

## CLASSIFICAÇÃO E PENEIRAMENTO

**Julio Cesar Guedes Correia**

Químico Industrial pela UFF, Mestre e Doutor em  
Engenharia Mineral pela EPUSP  
Pesquisador Titular do CETEM/MCTIC

**Hudson Jean Bianchini Couto**

Químico pela UFRRJ, Mestre e Doutor em  
Engenharia Química pela COPPE-UFRJ  
Professor do IFRJ e Tecnologista Pleno do CETEM/MCTIC



## INTRODUÇÃO

---

Os métodos de tratamento de minérios que envolvem classificação e peneiramento apresentam como objetivo comum, a separação de um 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 com que os grãos atravessam um 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, essa está sujeita a uma aceleração constante e sua velocidade aumenta indefinidamente, qualquer que seja seu tamanho ou densidade. Se, contudo, a partícula cai em outro meio que não o vácuo, este oferece uma resistência ao seu movimento, a qual aumenta em razão direta com a velocidade, até atingir um valor constante. Quando as duas forças que atuam na partícula (gravitacional e de resistência do fluido) se tornam iguais, a partícula atinge uma velocidade denominada terminal e passa a ter uma queda com velocidade constante.

A natureza da resistência do fluido depende da velocidade de queda. Para baixas velocidades o movimento é suave, pois a camada de fluido em contato com a partícula move-se com essa, 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.

Os classificadores consistem essencialmente de uma coluna de separação, na qual o fluido, seja líquido ou gasoso, está ascendendo a uma velocidade uniforme (Figura 1). 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.

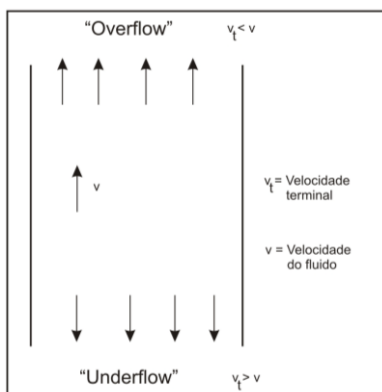


Figura 1. Representação esquemática para um classificador.

### 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. Essa 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 a partícula seja zero.

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

$$F = ma \quad [1]$$

onde:

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

M é a massa da partícula (kg);

a é a aceleração da partícula ( $m/s^2$ ).

Neste caso, as forças que atuam sobre a partícula são: a da gravidade ( $m \cdot g$ ), a de empuxo ( $m' \cdot g$ ) 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);

m' massa do fluido deslocado (kg);

v velocidade da partícula (m/s);

g aceleração da gravidade ( $m/s^2$ );

R força de resistência (N).

O cálculo de massa das partículas, consideradas esféricas, e do fluido deslocado, pode ser obtido 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 ( $r < 0,05\text{mm}$ ), o regime é considerado laminar e a força de resistência calculada por:

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

onde:

$\mu$  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:

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

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

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:

- 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:

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

sendo:

$\rho_r$  razão de sedimentação livre;

$D_a$  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; n = 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.

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:

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

### 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 é 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

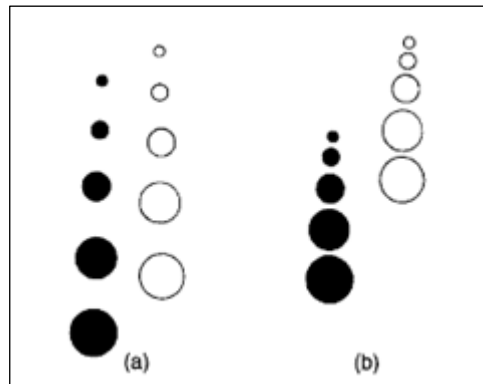
Considerando uma mistura de partículas de quartzo ( $d_Q = 2,65$ ) e galena ( $d_G = 7,5$ ) sedimentando em uma polpa de densidade igual a 1,5, a razão de sedimentação impedida ( $z$ ) será igual a 5,22, conforme aplicação da equação 15 a seguir:

$$z = \frac{D_a}{D_b} = \left( \frac{7,5 - 1,5}{2,65 - 1,5} \right) = 5,22$$

Portanto, uma partícula de galena terá a mesma velocidade de queda de uma partícula de quartzo de diâmetro 5,22 vezes maior. Comparativamente, a razão de sedimentação livre ( $d_p=1$ ) para este caso será de 3,94 no regime de resistência turbulenta (lei de Newton).

A razão de sedimentação retardada será sempre maior que a razão de sedimentação livre, e quanto maior a densidade da polpa, maior é a razão de diâmetro para uma mesma velocidade de sedimentação das partículas.

Classificadores de sedimentação impedida são utilizados para aumentar o efeito da densidade na separação, enquanto que classificadores de sedimentação livre utilizam suspensões relativamente diluídas para aumentar o efeito do tamanho na separação, conforme ilustrado na Figura 2.



**Figura 2.** Exemplo de classificação por sedimentação livre (a) e sedimentação retardada (b).

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.



## TIPOS DE CLASSIFICADORES

Há diferentes tipos de classificadores que podem ser divididos em dois grandes grupos, dependendo da direção do fluxo da corrente de transporte. Os classificadores de corrente horizontal, tais como os classificadores mecânicos, são essencialmente do tipo sedimentação livre e os de corrente vertical (ou hidráulicos) são usualmente do tipo sedimentação retardada e dão ênfase na densidade na separação das partículas.

Um guia útil para a maior parte dos tipos de classificadores utilizados em processamento mineral pode ser encontrado na literatura (HEISKANEN, 1993).

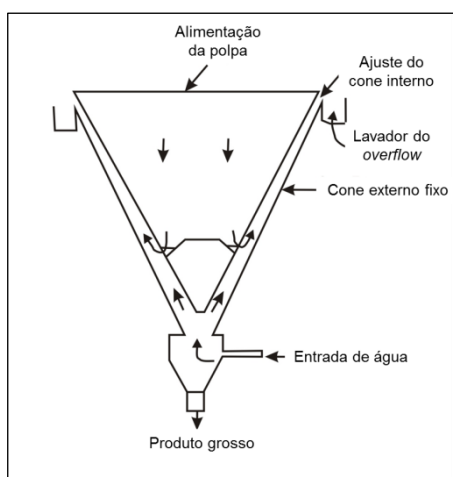
### Classificadores Horizontais

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.

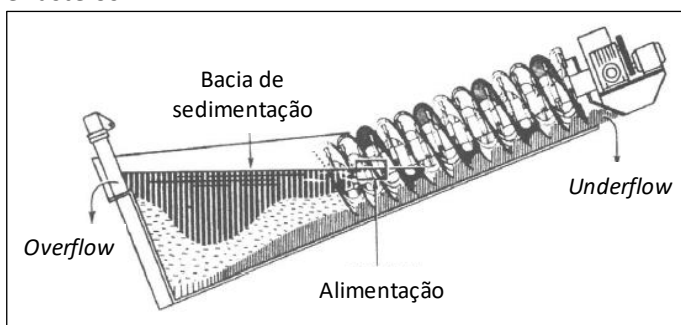


**Figura 3.** Representação esquemática de um cone duplo.

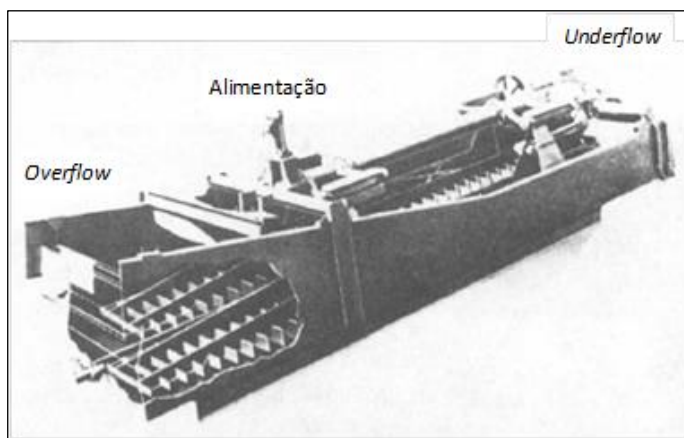
### Classificadores Mecânicos

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 (PERRY, 1973; WILLS, 2006; JAIN, 1987) 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). Estes se apresentam em geral na forma de tanques retangulares ou de bacias, tendo idêntico princípio de funcionamento. A diferença entre esses 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.



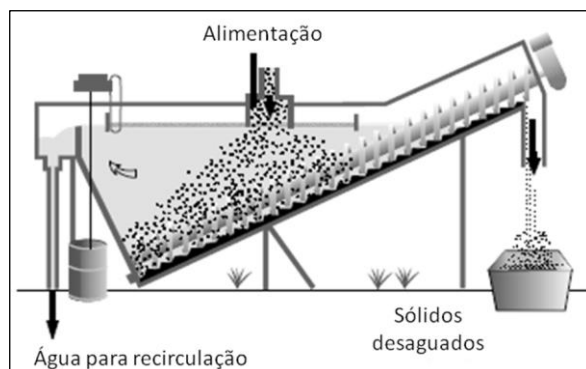
**Figura 5.** Representação esquemática do classificador de rastelo (*Rake*).

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 estes 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.



**Figura 6.** Representação esquemática do classificador espiral (METSO, 2015).

Os classificadores espirais consistem de uma calha, ou dentro dessa 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 superior da calha de sedimentação (Figura 6). As condições operacionais são definidas pela:

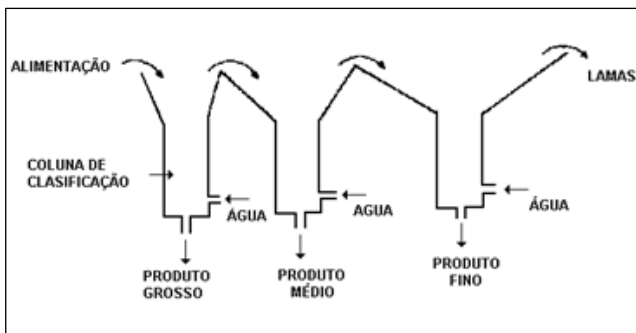
- velocidade de revolvimento ou arraste;
- altura da calha e inclinação da calha;
- diluição da polpa.

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

### Classificadores Verticais

Ao contrário dos horizontais, os classificadores verticais ou hidráulicos 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 ou hidráulico (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 ou hidráulico.

## 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 interno na parte superior do aparelho, denominado *vortex finder*, constituindo o *overflow*. A maior parte do líquido transportando partículas finas é forçada a deixar o ciclone através do *overflow*, devido a formação de um *vortex* secundário interno que gira em torno do eixo em movimento ascendente. No centro do hidrociclone cria-se uma baixa pressão que recolhe todo o ar introduzido sob forma de bolhas ou dissolvido na água de alimentação (TAVARES et al., 2002; SVAROVSKY, 2000).

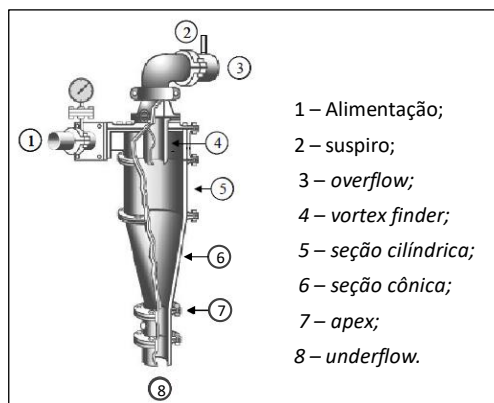
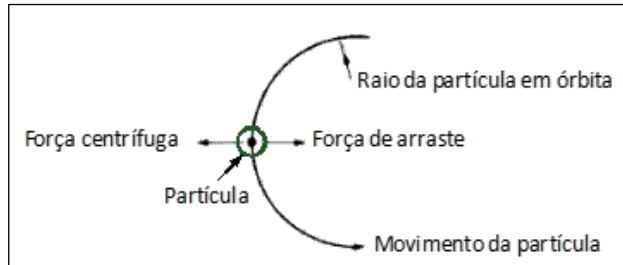


Figura 8. Representação esquemática de um hidrociclone convencional.

## Teorias de Classificação de Partículas em Hidrociclones

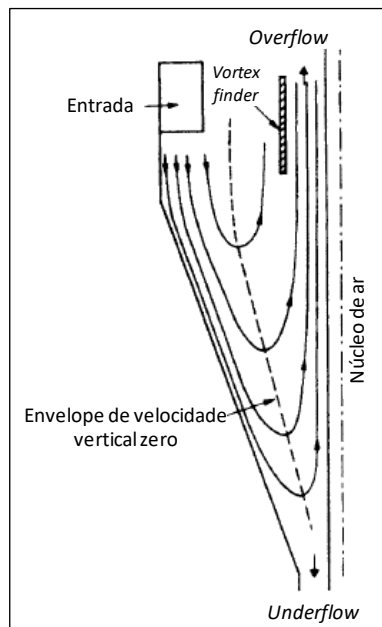
### Teoria da órbita de equilíbrio

A teoria clássica da classificação de hidrociclones, também conhecida como teoria da órbita de equilíbrio, preconiza que as partículas dentro das linhas de fluxo estão sujeitas a duas forças opostas: uma força centrífuga que age para fora e uma força de arraste que age para dentro, de acordo com a Figura 9 (KAWATRA, 1996; SVAROVSKY, 2000; WILLS, 2006).



**Figura 9.** Representação de forças que agem nas partículas orbitando dentro do hidrociclone.

De acordo com esta teoria, a existência de uma região de fluxo descendente externa e uma região de fluxo ascendente interno implica que existe uma posição (linha no plano bidimensional) da qual não há velocidade vertical, dando origem ao termo conhecido como "envelope de velocidade vertical zero", conforme Figura 10 a seguir. Nesta linha, as velocidades terminais de sedimentação no campo centrífugo das partículas são iguais à velocidade radial do líquido no sentido do eixo do hidrociclone, de forma que as partículas lançadas para fora desta linha pela maior força centrífuga saem pelo *underflow*, enquanto partículas lançadas em direção ao centro pela maior força de arraste são forçadas a saírem pelo *overflow*. Partículas sob o envelope de velocidade vertical zero possuem chances iguais de serem reportadas às correntes de *underflow* ou *overflow*.



**Figura 10.** Distribuição dos componentes de velocidade vertical e radial dentro do hidrociclone.

### *Teoria do Tempo de Residência*

Esta segunda teoria parte da premissa de que todas as partículas se encontram homogeneamente distribuídas na seção transversal ao eixo do hidrociclone e que o tempo de residência das partículas dentro do equipamento varia de acordo com suas próprias características (RIETEMA, 1961; SVAROVSKY, 2000; MACHACA, 2010). Foi observado que partículas que apresentam tamanhos próximos ao de corte do hidrociclone possuem maior tempo de residência no equipamento (COHEN et al., 1966).

A distribuição do tempo de residência das partículas contidas em uma dada classe de tamanhos é aleatória e pode ser atribuída à turbulência na polpa da alimentação. Os tempos de residência das partículas mais grossas são dependentes do atrito com as paredes, das características das mesmas e do nível de interação entre as partículas próximas ao orifício do *apex* (HEISKANEN, 1993; MACHACA, 2010).

Neste contexto, a geometria do hidrociclone pode influenciar nas distribuições de tempo de residência das partículas e conseqüentemente na eficiência da classificação. Assim, hidrociclones com maior comprimento da seção cilíndrica e maior ângulo, levam a maiores tempos de residência das partículas, provocando uma classificação mais fina (SAMPAIO et al., 2007).

De acordo com Svarovsky (2000), esta teoria possui algumas limitações, como por exemplo, não levar em consideração o escoamento na direção radial e a sedimentação retardada em altas concentrações de sólidos, necessitando ser ainda trabalhada para ser melhor aplicada.

### **Fluidodinâmica Computacional Aplicada à Hidrociclones**

Nas últimas duas décadas, diversos estudos sobre modelagem empregando códigos de computação para solucionar as equações básicas do escoamento do fluido em hidrociclones têm sido publicados na literatura. Uma técnica que vêm ganhando destaque é a Fluidodinâmica Computacional, conhecida como *Computational Fluid Dynamics* - CFD, que teve um grande avanço nos últimos anos e consiste em uma ferramenta versátil para prever, principalmente, os perfis de velocidade de uma ampla gama de características operacionais e de projeto, permitindo o tratamento numérico das equações de Navier-Stokes, amplamente utilizadas na análise do hidrociclone desde o início dos anos 1980. A partir desta ferramenta é possível melhorar a compreensão numérica dos problemas de turbulência envolvidos na aplicação desta técnica (NARASIMHA et al., 2005; SILVA, 2012).

As simulações por meio de técnicas de CFD são consideradas ferramentas auxiliares que podem, em conjunto com o trabalho experimental, ainda considerado o mais importante, levar a uma verificação fenomenológica mais completa e permitir a elaboração de novos processos e equipamentos ou a otimização de modelos já existentes (MURPHY et al., 2007; SILVA, 2012). De uma forma mais geral, a utilização de

CFD é capaz de prever comportamentos não apenas de escoamento de fluidos, mas também de transferência de calor e de massa, das reações químicas e dos fenômenos relacionados, resolvendo as equações matemáticas que governam estes processos a partir de um algoritmo numérico (MALISKA, 1995).

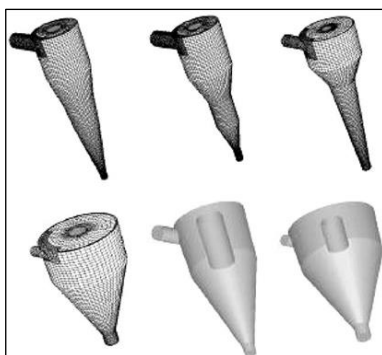
### Etapas para a Realização de uma Simulação em CFD

O objetivo aqui não é descrever, com detalhes, os métodos e ferramentas utilizadas para simulação em CFD, mas sim, de apresentar, de forma sucinta, as principais e mais importantes etapas neste processo, voltado para um público com nenhum ou pouco conhecimento no assunto. Maiores informações e aprofundamentos relacionados ao tema podem ser encontrados em diversos trabalhos disponíveis na literatura sobre técnicas de CFD, principalmente aplicadas a hidrociclones (MALISKA, 1995; CULLIVAN et al., 2004; NOWAKOWSKI et al., 2004; VIEIRA, 2006; BHASKAR et al., 2007; ALMEIDA REGO, 2008; VIEIRA, 2006; SILVA, 2012; MURTHY E BHASKAR, 2012; GHADIRIAN et al., 2013). Das diversas referências sobre o tema CFD encontradas na literatura, do nível mais básico ao mais avançado, optou-se aqui por utilizar a abordagem de apresentação do assunto presente em Almeida Rego (2008), por utilizar uma sequência mais compreensiva.

De acordo com Almeida Rego (2008), os softwares de CFD procuram fornecer um meio integrado de resolver e analisar problemas de escoamentos de fluidos e para isso são normalmente subdivididos em cinco etapas principais: um módulo de CAD para construir a geometria, um gerador de malha, um pré-processador, um processador para obter solução (*Solver*) e um pós-processador.

#### *Geometria*

Criada por meio de ferramentas de CAD (*Computer Aided Design*), das quais possibilitam modelar objetos tridimensionais, onde a solução do problema será encontrada. Na Figura 11, a seguir, são apresentados alguns exemplos de geometrias de hidrociclones propostas por Slack et al. (2004) que podem ser construídas e avaliadas.

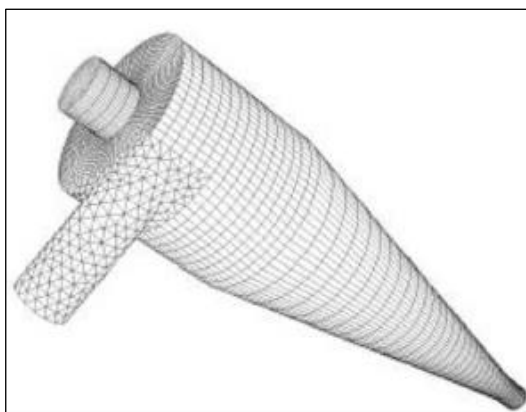


**Figura 11.** Exemplos de geometrias de ciclones e hidrociclones que podem ser construídas (SLACK et al., 2004).



### Malhas

Uma malha é a representação discreta de um domínio geométrico em um conjunto de subdomínios formado por triângulos ou quadriláteros em duas dimensões, e tetraedros e hexaedros em três dimensões. Basicamente, existem 2 tipos de malhas: as estruturadas e as não-estruturadas. As estruturadas são geradas pela subdivisão dos eixos coordenados em pequenos elementos unidimensionais, cujo produto cartesiano gera elementos bidimensionais e tridimensionais (geralmente quadriláteros e hexaédricos). Neste tipo de malha, cada elemento tem sempre o mesmo número de elementos vizinhos, exceto quando o mesmo pertence ao contorno. As malhas não-estruturadas são formadas por elementos que podem ter diversas formas. No plano bidimensional os elementos são polígonos: triângulos (mais comum), quadriláteros, pentágonos, etc., e no plano tridimensional os elementos são poliedros: tetraedros (mais utilizados), pirâmides, prismas, hexágonos, etc. As malhas não-estruturadas conseguem representar mais facilmente as geometrias mais complexas, em função da maior flexibilidade de forma que os seus elementos podem assumir (ALMEIDA REGO, 2008). Na Figura 12, é apresentado um hidrociclone com uma malha do tipo hexaédricas - Hex, conforme apresentado por Slack et al. (2004).



**Figura 12.** Hidrociclone com uma malha do tipo hexaédricas - Hex (SLACK et al., 2004)

Segundo Fontes et al. (2005), a acurácia da solução de um problema de CFD depende do número de elementos e da forma de distribuição dos mesmos na malha, e de uma forma geral, esta acurácia melhora com o aumento de elementos na malha. Por outro lado, aumenta-se também o custo computacional, devendo haver um equilíbrio entre acurácia da solução e o custo envolvido no esforço computacional. Fontes et al. (2005) também citam que a maioria dos pacotes de CFD inclui uma interface CAD própria e/ou permitem a importação dos dados de outros softwares CAD e geradores de malha.

A utilização de malhas estruturadas versus malhas não-estruturadas na solução de problemas em geometrias complexas é considerada uma questão em aberto entre pesquisadores (SIMÕES, 2005)

#### *Pré-processamento: Modelagem e Condições de Contorno*

Para alguns autores, o pré-processamento consiste na modelagem física de um problema de CFD com a estruturação das informações necessárias para a etapa seguinte de *solver*. A modelagem física costuma envolver as seguintes informações: seleção dos fenômenos que serão modelados e simulados, definição das propriedades dos fluidos (densidade, viscosidade, dentre outras) e especificação das condições de contorno apropriadas nos elementos da malha (FONTES et al., 2005). Nos pacotes de CFD mais recentes, os pré-processadores fornecem um banco de dados com as propriedades físicas mais comuns, assim como diversos modelos físicos e químicos tais como: modelos de turbulência, transferência de calor e massa, reações químicas, etc. Segundo Simões (2005), a presença da turbulência no escoamento em ciclone e a escolha de um modelo turbulento adequado em soluções numéricas são fatores extremamente importantes em uma simulação.

Dentre os modelos de turbulência, o mais popular para aplicações na engenharia é o modelo  $k-\varepsilon$ , que tem sido implementado na maioria dos códigos de CFD e é considerado o modelo padrão da indústria por ser estável e numericamente robusto (NARASIMHA et al., 2005). No entanto, há aplicações em que este modelo é considerado inadequado, como por exemplo, escoamentos com mudanças repentinas na taxa média de cisalhamento, de fluidos em rotação e sobre superfícies curvas. Para estes casos um modelo de Tensores de Reynolds (*Reynolds Stress Model - RSM*) ou de fechamento de segunda ordem (FSO) pode ser mais apropriado para separação dos fluxos. Os modelos RSM não utilizam o conceito de viscosidade turbulenta e resolvem equações individuais para o transporte das tensões de Reynolds no fluido. Por consequência são modelos mais complexos de serem resolvidos matematicamente, o que implica em um maior esforço computacional (ALMEIDA REGO, 2008).

Maiores detalhes sobre os modelos citados, e outros existentes tais como: modelo k-L e Spalart-Allmaras, modelos k- $\omega$ , modelo de tensões algébricas (*Algebraic Stress Model - ASM*) e DRSM (*Differential Reynolds Stress Model*) podem ser obtidos na literatura (NARASIMHA et al., 2005; VIEIRA, 2006; MURPHY et al., 2007; ALMEIDA REGO, 2008; SILVA, 2012).

#### *Solver*

De acordo com Almeida Rego (2008), o *solver* é considerado a parte principal de um pacote de CFD, nas quais as técnicas numéricas de solução, assim como seus parâmetros para resolver um problema físico, são implementadas de modo apropriado.

Segundo o autor, os métodos numéricos utilizados pelo *solver*, de forma resumida, envolvem os seguintes passos:

- aproximação das variáveis incógnitas do escoamento por meio de funções simples;
- discretização com manipulações matemáticas subsequentes;
- linearização do sistema de equações algébricas resultantes;
- definição da estratégia de solução do sistema de equações algébricas lineares;
- solução dos sistemas de equações algébricas lineares.

Diante do grande número de equações diferenciais envolvidas na modelagem de problemas físicos, incluindo os envolvidos na hidrociclonagem, torna-se necessário um método numérico que seja robusto e confiável para a resolução do sistema de equações geradas. Dentre os métodos ou algoritmos numéricos existentes, os mais utilizados são apresentados a seguir.

- método das diferenças finitas;
- métodos dos elementos finitos;
- métodos dos volumes finitos.

As vantagens e desvantagens de cada método podem ser encontradas na literatura especializada (SIMÕES, 2005; SILVA, 2012). Adicionalmente, maiores vantagens têm sido relatadas para o último método de volumes finitos, principalmente com relação a possibilidade de conservação integral de massa, movimento e energia no volume de controle e sobre todo o domínio.

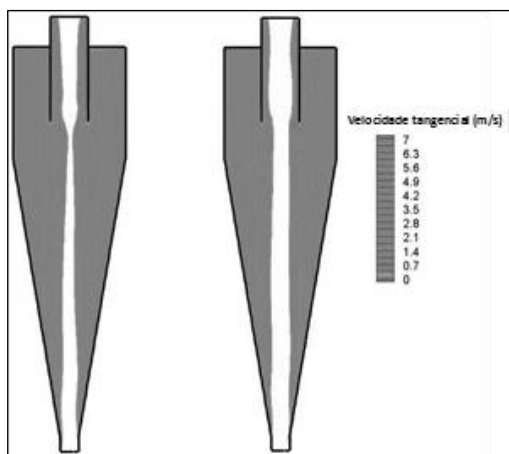
#### *Pós-processamento*

Com os avanços mais recentes em tecnologias de *hardware* e *software* para gráficos, os principais pacotes de CFD são equipados com ferramentas versáteis para visualização de campos escalares e vetoriais, a exemplo de:

- visualização da geometria e da malha;
- gráficos de vetores, contorno e de superfícies no espaço tridimensional;
- visualização de linhas de corrente e de trajetórias das partículas.

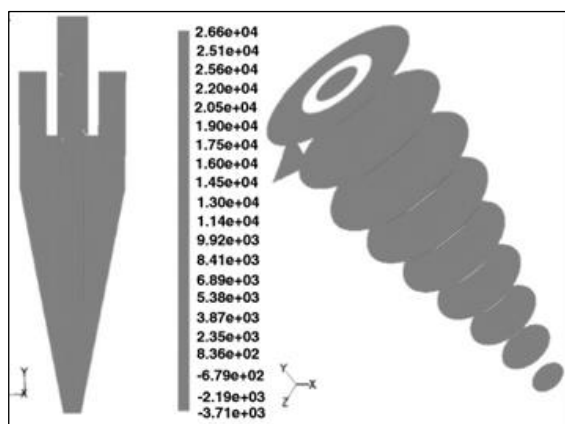
A maioria dessas ferramentas permite também criar animações para facilitar a análise do resultado obtido, sendo que a forma de visualização pode diferir de um pacote CFD para outro, mas com possibilidade de exportação entre esses (ALMEIDA REGO, 2008). Dentre os vários códigos ou pacotes computacionais de CFD comerciais existentes podem ser citados, por exemplo, o CFX, FLUENT, FIDAP, PHOENICS, FEMLAB, FLEXPDE, entre outros (SIMÕES, 2005).

Na Figura 13, a seguir, é possível ver um exemplo de aplicação de CFD para simular a distribuição de velocidade tangencial no interior de dois hidrociclones com diferentes diâmetros da parte cilíndrica -  $D_c$ , sendo possível observar que o hidrociclone de maior diâmetro (direita) possui maiores velocidades tangenciais, principalmente na região central, comparado ao de menor diâmetro (esquerda) (WANG e YU, 2006).



**Figura 13.** Distribuição da velocidade tangencial em hidrociclones de diferentes diâmetros. Esquerda:  $D_c=18,75$  mm e direita:  $D_c=225$  mm (WANG e YU, 2006).

Outro exemplo típico de aplicação de CFD é a simulação da pressão no interior de um hidrociclone, conforme ilustrada na Figura 14, em que a figura da direita ilustra planos verticais de pressão na direção axial (MURTHY e BHASKAR, 2012). É possível observar nesta figura que os maiores valores de pressão são encontrados na proximidade da parede interna e diminuem no sentido da direção central onde fica o núcleo de ar (*air core*) do hidrociclone.



**Figura 14.** Perfis de pressão estática no interior de um hidrociclone e planos radiais de pressão ao longo do eixo vertical (MURTHY e BHASKAR, 2012).

Na Figura 15, a seguir, é possível observar uma seqüência de trajetórias instantâneas do fluxo de partículas, a partir da alimentação do hidrociclone, construídas pela integração do campo de velocidade (NOWAKOWSKI et al., 2004). A imagem revela uma característica típica de um fluxo helicoidal descendente na região mais externa do hidrociclone (mais próxima à parede), em direção ao *underflow*, envolvendo um fluxo ascendente interno, em direção ao *overflow*.



**Figura 15.** Simulação das trajetórias instantâneas de partículas de menor massa liberadas a partir da entrada do hidrociclone (NOWAKOWSKI et al., 2004).

Diversos outros tipos de aplicações de CFD podem ser encontrados na literatura para modelar e simular o escoamento de fluidos em hidrociclones, inclusive muitos envolvendo sistemas particulados (CULLIVAN et al., 2004; NOWAKOWSKI et al., 2004; OLSON E VAN OMMEN, 2004; NARASIMHA et al., 2005; WANG E YU, 2006; BRENNAN et al., 2007, GHADIRIAN et al., 2013). Em suma, tem sido consenso na literatura técnica que a fluidodinâmica computacional tem como objetivo, complementar, os estudos teóricos e, principalmente, experimentais sobre o escoamento de fluidos nos hidrociclones, tornando o entendimento do processo mais completo.

### Aplicação de Hidrociclones

Trawinski 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, flotação, 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 (BERALDO, 1987):

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

No entanto apresentam as seguintes desvantagens (BERALDO, 1987):

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

Beraldo (1987), Luckie e Klimpel, 1986 e Sampaio et al., 2007 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.

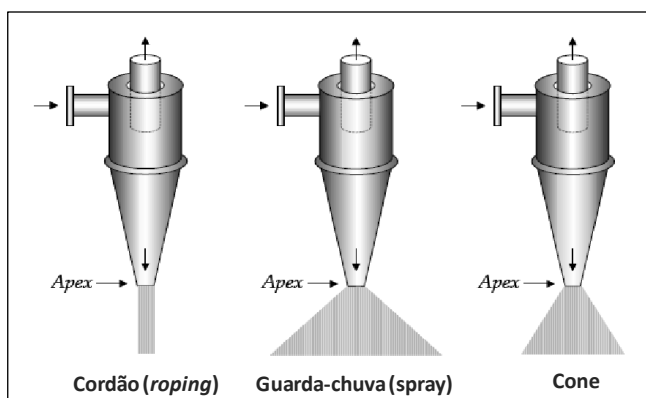
### *Diâmetro do Ápex*

Dependendo do tipo de descarga do ápex, pode-se avaliar as condições de operação do hidrociclone. Na Figura 16 são mostrados três tipos de descarga.

**Descarga em cordão (conhecido como efeito *roping*):** 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 (em geral com abertura entre 20-30°).

**Descarga em *spray* ou guarda-chuva:** o diâmetro do ápex é maior que o recomendável. As partículas finas dirigem-se para o *underflow*.



**Figura 16.** 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*.

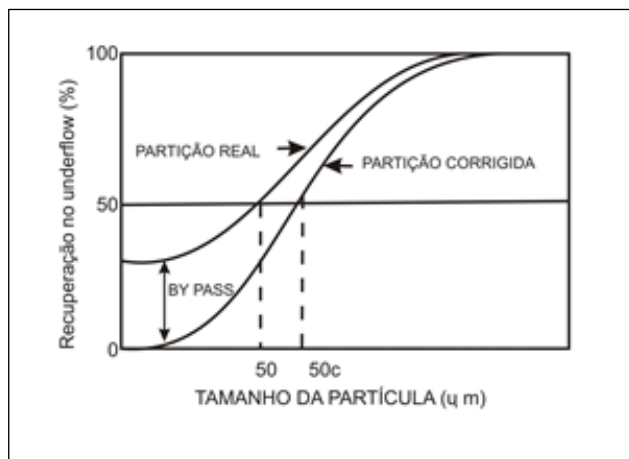
### Pressão de Operação

Aumentando a pressão, diminui o diâmetro de corte. Na prática, o aumento da pressão se dá por conta do aumento da velocidade de rotação da bomba. O aumento da pressão provoca um acréscimo na capacidade do hidrociclone, que implicará no aumento da velocidade tangencial e, por conseqüência, aumento da velocidade angular. O resultado é um campo centrífugo com maior intensidade, o que leva a uma maior chance de decantação centrífuga das partículas menores, diminuindo o diâmetro de corte. No entanto, operações com demasiado valor da pressão resultam em excessivos e indesejados custos operacionais e de manutenção da bomba de polpa.

### Porcentagem de Sólidos

Aumentando a porcentagem 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 esses 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 17.



**Figura 17.** Curvas de partição típicas de hidrociclone.

Na abcissa tem-se a classe de tamanho das partículas e na ordenada, a porcentagem 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 (1953), é que se  $R_f$  corresponde à fração de água da alimentação que se dirige ao *underflow* por



meio de um desvio (*by pass*),  $R_f$  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*;

$\phi$  = 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 (1965), 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:

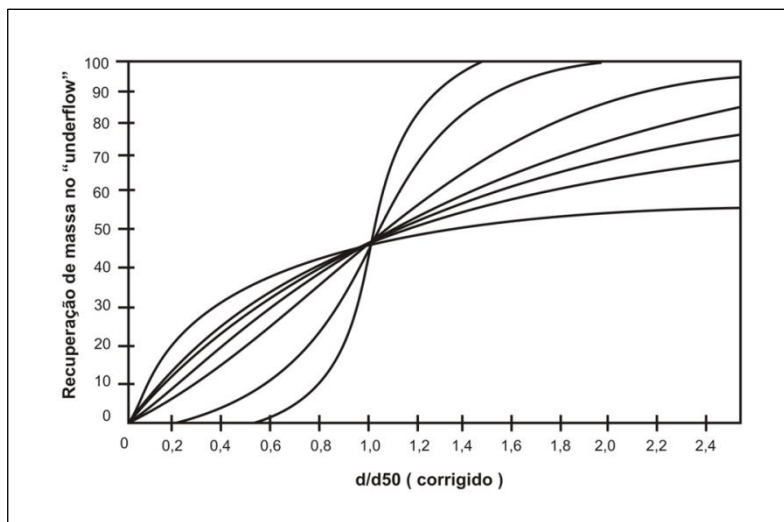
$$Y_{(i)} = \frac{\exp(\alpha x_i) - 1}{\exp(\alpha x_i) + \exp(\alpha) - 2} \quad [19]$$

onde:

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

$\alpha$  inclinação da curva de partição.

Na Figura 18 é mostrada a influência do aumento de  $\alpha$  na curva de partição reduzida.

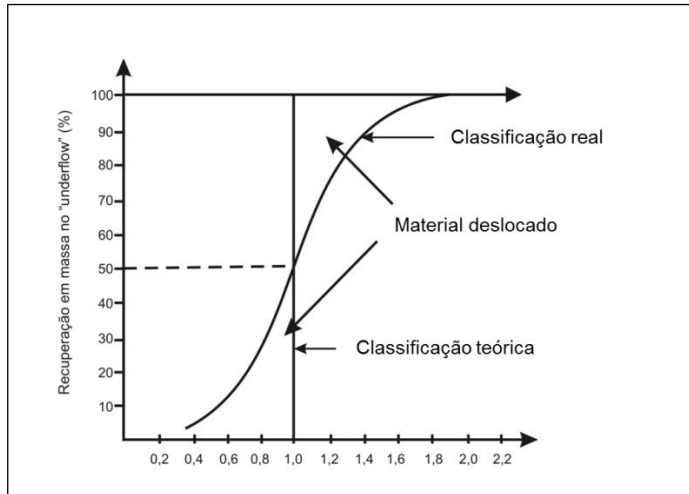


**Figura 18.** Influência do aumento de  $\alpha$  na curva padrão de partição.

Quanto maior o valor de ( $\alpha$ ), mais eficiente é a separação. O valor mais comum para ( $\alpha$ ) é em torno de 4 (BERALDO, 1987).

Na Figura 19 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 19.** Classificação teórica, classificação real e material deslocado no hidrociclone.

A exemplo de Lynch e Rao (1965), Plitt (1976) realizou também inúmeros ensaios em hidrociclones que o levou a formular a seguinte equação para definir a curva de partição.

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

onde:

m fator que indica a eficiência de classificação.

Plitt (1976) verificou que o valor de m está relacionado com o parâmetro ( $\alpha$ ) de Lynch e Rao (1965) por meio da equação:

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

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

a) Determinação do  $d_{50c}$

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

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);  
 $\phi$  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/s);  
 $\rho_s, \rho_l$  peso específico dos sólidos e da água ( $\text{kg/m}^3$ );  
 $m$  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  $m$

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

onde:

$$S = \frac{\text{vazão volumétrica polpa underflow (L/s)}}{\text{vazão volumétrica polpa overflow (L/s)}}$$

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, principalmente em circuitos fechados de moagem na indústria mineral.

Cumprе destacar que as equações de Lynch e Rao (1965) e Plitt (1976) são modelos empíricos que apresentam desvantagens como, por exemplo: capacidade de previsões razoavelmente precisas apenas se os ensaios forem realizados dentro dos limites dos dados experimentais usados para a determinação dos parâmetros das equações (KRAIPECH et al., 2006). Outra desvantagem importante é a limitação com relação à extrapolação demonstrada em estudos desenvolvidos em hidrociclones de pequenos diâmetros com um tipo de polpa com grande conteúdo de finos e características reológicas muito variáveis (TAVARES et al., 2002).

Nageswararao et al. (2004) citam ainda outros modelos de relevância no desempenho do hidrociclone, como os de Nageswararao (1995) e Asomah (1996). De acordo com Machaca (2010), o modelo de Nageswararao (1995) apresenta uma vantagem de levar em consideração parâmetros geométricos e operacionais não considerados pelo modelo de Plitt (1976), como o ângulo da seção cônica do ciclone e a razão entre as velocidades terminais da partícula, fator que representa de certa forma os efeitos da viscosidade da polpa, em função das mudanças do teor de sólidos da alimentação, além dos efeitos da força centrífuga.

O modelo de Tavares et al. (2002), considerado semi-empírico, segue o mesmo formato, na predição do desempenho de hidrociclones, dos anteriores, mas com a diferença que ele incorpora a viscosidade da polpa (contida indiretamente nos outros modelos) na sua formulação. Outros modelos, com base em grupos adimensionais tais como o número de Stokes ( $Stk_{50}$ ), Euler (Eu) e Reynolds (Re), definidos por Svarovsky, também estão disponíveis na literatura para prever a eficiência de hidrociclones de famílias clássicas como Rietema e Bradley (CASTILHO e MEDRONHO, 2000; COELHO e MEDRONHO, 2001).

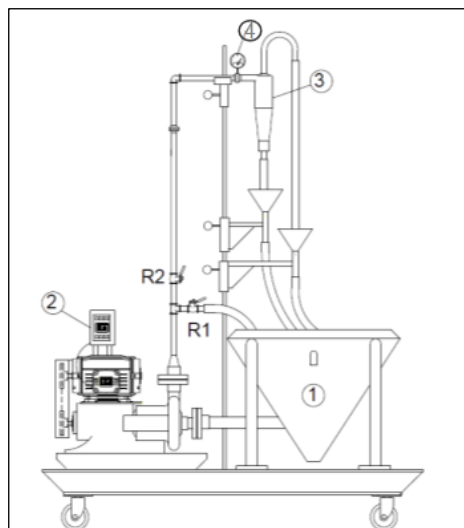
### Testes Experimentais em Hidrociclones

Os experimentos de hidrociclonagem, como operação unitária, são realizados num conjunto dimensionado e instrumentado para esta finalidade. Neste conjunto, normalmente, se disponibilizam hidrociclones com várias capacidades, bem como peças sobressalentes do injetor, *apex*, *vortex finder*, de maneira a proporcionar diferentes possibilidades de testes direcionados aos resultados desejados na classificação (SAMPAIO et al., 2007; COUTO e FRANÇA, 2013).

Em uma unidade piloto, o objetivo dos testes é otimizar o processo de classificação, avaliar as suas variáveis e as possíveis rotas a serem implementadas industrialmente em um projeto novo, ou modificações em um já existente. Isso explica porque os circuitos de hidrociclonagem, em escala piloto, devem possuir características semelhantes àquelas do circuito industrial. Dessa forma, os dados obtidos devem ser consistentes e confiáveis. Em decorrência disso, tornou-se prática comum incluir nos hidrociclones das unidades piloto:

- inversores de frequência nos motores das bombas e medidores de pressão na linha de alimentação;
- grupos de injetor, *apex* e *vortex finder*, com vários tamanhos e diâmetros, para eventuais mudanças de condições operacionais;
- sistema constituído por tanque de alimentação e bomba horizontal de polpa para facilitar o controle operacional.

A determinação da melhor configuração de um hidrociclone (marca, diâmetro da parte cilíndrica, *apex*, *vortex finder*, dentre outras) ou condição operacional pode ser realizada com o aparato experimental apresentado na Figura 20, de acordo com o procedimento experimental descrito por Sampaio et al. (2007).



**Figura 20.** Desenho esquemático de um circuito fechado de hidrociclonação: 1- Tanque de polpa; 2- Inversor de frequência; 3- Hidrociclone; 4- manômetro; R1- válvula de atalho; R2- válvula de alimentação.

### Avaliação Experimental da Eficiência dos Hidrociclones

A avaliação da eficiência experimental de separação em hidrociclones pode ser calculada por meio das equações a seguir (SVAROVSKY, 2000). A eficiência total ( $E_T$ ) do hidrociclone, dada pela Equação [26], fornece a taxa de sólidos recuperados no underflow ( $W_{su}$ ).

$$E_T = \frac{W_{su}}{W_{sa}} \quad [26]$$

onde  $W_{su}$  é a vazão mássica de sólidos do underflow e  $W_{sa}$  é a vazão mássica de sólidos da alimentação.

Um hidrociclone, mesmo que não esteja separando as partículas em campo centrífugo, esse serve como um divisor de vazões, dividindo a corrente alimentada em duas (Efeito T). A razão de líquido ( $R_L$ ), dada pela Equação 27, é a relação entre as vazões de líquido no *underflow* e na alimentação, ou seja:

$$R_L = \frac{Q_u \cdot (1 - c_{vu})}{Q_a \cdot (1 - c_{va})} \tag{27}$$

onde,  $Q_u$  e  $Q_a$  são respectivamente as vazões volumétricas no *underflow* e alimentação e  $c_{vu}$  e  $c_{va}$ , respectivamente, as concentrações volumétricas das mesmas correntes.

Considerando apenas a eficiência proveniente da força centrífuga, deve-se subtrair a razão de líquido da eficiência total, obtendo-se desta forma a eficiência total reduzida ( $E'_T$ ) conforme Equação 28 a seguir (SVAROVSKY, 2000). Desta forma, a eficiência total reduzida considera apenas a recuperação dos sólidos coletados na corrente de *underflow* pelo efeito do campo centrífugo.

$$E'_T = \frac{E_T - R_L}{1 - R_L} \tag{28}$$

Com relação ao diâmetro de corte de separação, na prática, pode ser determinado para uma larga faixa de tamanhos de hidrociclones para uma dada aplicação. Sendo assim, muitos fabricantes possuem cartas de desempenho de hidrociclones comerciais, relacionando normalmente o diâmetro da parte cilíndrica do equipamento com dados de capacidade (vazão de operação), queda de pressão e faixa de tamanho de partícula na separação, normalmente pelo diâmetro de corte de 50% -  $d_{50}$  (WILLS e FINCH, 2015). Uma carta típica de desempenho de hidrociclones é apresentada na Figura 21 a seguir (Weir Minerals). A seleção do modelo de hidrociclone a ser utilizado é feita a partir dos dados de capacidade requerida (vazão) e queda de pressão disponível, mas se o tamanho de corte é muito alto para a capacidade necessária, esta é então dividida pelo número de hidrociclones necessário para alcançar a vazão ideal para o tamanho de corte requerido.

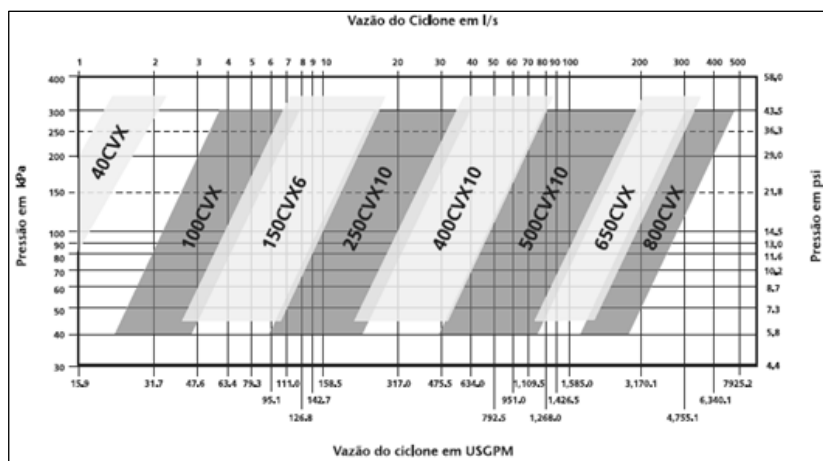
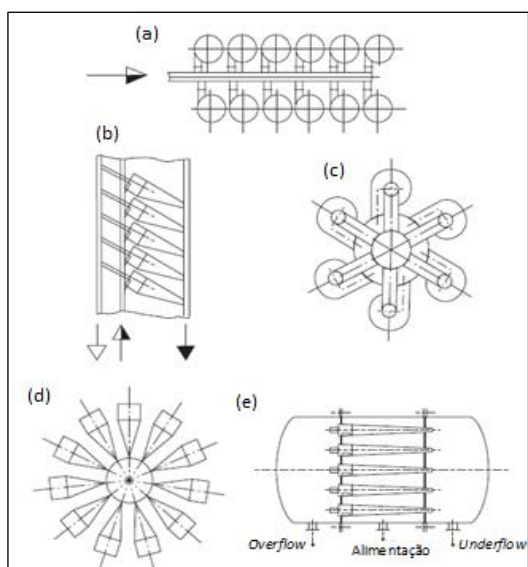


Figura 21. Carta típica de desempenho de hidrociclones (Weir Minerals).

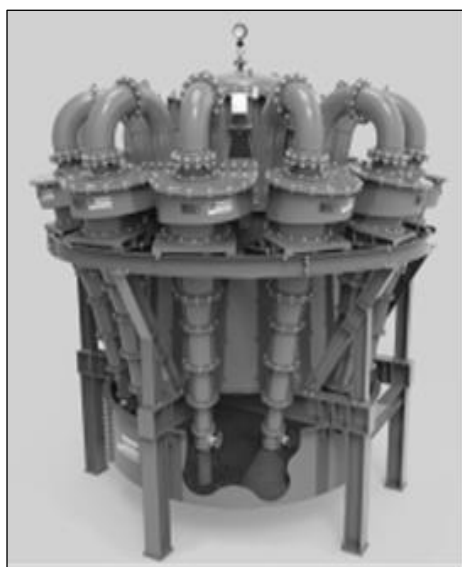
## Arranjos de Hidrociclones

Tanto na teoria quanto na prática é evidente que hidrociclones de menores diâmetros levam a melhores eficiências de separação, para uma mesma pressão de operação. Não obstante, em algumas aplicações de separação mais fina, a exemplo de circuitos de deslamagem de alguns minérios ou classificação de lamas para posterior flotação, em que menores diâmetros de corte são requeridos, se faz necessário a utilização de muitos hidrociclones de pequeno diâmetro para alcançar a capacidade necessária do processo. Desta forma, algumas usinas de beneficiamento mineral, especialmente de minérios de fosfato e nióbio, possuem bancos ou baterias com mais de 1000 hidrociclones de pequeno diâmetro conectados em paralelo, em suas plantas de deslamagem.

Estas unidades multi-ciclones podem ser unidas em 4 tipos de arranjos principais, conforme ilustrado na Figura 22, com pequenas variações entre cada tipo. Os dois primeiros tipos (a) e (b) são arranjos lineares, enquanto que os outros dois (c) e (d) são arranjos circulares (SVAROVSKY, 2000). O arranjo (c) é provavelmente o mais comum, conhecido como bateria de hidrociclones "aranha", conforme exemplificado na Figura 23.



**Figura 22.** Tipos de arranjos de múltiplos hidrociclones. (a) vista de plano, (b) elevação, (c) vista de plano, (d) vista de plano, (e) corte transversal.



**Figura 23.** Bateria de hidrociclone do tipo "aranha" (FLSMIDTH KREBS, 2016).



## PENEIRAMENTO

---

Entende-se por peneiramento, a separação de um material em duas ou mais classes, estando estas limitadas a 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 de *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 (ANDERY, 1980).

No peneiramento industrial a úmido é normalmente aplicado para até 0,4 mm, mas é peneirar partículas mais finas, da ordem de 50  $\mu\text{m}$  (ANDERY, 1980).

### 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:

$$a_n = a_o r^n \quad [29]$$

onde:

$a_n$  = abertura de ordem  $n$ ;

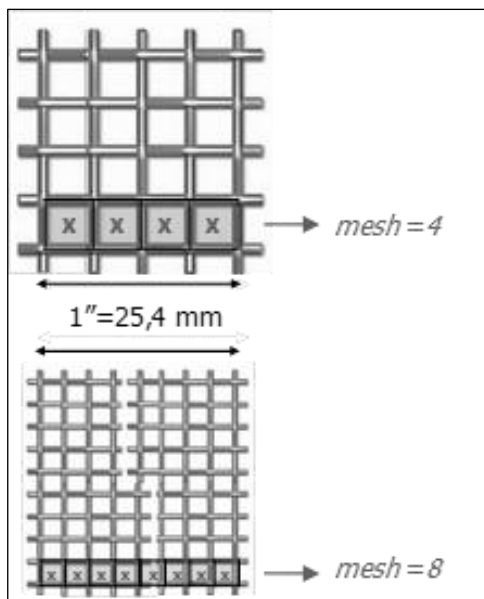
$a_o$  = abertura de referência ( $a_o = 1 \text{ mm}$ );

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

Posteriormente, a U.S. Tyler Company alterou a escala de Rittinger, tomando como abertura de referência ( $a_o$ ) 74  $\mu\text{m}$ . 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 1 polegada (1") ou 25,4 mm, conforme ilustrado na Figura 24. Nesta figura é possível observar duas malhas diferentes, uma de 4 *mesh* (4 aberturas no comprimento de 1" linear) e a de baixo, mais fechada, de 8 *mesh* (8 aberturas no mesmo comprimento de 1").



**Figura 24.** Representação esquemática do número de malha (*mesh*).

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

Na Tabela 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	5,66	0,223	3 ½
4	4,699	4	4,77	0,187	
		5	4,00	0,157	5
6	3,327	6	3,36	0,132	
		7	2,83	0,111	7
8	2,362	8	2,38	0,0937	
		10	2,00	0,0787	10
10	1,651	12	1,68	0,0661	
		14	1,41	0,0555	14
14	1,168	16	1,19	0,0469	
		18	1,00	0,0394	18 (Base)
20	0,833	20	0,841	0,0331	
		25	0,707	0,0278	25
28	0,589	30	0,595	0,0234	
		35	0,500	0,0197	35
35	0,417	40	0,420	0,0165	
		45	0,354	0,0139	45
48	0,295	50	0,297	0,0117	
		60	0,250	0,0098	60
65	0,208	70	0,210	0,0083	
		80	0,177	0,0070	80
100	0,147	100	0,149	0,0059	
		120	0,125	0,0049	120
150	0,104	140	0,105	0,0041	
		170	0,088	0,0035	170
200	(Base) 0,074	200	0,074	0,0029	
		230	0,063	0,0025	230
270	0,053	270	0,053	0,0021	
		325	0,044	0,0017	325
400	0,038	400	0,037	0,0015	
635	0,020				

### Tipos de Equipamentos

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

**Grelhas:** constituídas por barras metálicas dispostas paralelamente, mantendo um espaçamento regular entre si.

**Crivos:** formados por chapas metálicas planas ou curvas, perfuradas por um sistema de furos de várias formas e dimensão determinada.

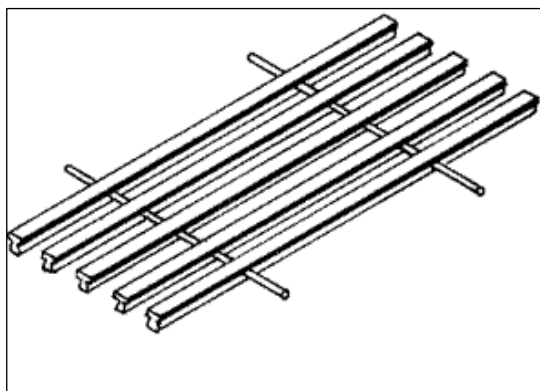
**Telas:** constituídas por fios metálicos trançados geralmente em duas direções ortogonais, de forma a deixarem entre si "malhas" ou "aberturas" de dimensões determinadas, podendo estas serem quadradas ou retangulares.

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

a) Fixas – a única força atuante é a força de gravidade e por isso esses equipamentos possuem superfície inclinada. Como exemplos têm-se 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  $35^\circ$  a  $45^\circ$ , conforme ilustrado na Figura 25 (ANDERY, 1980). 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 de material por  $\text{m}^2$  de área em 24 h, quando as barras estão distantes entre si de 2,54 cm.

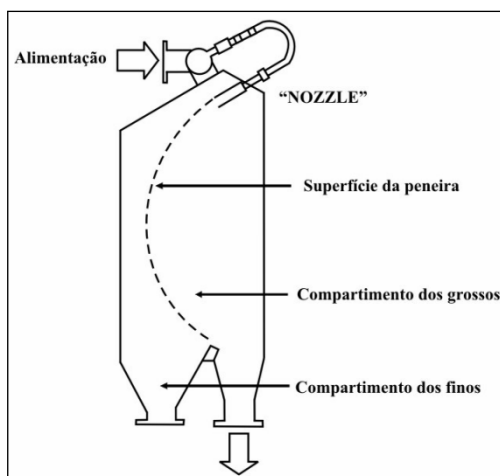


**Figura 25.** Representação esquemática de uma grelha fixa.

Peneiras fixas: as peneiras fixas DSM (Figura 26), introduzidas pela Dutch State Mines, são utilizadas para desagramento de suspensões e para uma separação precisa de suspensões de partículas finas. Recentemente, vêm sendo empregadas em circuito fechado de moagem quando a granulometria do produto é grossa e no peneiramento a úmido de materiais finos até  $50 \mu\text{m}$ . Esta compreende uma base curva formada por fios paralelos entre si, formando um ângulo de  $90^\circ$  com a alimentação. Esta é feita por bombeamento na parte superior da peneira, sendo distribuída ao longo de toda a extensão da peneira. Partículas com tamanho de aproximadamente a metade da distância do espaço entre fios passam pela superfície da peneira. O diâmetro de corte depende da percentagem de sólido da polpa, o que faz com que esse parâmetro tenha

que ser bem controlado para que se possa obter um rendimento adequado da peneira. O peneiramento tende a concentrar nos finos os minerais mais densos, ao contrário do que ocorre com outros classificadores.

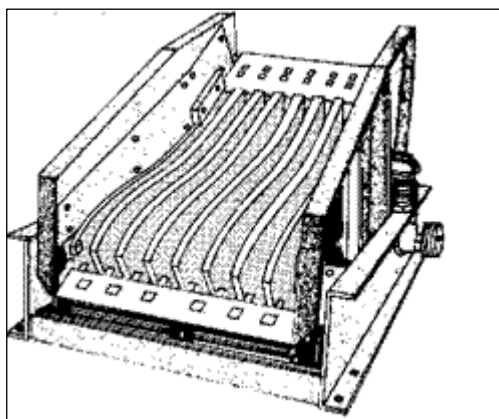
Possuem uma elevada capacidade de produção, podendo-se utilizar como um valor médio para pré-dimensionamento,  $100 \text{ m}^3/\text{h}$  por metro de largura de leito para abertura de 1,0 a 1,5 mm.



**Figura 26.** 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 27).

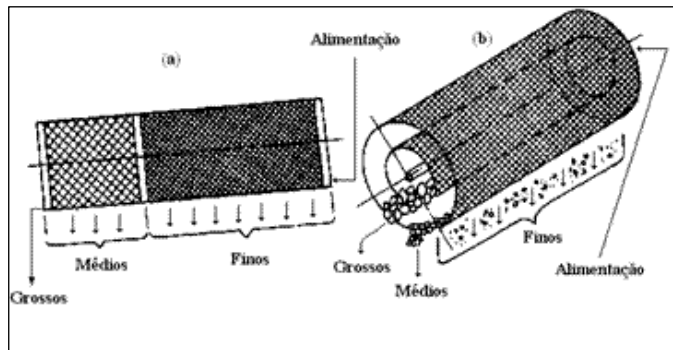


**Figura 27.** Grelha vibratória.

**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  $4^\circ$  e  $10^\circ$ , 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 28).

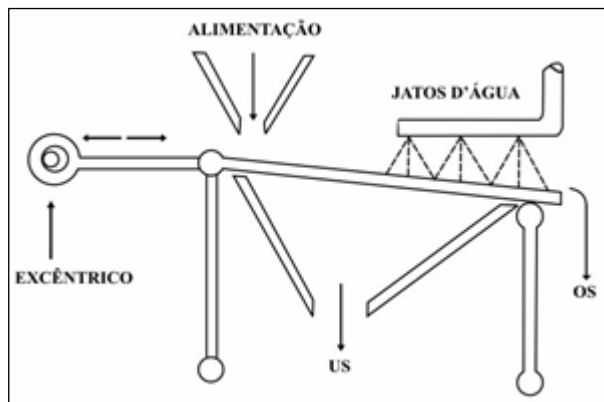


**Figura 28.** Representação esquemática de um *Trommel*.

**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  $10^\circ$  e  $15^\circ$ . 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 29) têm um campo de aplicação restrito, diante das maiores vantagens apresentadas pelas peneiras vibratórias.

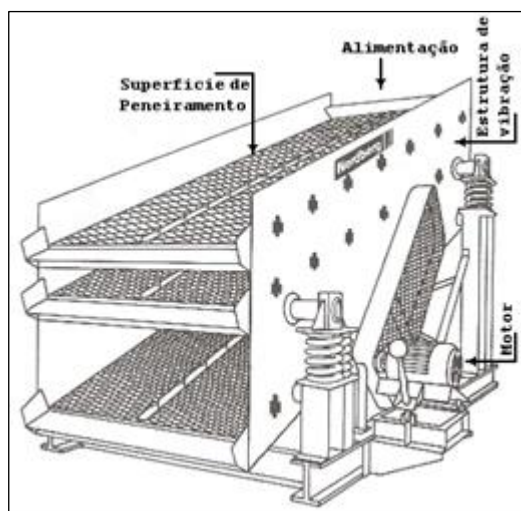
**Peneiras vibratórias:** o movimento vibratório é caracterizado por impulsos rápidos, normais à superfície, de pequena amplitude (1,5 a 25 mm) e de alta frequência (600 a 3.600 movimentos por minuto), sendo produzidos por mecanismos mecânicos ou elétricos.



**Figura 29.** Representação esquemática de uma peneira recíproca Ferrari.

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/m<sup>2</sup>/mm de abertura/24 h (Figura 30).



**Figura 30.** 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 à 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 (ANDERY, 1980).

$$E = \frac{P}{aA} \times 100 \quad [30]$$

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 (ANDERY, 1980), situa-se entre 80 e 90%, atingindo em alguns casos 95%. As partículas com diâmetros (d) superiores a uma vez e meia (MANUAL DE BRITAGEM, 1985) 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 (SILVA, 1973). 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 de peneiramento são (Manual de Britagem - Metso Minerals, 6ª Edição – Ano 2005):

- a) características do material a ser peneirado, tais como:
  - densidade e umidade;
  - tamanho máximo da alimentação;
  - distribuição granulométrica;
  - forma das partículas;
  - presença ou não de materiais argilosos;
  - 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 essas irão 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 devem 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.

## 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 31) 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.



**Figura 31.** Vista geral do equipamento de classificação *Hydro-clean*.

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 m<sup>3</sup> 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.

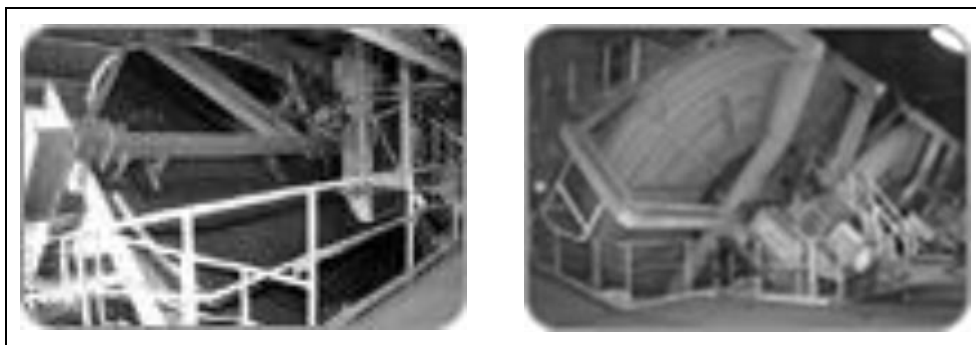
Pelo fato da ferramenta “jato de água” operar sem desgaste, praticamente não há o desgaste verificado nos sistemas convencionais. A configuração de fácil manutenção do *Hydro-clean* permite a rápida substituição das peças padrão sujeitas a um eventual desgaste.

### Discos Pelotizadores

Os **discos pelotizadores** (Figura 32) 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.

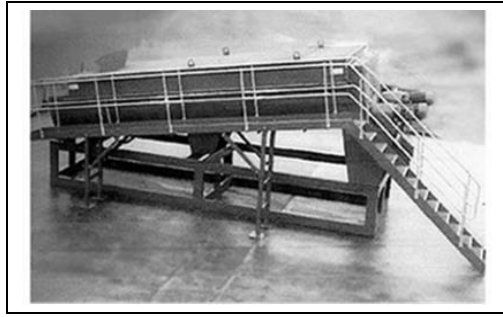
Além de um projeto mais robusto, confiável e que exige pouca manutenção, o diferencial deste tipo de equipamento é seu sistema de inclinação motorizado, que aumenta a performance da pelotização possibilitando granulometria e dimensões uniformes e uma melhor qualidade no produto final.



**Figura 32.** Vistas dos discos pelotizadores.

### *Log Washer*

O equipamento denominado *Log Washer* (Figuras 33 e 34) 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.



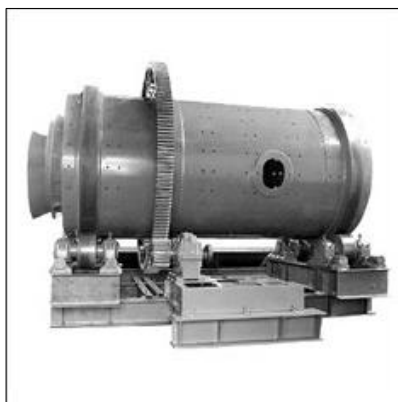
**Figura 33.** Vista geral do equipamento *Log Washer*.



**Figura 34 .** Vista interna do equipamento *Log Washer*.

### *Drum Scrubber*

O equipamento *Drum Scrubber* (Figura 35) 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 mineralógicas que contenham alumina e sílica.



**Figura 35.** Vista geral do equipamento *Drum Scrubber*.

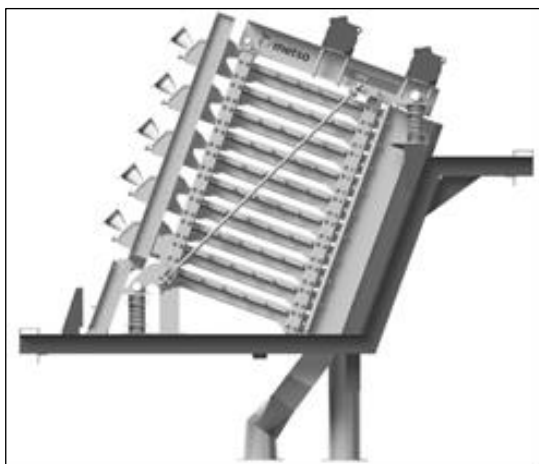
As especificações principais relativas ao equipamento estão descritas na Tabela 2.

**Tabela 2.** 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.	

#### *Peneira Ultrafine Screen (UFS)*

A peneira vibratória *Ultrafine Screen (UFS)* (Figura 36) opera a alta frequência e foi projetada com objetivo de separação via úmida (peneiramento de polpa) entre 0,075 a 1mm. Essa peneira é uma alternativa para os hidrociclones, conseguindo uma separação e eficiência energética superiores.



**Figura 36.** Vista geral da Peneira *Ultrafine Screen* (METSO, 2015).

Essa peneira apresenta um projeto modular com até 10 decks individuais de peneiras encaixadas e empilhadas em um único conjunto vibratório. A distribuição precisa da alimentação através dos 10 decks é fundamental, por isso, a unidade também incorpora um distribuidor de alimentação, para garantir que a alimentação seja distribuída uniformemente ao longo de toda a largura de cada deck. Com esse tipo de arranjo o equipamento proporciona o dobro da área de peneiramento comparado a outras tecnologias de peneiramento de finos, num conjunto muito mais compacto.

A peneira *UltraFine Screen* permite a classificação geométrica direta por tamanho, através das dimensões físicas da abertura da tela de peneiramento, que é mais eficiente do que os Hidrociclones que classificam o material com base em seu peso. Além disso, o desempenho de peneiramento sofre uma influência menor da variabilidade operacional da planta e requer bombas menores. Esses fatores contribuem para reduzir o custo operacional graças à eficiência energética e recuperação superior.

Dependendo da configuração da unidade, a alimentação da polpa segue para um distribuidor (de 1 a 5 divisões) e os fluxos secundários seguem através de mangueiras para os bocais de entrada da peneira. Esses fluxos são divididos posteriormente em dois, no distribuidor, para alimentar uniformemente a polpa ao longo de toda a largura de cada deck. Cada deck utiliza dois painéis de telas de poliuretano de alta porcentagem de área aberta, tensionados lateralmente com abertura de tamanho apropriado para obter a separação desejada. Cada deck de peneira também possui um deck cego de lençol de borracha para a coleta da polpa passante. Os fluxos de cada deck são combinados em um chute que junta a descarga do retido e a descarga do passante de cada deck em fluxos separados de retido e passante. As especificações relativas ao equipamento estão descritas na Tabela 3.

**Tabela 3.** Especificações principais da Peneira *Ultrafine Screen (UFS)*.

Modelo	UFS 10	UFS 8	UFS 6	UFS 4	UFS 2
Número de Decks	10	8	6	4	2
Área de peneiramento (m <sup>2</sup> )	15	12	9	6	3
Potência do motor (HP)			2 x 3,8		
Velocidade de rotação (RPM)			1800 a 3600		
Deslocamento (mm)			0,5 a 2,6		
Largura total da peneira (m)			1,8		
Comprimento total da peneira (m)	5,3	5,1	5,0	4,3	4,1
Altura total da pemeira (m)	3,8	3,3	2,9	3,4	1,9

## BIBLIOGRAFIA CONSULTADA

---

ALMEIDA REGO, F.C. Estudo do hidrociclone cilíndrico de uma unidade de flotação centrífuga com auxílio de fluidodinâmica computacional. Dissertação (mestrado). Universidade Federal do Rio de Janeiro. Escola de Química, Rio de Janeiro, 107 p., 2008.

ANDERY, P.A. Fundação Instituto Tecnológico do Estado de Pernambuco - IFEP Recife, 1980.

ASOMAH, A.K., NAPIER-MUNN, T.J. An empirical model of cyclone inclination. *Minerals Engineering*, v. 10, n. 3, pp. 339-347, 1997.

BERALDO, J.L. Moagem de minérios em moinhos tubulares. (s.l.): Edgard Blucher, 1987.

BHASKAR, K.U.; MURTHY, Y.R.; RAJU, M.R.; TIWARI, S.; SRIVASTAVA, J.K.; RAMAKRISHMAN, N. CFD simulation and experimental validation studies on hydrocyclone. *Minerals Engineering*, v. 20, p. 60-71, 2007.

BRENNAN, M.S.; NARASIMHA, M.; HOLTHAM, P.N. Multiphase modelling of hydrocyclones – prediction of cut-size. *Minerals Engineering*, v. 20, n. 4, p. 395-406, 2007.

CASTILHO, L.R.; MEDRONHO, R.A. A simple procedure for design and performance prediction of Bradley and Rietema hydrocyclones. *Minerals Engineering*. v. 13, n. 2, p. 183-191, 2000.

COELHO, M.A.Z.; MEDRONHO, R.A. A model for performance prediction of hydrocyclones. *Chemical Engineering Journal*, v. 84, p. 7-14, 2001.

COHEN, E.; MIZRAHI, J.; BEAVEN, C.H.J.; FERN, N. The residence time of mineral particles in hydrocyclones, *Transaction of the institution of Mineral Metallurgical*, Sect. C, 75, C129-C138, 1966.

COUTO, H.J.B.; FRANÇA, S.C.A. Avaliação da deslamagem de um minério sulfetado utilizando diferentes geometrias de hidrociclones. XXV Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Metalurgia Extrativa - ENTMME, Goiânia - GO, Outubro, 2013.

CULLIVAN, J.C.; WILLIAM, R.A.; DYAKOWSKIB, T.; CROSSC, C.R. New understanding of a hydrocyclone flow field and separation mechanism from computational fluid dynamics. *Minerals Engineering*, v. 17, n. 5, p. 651–660, 2004.

FLSMIDTH KREBS, FLSmidth A/S, Smart Cyclone™ Automation Solutions, 2016. Manual do fabricante. Disponível em: [www.weirminerals.com](http://www.weirminerals.com)

FONTES, C.E.; SILVA, L.F.L.R.; LAGE, P.L.C.; RODRIGUES, R.C. Introdução à Fluidodinâmica Computacional, Rio de Janeiro: Escola Piloto Virtual, UFRJ/COPPE/PEQ, 2005.

GHADIRIAN, M.; HAYES, R.E.; MMBAGA, J.; AFACAN, A.; XU, Z. On the Simulation of Hydrocyclones using CFD, *The Canadian Journal Of Chemical Engineering*, v.91, p. 950-958, 2013.

HEISKANEN, K.G.H. Particle Classification, Powder Technology Series, Brian Scarlet ed., 321p., 1993.

JAIN, S.K. Ore processing. (s.l.:s.n.), 1987.

KAWATRA, S.K.; BAKSHI, A.K.; RUSESKY, M.T. The effect of viscosity on the cut ( $d_{50}$ ) size of hydrocyclone classifiers. *Minerals Engineering*, v. 9, p. 881-891, 1996.

KELSALL, D.F. A further study of hidraulic cyclone. *Chemical Engineering Science.*, vol. 2, p. 254-273, 1953.

KRAIPECH, W.; WASKOWSKI, A.; DYAKOWSKI, T.; SUKSANGPANOMRUNG, A. A investigation of the particle-fluid and particle-particle interactions on the flow within a hydrocyclon. *Chemical Engineers Japan*, v. 111, pp. 189- 197, 2005.

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.

LYNCH, A.J.; RAO, T.C. Dygital computer simulation of comminution systems - *Comm. Min. Metall. Cong.*, 8 Austrália, N.Z., *Proceedings*, 1965. vol.6.

MACHACA, Y.Y.C. Modelagem da classificação de polpas de bauxita e de fosfato em Hidrociclones. *Dissertação (mestrado)*. UFRJ/ COPPE/Programa de Engenharia Metalúrgica e de Materiais, Rio de Janeiro, 150 p., 2010.

MALISKA, C.R., *Transferência de calor e mecânica dos fluidos computacional - Fundamentos e coordenadas generalizadas*, LTC– Livros Técnicos e Científicos, Editora S.A., Rio de Janeiro (1995).

METSO MINERALS. *Manual de Britagem*, 6 ed. p. 5-23 a 5-26, 2005.

METSO MINERALS. *Basics in Minerals Processing*, 10 ed., 2015. Disponível em: [www.metso.com](http://www.metso.com)

MULAR, A.L.; BHAPPU, R.B. *Mineral processing plant design*, 2nd: Society of Mining Engineers, American Institute of Mining, Ed. New York, 946p., 1980.

MURPHY, S.; DELFOS, R.; POURQUIÊ, M.J.B.M.; OLUJIĆ, Ž.; JANSSENS, P.J.; NIEUWSTADT, F.T.M. Prediction os strongly swirling flow within an axial hydrocyclone using two commercial CFD codes. *Chemical Engineering Science*, v. 62, n. 6, p. 1619-1635, 2007.

MURTHY, Y.R.; BHASKAR, K.U. Parametric CFD studies on hydrocyclone. *Powder Technology*, v. 230, p. 36-47, 2012.



NAGESWARARAO, K. A generalised model for hydrocyclone classifiers. Proceedings of Australasian Institute of Mining and Metallurgy, pp. 21, Australia, 1995.

NAGESWARARAO, K.; WISEMAN, D.M.; NAPIER-MUNN, T.J. Two empirical hydrocyclone models revisited. Minerals Engineering, v. 17, pp. 671- 687, 2004.

NARASIMHA, M.; SRIPRIYA, R.; BANERJEE, P.K. CFD modelling of hydrocyclone - prediction of cut size. International Journal of Mineral Processing. v. 75, n. 1-2, p. 53-68, 2005.

NOWAKOWSKI, A.F.; CULLIVAN, J.C.; WILLIAM, R.A.; DYAKOWSKIB, T. Application of CFD to modelling of the flow in hydrocyclones: Is this a realizable option or still a research challenge. Minerals Engineering, v. 17, n. 5, p. 661-669, 2004.

OLSON, T.J.; VAN OMMEN, R. Optimizing hydrocyclone design using advanced CFD model. Minerals Engineering, v. 17, p. 713-720, 2004.

PERRY, R.H. CHILTON, C. Chemical engineers handbook. 5. ed. Califórnia; MacGraw-Hill, 1973.

PLITT, L.R. A mathematical model of the hydrocyclone classifier, CIM Bulletin, 66 (776), p. 114-123, 1976.

RIETEMA, K. Performance and design of hydrocyclones. Parts I to IV. Chemical Engineering Science, v. 15, pp. 298-325, 1961.

SAMPAIO, J.A.; OLIVEIRA, G.P.; SILVA, A.O. Ensaio de Classificação em Hidrociclone. In: João Alves Sampaio; Silvia Cristina Alves França; Paulo Fernando de Almeida Braga. (Editores), Tratamento de Minérios: Práticas Laboratoriais. Rio de Janeiro: CETEM/MCT, p. 138-154, 2007.

SILVA, A.T. da. Curso de tratamento de minérios. Belo Horizonte: Universidade Federal de Minas Gerais, 1973.

SILVA, D.O. Otimização da separação sólido-líquido em hidrociclones mediante modificações geométricas. Tese de Doutorado, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, 189p., 2012.

SIMÕES, A.M.B.M. Simulação numérica da fluidodinâmica de um hidrociclone aplicado na separação óleo/água. Dissertação (mestrado). Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química/UFCG, Campina Grande. 70 p. 2005.

SLACK, M.D., DEL PORTE, S. ENGELMAN, M.S. Designing automated computational fluid dynamics modeling tools for hydrocyclone design. Minerals Engineering, v. 17, n. 5, p. 705-711, 2004.

SVAROVSKY, L. Solid-Liquid Separation. 4rd Ed., Butterworth-Heinemann, London, p. 191-243, 2000.

TAVARES, L.M.; SOUZA, L.L.G.; LIMA, J.R.B.; POSSA, M.V. Modeling classification in small diameter hydrocyclones under variable rheological conditions. *Minerals Engineering*, v. 15, p. 613-622, 2002.

TRAWINSKI, H. Teoria, aplicações e emprego prático dos hidrociclones - AKW do Brasil Equipamentos para Mineração Ltda. (s.n.t.)

VIEIRA, L.G.M.; SILVÉRIO, B. C.; DAMASCENO, J.J.R.; BARROZO, M.A.S. Performance of hydrocyclones with different geometries. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, v. 89, n. 4, p. 655-662, 2011.

VIEIRA, L.G.M. Otimização dos processos de separação em hidrociclones filtrantes. Tese de Doutorado, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, 297p., 2006.

WANG, B.; YU, A. B. Numerical study of particle-fluid flow in hydrocyclone with different body dimensions. *Minerals Engineering*. v. 19, n. 10, p. 1022-1033, 2006.

WEIR MINERALS, WEIR Minerals Brasil, CAVEX® Hidrociclones, 2009. Manual do fabricante. Disponível em: [www.weirminerals.com](http://www.weirminerals.com)

WILLS, B.A., Napier-Munn T. *Mineral processing technology: An Introduction to the Practical Aspects of Ore Treatment and Mineral*, 7. ed.: Pergamon Press, Capítulo 9, p. 203-224, 2006.

<http://www.durgametals.com/log-washer.html>

<http://www.metso.com.br/produtos/peneiras/ultrafine-screen-ufs/>