peneiramento (t/h x $0,0929 \text{ m}^2$)⁽²⁾;

$d = \frac{\text{peso específico aparente do material alimentado}}{1602}$;

F_M = fatores modificadores.

a) Capacidade básica (C)

A Figura 19 apresenta a curva que fornece os valores de C para as várias aberturas, baseadas num material com densidade aparente de 1602 kg/m^3 ⁽³⁾, servindo apenas para minérios metálicos.

Desde que os minérios metálicos tenham características de peneiramento similares, o valor de C pode ser determinado por uma razão simples de densidades⁽¹⁶⁾.

Contudo, nem todos os materiais têm as mesmas propriedades ou as mesmas características de peneiramento, possuindo estes suas curvas de capacidade específica próprias.

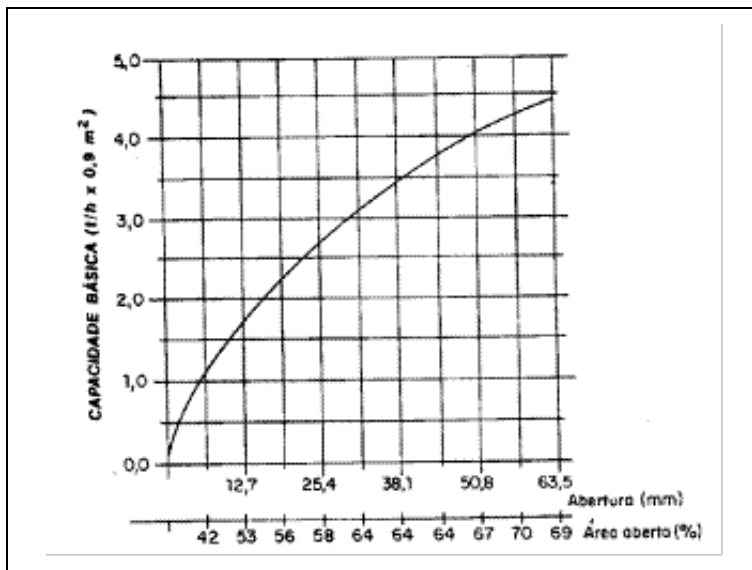


Figura 19 – Capacidade básica de peneiramento para material com densidade aparente de 1.602 kg/m^3 .

b) Fatores modificadores

Existem muitas variáveis e inter-relações entre essas variáveis que afetam o peneiramento de um dado material, mas aqui só serão avaliadas aquelas que afetam de maneira significativa o cálculo do tamanho de peneiras para minérios⁽¹⁵⁾.

Fator de Finos (F)

O fator de finos depende da quantidade de material, na alimentação, que é menor do que a metade do tamanho da abertura no deque.

Os valores de F para as várias eficiências de peneiramento são apresentados na Tabela 2.

É importante lembrar que para um determinado deque, o fator de finos sempre será calculado em relação à alimentação desse deque.

Fator de eficiência (E)

$$E = \frac{P}{aA} \times 100$$

[29]

onde:

E = eficiência; P = passante (t/h); A = alimentação (t/h);

a = porcentagem de material na alimentação menor que a abertura considerada.

A eficiência de separação é expressa como uma razão entre a quantidade de material que passa por uma abertura e a quantidade na alimentação que deveria passar.

Um peneiramento é considerado comercialmente perfeito, quando a eficiência é de 95%. Assim, para este valor, o fator de eficiência é considerado igual a 1,00.

Na Tabela 2 são apresentados outros fatores de eficiência.

Tabela 2 – Fatores de finos e de eficiência de peneiramento.

Eficiência de Peneiramento (%)	Fator	
	Finos (F)	Eficiência (E)
0	0,44	-
10	0,55	-
20	0,70	-
30	0,80	-
40	1,00	-
50	1,20	-
60	1,40	-
70	1,80	2,25
80	2,20	1,75
85	2,50	1,50
90	3,00	1,25
95	3,75	1,00

Fator de abertura (B)

Fator que compensa a tendência das partículas ficarem retidas na superfície de peneiramento devido ao tipo de abertura da superfície. Estes valores são apresentados na Tabela 3.

Tabela 3 – Fatores de Abertura

Tipos de Abertura	Razão (r) Comprimento/largura	Fator B
Quadradas e retangulares	$r < 2$	1,0
Retangulares	$2 < r < 4$	1,2
Retangulares	$4 < r < 25$	1,2
Barras paralelas	$r > 25$	1,4*

* paralelo ao fluxo ** perpendicular ao fluxo

Fator de Deque (D)

Esse fator leva em consideração a estratificação que ocorre nos deques reduzindo assim a área de peneiramento.

Na Tabela 4 são apresentados os fatores para peneiras de até três deques.

Tabela 4 – Fatores de Deque

Deque	Fator
1°	1,00
2°	0,90
3°	0,80

Fator de Área (O)

A curva de capacidade básica mostrada na Figura 19 é baseada em aberturas quadradas cuja área de superfície aberta é indicada imediatamente abaixo dos tamanhos das aberturas.

Quando se tem uma área de superfície aberta diferente daquele padrão apresentado no gráfico, deve-se inserir um fator de correção que é obtido pela razão da área da superfície aberta usada em relação à padrão.

Como exemplo, se for usado para uma separação em 2,54 cm, um *deck*, com 36% de superfície aberta, o fator será 0,62 (36/58) e se ao contrário for usado para mesma abertura, um deque com superfície aberta de 72% o fator será 1,24 (72/58).

Fator peneiramento via úmida (W)

Este fator é aplicado quando o peneiramento é realizado com auxílio de água, na forma pulverizada, sobre o material que está sendo peneirado. A vantagem obtida por essa pulverização varia com a abertura da superfície de peneiramento e só pode ser alcançada se a quantidade correta de água for utilizada.

Segundo Mular⁽¹⁵⁾, o volume de água recomendado é de 18,92 a 31,53 m³/s para 0,765 m³ de material alimentado. A Tabela 5 apresenta os valores dos fatores de acordo com as aberturas.

Tabela 5 – Fatores de peneiramento via úmida

Abertura Quadrada	W
1/32" ou menor	1,25
1/16"	3,00
1/8" a 3/16"	3,50
5/16"	3,00
3/8"	2,50
1/2"	1,75
3/4"	1,35
1"	1,25
+ 2"	1,00

Exemplos

Para ilustrar o procedimento de determinação destes fatores de dimensionamento de peneiras, são apresentados os seguintes exemplos⁽¹⁶⁾.

a) Circuito aberto (Figura 20)

Dados de alimentação:

vazão: 300t/h de minério de ferro; densidade aparente: 2082kg/m³; midade: 8%;

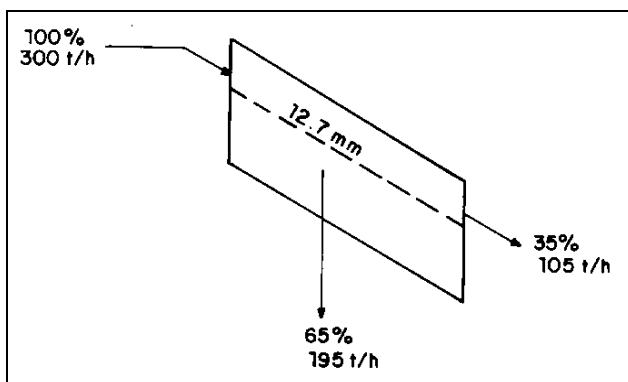


Figura 20 – Esquema de um circuito aberto de peneiramento.

Análise granulométrica:

Tamanho(mm)	Passante (%)
38	100,00
25	98,00
19	92,00
12,5	65,00
6,3	33,00

Separação requerida: 12,7 mm, com peneiramento a seco.

Solução:

$$A = \frac{195}{C.d.F.E.D.B}$$

onde:

$$C = 1,7 \text{ t/h} \times 0,9 \text{ m}^{(2)} \text{ (Figura 19);}$$

$$d = \frac{2082}{1602} = 1,30;$$

$$F = 0,86 \text{ (33%);}$$

$$E = 1,00 \text{ (95%);}$$

$$D = 1,00;$$

$$B = 1,2.$$

$$A = \frac{195}{1,7 \times 1,3 \times 0,86 \times 1,00 \times 1,00 \times 1,2} = 85,5 \text{ ft}^2 = 7,95 \text{ m}^2$$

O valor calculado de $7,95 \text{ m}^{(2)}$ representa a área efetiva da peneira. Deve-se acrescentar a este valor, um fator de 10% a fim de compensar a perda de área devido aos suportes que sustentam a tela à peneira.

$$\text{Neste caso, } 7,95 + 0,79 = 8,74 \text{ m}^{(2)}.$$

O próximo passo será selecionar uma peneira padrão com uma área de $8,74 \text{ m}^{(2)}$, mantendo-se uma razão comprimento/largura de 2:1 para que haja um peneiramento eficaz. Assim, por tentativa tem-se uma peneira de 1,83 m x 4,87 m com uma área total de $8,91 \text{ m}^{(2)}$.

Um outro ponto importante é a espessura do leito de material que passa no deque. Este deve ser controlado para se ter certeza de que está dentro dos limites aceitáveis. A recomendação para um peneiramento efetivo é a de que o leito no final do deque não seja mais do que 4 vezes o tamanho da abertura no deque. Isto significa que para uma abertura de 12,7 mm, a espessura do leito não deve ser superior a 50,8 mm.

Para determinar a espessura do leito, utiliza-se a Figura 21 que fornece a vazão de minério para cada centímetro de altura do leito em função da largura da peneira e do peso específico do minério para um ângulo de inclinação de 18° .

No caso do exemplo, tem-se que para uma largura de peneira de 1,83 m, a quantidade de material para cada centímetro de altura do leito é de 46 t/h. Para uma

vazão de 105 t/h que atravessa o deque, a espessura do leito é de 22,8 mm $\left(\frac{105}{46}\right)$, valor esse que está abaixo do máximo recomendado que é de 50,8 mm.

Para outros ângulos de inclinação da peneira, a vazão de minério (kg/s) para cada centímetro de altura de leito é obtida com a multiplicação do valor encontrado para a inclinação de 18° (Figura 21) pelo fator mostrado na Tabela 6.

Tabela 6 – Fatores multiplicativos em função do ângulo de inclinação da peneira.

Ângulo	Fator
18°	1,00
20°	1,33
22°	1,67
25°	2,00

Quando se estiver trabalhando com mais de um deque, será importante lembrar que cada deque deve ser tratado individualmente.

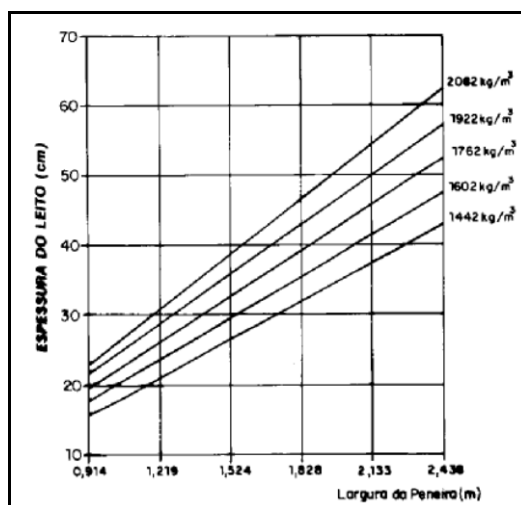


Figura 21 – Espessura do leito para uma velocidade de fluxo de 18,29 m/min.

b) Circuito fechado: (Figura 22)

Quando se tem um circuito fechado de classificação, é necessário levar em consideração não só as características da alimentação inicial do circuito mas também as da carga circulante.

A carga circulante pode ser determinada de várias maneiras mas o método que se segue é direto e lógico⁽¹⁶⁾.

Cálculo da carga circulante

Dados de alimentação:

vazão: 200 t/h,

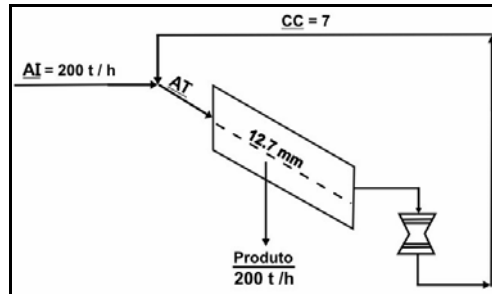


Figura 22 – Esquema de um circuito fechado de peneiramento

- análise granulométrica (da alimentação nova):

Tamanho (mm)	Passante(%)
38,0	100,00
25,0	98,00
19,0	92,00
12,7	65,00
6,3	33,00

Solução:

O primeiro passo é assumir uma eficiência de peneiramento. Uma eficiência mais alta implica em uma peneira maior, mas numa carga circulante menor. Isso pode ser uma vantagem, pois o custo de um britador é sempre bem superior ao de uma peneira, mesmo quando comparados os seus respectivos tamanhos. Assim, será assumido uma eficiência de 95%.

Baseado nesta eficiência, a alimentação da peneira deverá conter $210,5 \text{ t/h} \left(\frac{200}{0,95} \right)$ de material abaixo de 12,7 mm para que a vazão de passante seja de 200 t/h.

Da análise granulométrica sabe-se que a alimentação inicial (AI) contém 130 t/h ($0,65 \times 200$) de material abaixo de 12,7 mm. Sendo assim, o britador deverá produzir então 80,5 t/h.

Se for usado um britador giratório para 12,7 mm que produz 75% de material abaixo de 12,7 mm na descarga⁽¹⁵⁾, então sua alimentação terá que ser de 107,3 $\text{t/h} \left(\frac{80,5}{0,75} \right)$ para produzir 80,5 t/h de material menos 12,7 mm.

Assim, a carga circulante (c.c.) de 107,3 t/h mais a alimentação inicial de 200 t/h fornece a alimentação total que é então de 307,3 t/h.

Calculada a carga circulante, o próximo passo será selecionar a área da peneira a ser usada através do método mencionado anteriormente, tomando como base 307,3 t/h de material alimentado e uma análise granulométrica obtida pela combinação proporcional da alimentação inicial e da análise da descarga do britador.

Novos Equipamentos

Existem atualmente no mercado alguns novos equipamentos que são utilizados para separação por classificação, apresentaremos alguns exemplos, a seguir.

Hydro Clean

O *Hydro-clean* (Figura 23) é um sistema de limpeza e de separação que utiliza alta pressão, para partículas que variam de tamanho entre 0 a 70 mm, esse equipamento é adequado especialmente, para ser utilizado na indústria de areia e cascalho, indústria de pedras naturais e de reciclagem, que tenham capacidade de produção entre 50 e 160 toneladas/hora de material de saída.

A taxa de alimentação de material neste equipamento é ajustável de acordo com o nível de contaminação do material a ser classificado. Um consumo de 0,12 a 0,2 m³ de água se faz necessário para que possa haver uma “limpeza” de uma tonelada de terra ou argila contaminada no processo, com um gasto de energia entre 03 a 0,5 kWh.

O *design* do equipamento é modular o que possibilita uma adaptação flexível às configurações encontradas em uma planta de beneficiamento, e conseqüentemente uma rápida instalação. O sistema pode ser acoplado a uma linha de beneficiamento já existente, funciona apenas com uma única unidade ou pode ser produzido como um sistema completo que inclua equipamentos de peneiramento, peneiras de desaguamento e um circuito hidráulico, a serem posicionados subseqüentemente.

A folga variável entre o rotor de lavagem e o leito do material permite o perfeito ajuste ao estado de entrada do material.

A água, com os resíduos retirados, sai da área de lavagem pelas partes inferiores, ajustáveis às peneiras, que são anexadas à camisa externa do vaso de lavagem.

Os sensores localizados na área de entrada do material fornecem dados exatos à unidade de controle de modo que o fluxo de material da unidade seja controlado, assegurando assim a constância na qualidade do produto. Quaisquer contaminantes que permaneçam no material, após passarem no processo, podem ser desaguados por uma unidade subseqüente de lavagem.

Pelo fato da ferramenta “jato de água” operar sem desgaste, praticamente não há o desgaste verificado nos sistemas convencionais. A configuração de fácil manutenção do *Hydro-clean* permite a rápida substituição das peças padrão sujeitas a um eventual desgaste.

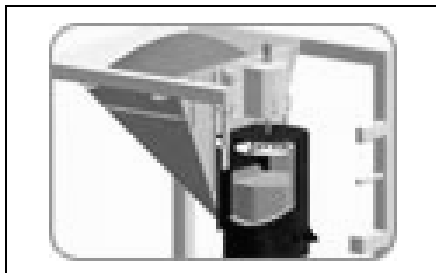


Figura 23 – Vista geral do equipamento de classificação *Hydro-clean*.

Pratos pelotizadores

Os **pratos pelotizadores** (Figura 24) são muito utilizados para gerar *pellets* de minérios nos mais diversos tipos de processo, especialmente na pelotização.

O princípio de funcionamento deste equipamento consiste na alimentação contínua do material em pó, processando esse material para grânulos de tamanho uniforme.

Além de um projeto de *design* mais robusto, confiável e que exige pouca manutenção, o diferencial deste tipo de equipamento é seu sistema de inclinação motorizado, que aumenta a performance da pelotização possibilitando granulometria e dimensões uniformes e uma melhor qualidade no produto final.

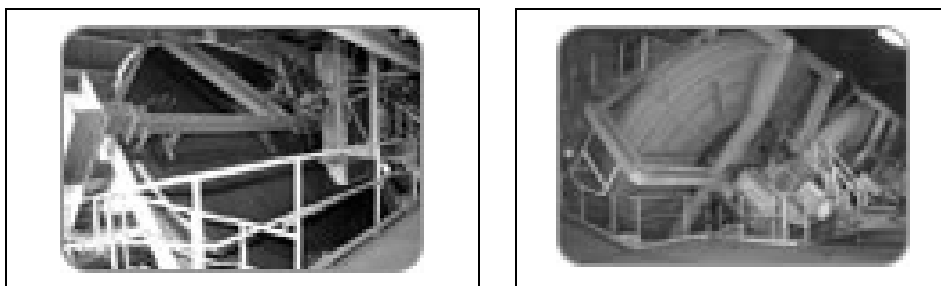


Figura 24 – Vistas dos pratos pelotizantes.

Log Washer

O equipamento denominado *Log Washer* (Figuras 25 e 26) é geralmente indicado para processo que envolva materiais que apresentem dificuldade de escrubagem, tais como argilas insolúveis, rochas macias e certos tipos de agregados. Este equipamento é indicado para ser utilizado em processos que envolvam lavagens sucessivas. Este equipamento é indicado principalmente para processos que envolvam minério de ferro, cascalho, material reciclado.

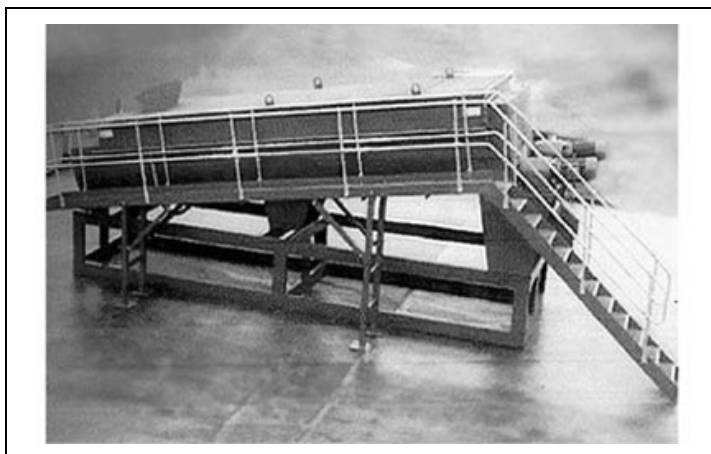


Figura 25 – Vista geral do equipamento *Log Washer*.



Figura 26 – Vista interna do equipamento *Log Washer*.

Drum Scrubber

O equipamento *Drum Scrubber* (Figura 27) é construído em aço inoxidável com estrutura de aço fabricados a partir de tambor rotativo com placas IS 2062. Geralmente são utilizados no beneficiamento de minério de ferro para remoção de impurezas tais como alumina e sílica a partir da superfície do minério.

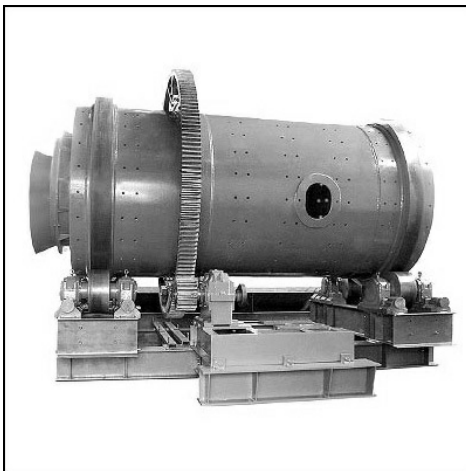


Figura 27 – Vista geral do equipamento *Drum Scrubber*.

As especificações principais relativas ao equipamento estão descritas na Tabela 7.

Tabela 7 – Especificações principais do equipamento *Drum Scrubber*.

Especificações	Capacidade do equipamento	
	100 t/h	250 t/h
Tamanho do cilindro	2750 mm de comprimento x 1750 mm de diâmetro	4500 mm de comprimento x 2150 mm de diâmetro
Movimentação	75 HP no anel deslizante de 1500 RPM	100 HP no anel deslizante de 1500 RPM
RPM do cilindro	Padrão 25 RPM através da única caixa de engrenagens do estágio da relação 6.3:1.	Padrão 25 RPM através da única caixa de engrenagens do estágio da relação 6.3:1.
Projeto de tanque	O cilindro é confeccionado com forros de borracha. O cilindro gira em torno de 4 rolos. A alimentação do minério é feita através de um cone da alimentação com água em uma relação de 1:2.	

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) TRAJANO, R. Princípios de tratamento de minérios (1ª parte). (s.n.t.)
- 2) PERRY, R.H. CHILTON, C. Chemical engineers handbook. 5. ed. Califórnia; MacGraw-Hill, 1973.
- 3) WILLS, B.A. Mineral processing technology, 4. ed. (s.l.): Pergamon Press, 1988, cap. 9, p. 335-375.
- 4) JAIN, S.K. Ore processing. (s.l.:s.n.), 1987.
- 5) TRAWINSKI, H. Teoria, aplicações e emprego prático dos hidrociclones - AKW do Brasil Equipamentos para Mineração Ltda. (s.n.t.)
- 6) BERALDO, J.L. Moagem de minérios em moinhos tubulares. (s.l.): Edgard Blucker, 1987.
- 7) LUCKIE, P.T., KLIMPEL, R.R. Classification and its interaction with other mineral processing unit operations. In: SOMASUNDARAN, P. (ed). Advance in mineral processing - a half century of progress in application of theory to practice - arbiter symposium. (s.l.): SME, 1986.
- 8) KELSALL, D.F. A further study of hidraulic cyclone. Chemical Engineering Science., vol. 2, p. 254-273, 1953.
- 9) LYNCH, A.J., RAO, T.C. Dygital computer simulation of comminution systems - Comm. Min. Metall. Cong., 8 Austrália, N.Z., Proceedings. 1965. vol.6.
- 10) PLITT, L.R. A mathematical model of the hydrocyclone classifier, CIM Bulletin, 1976, 66 (776), p. 114-123.
- 11) PLITT, L.R., FLINTOFF, B.C. The SPOC Manual. Unit Models (Part B) SP85 -1/5.1E - CANMET. cap: 5.1.
- 12) Fundação Instituto Tecnológico do Estado de Pernambuco - IFEP Recife, 1980 - Paulo Abib Andery.
- 13) BROWN et al. Unit operations. New York: John Wiley, 1956. Cap. 3, p. 9-24; Cap. 8, p. 84-98.
- 14) SILVA, A.T. da Curso de tratamento de minérios. Belo Horizonte: Universidade Federal de Minas Gerais, 1973. vol.1.

- 15) MANUAL DE BRITAGEM, 4 ed. São Paulo: Fábrica de Aço Paulista. 1985. p. 5.02-5.043.
- 16) MULAR, A.L., BHAPPU, R.B. Mineral processing plant design, 2nd: Society of Mining Engineers, American Institute of Mining, Ed. New York, 190. p. 340-36.
- 17) <http://www.haverbrasil.com.br/pt/equipamentos/index.php?sec=hydro>
- 18) <http://www.durgametals.com/log-washer.html>