

# **CETEM**

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

**Coordenação de Processos Mineraiis – COPM**

## **Britagem e Moagem**

Hedda Vargas O. Figueira

Adão Benvindo da Luz

Salvador Luiz Matos de Almeida

**Rio de Janeiro  
Agosto/2010**

**CCL00260010**

**Comunicação Técnica elaborada para o Livro Tratamento de Minérios, 5ª Edição – Capítulo 4 – pág. 143–211.  
Editores: Adão B. da Luz, João Alves Sampaio e  
Sílvia Cristina A. França.**

## BRITAGEM E MOAGEM

**Hedda Vargas O. Figueira**

Engenheira Química - Industrial pela UFRJ  
Pesquisadora Emérita do CETEM/MCT

**Adão Benvindo da Luz**

Engenheiro de Minas pela UFPE, Doutor em  
Engenharia Mineral pela USP  
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

**Salvador Luiz Matos de Almeida**

Engenheiro Metalurgista pela UFRJ, Doutor em  
Engenharia Mineral pela USP  
Pesquisador Titular do CETEM/MCT



## TEORIA BÁSICA

---

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

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

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

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

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

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

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

Como um exemplo pode ser citado o caso da Erie Mining Co, em Minnesota (EUA), que processa os minérios de ferro taconíticos. Esse minério, devido à fina disseminação deve ser reduzido a uma granulometria com 90% abaixo de 325 malhas. O consumo de energia na instalação encontra-se na Tabela 1.

Tabela 1 – Distribuição do consumo de energia na Erie Mining Co.

<b>Operação</b>	<b>kWh/t</b>	<b>Consumo (%)</b>
Fragmentação	17,2	80,0
Concentração	1,5	7,0
Eliminação de rejeito	1,2	6,0
Abastecimento de água	1,5	7,0
Total	21,4	100,0

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

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

### **Princípios de Fragmentação**

A maioria dos minerais são materiais cristalinos, onde os átomos estão em arranjos tridimensionais. A configuração dos átomos é determinada pelo tamanho e tipos de ligações físicas e químicas que os mantêm unidos na rede cristalina dos minerais. Essas ligações interatômicas são eficientes à pequena distância, e podem ser quebradas se tensionadas por forças externas. Estas forças podem ser geradas por cargas de tensão ou de compressão (Figura 1).

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

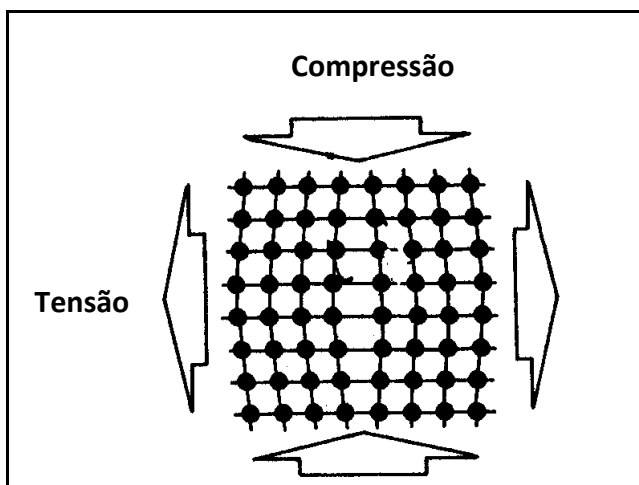


Figura 1 – Deformação de um cristal sujeito a compressão e tensão<sup>(3)</sup>.

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

Mesmo quando as rochas são sujeitas a forças uniformes, as pressões internas não são igualmente distribuídas, pois as rochas se constituem de uma variedade de minerais dispersos com grãos de vários tamanhos. A distribuição da força depende, não só das propriedades mecânicas de cada mineral, mas principalmente da presença de gretas e falhas no corpo mineral que agem como sítios de concentração de forças (Figura 2).

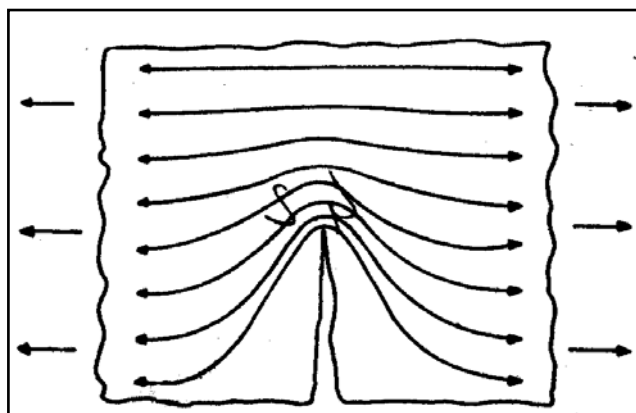


Figura 2 – Concentração de esforços numa fenda<sup>(3)</sup>.

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

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

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

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

Quando partículas irregulares são sujeitas à quebra por compressão, os produtos se apresentam em duas faixas de tamanho: partículas grossas resultante da quebra induzida pela tensão, e partículas finas da quebra por compressão no local onde a carga é aplicada (Figura 3).

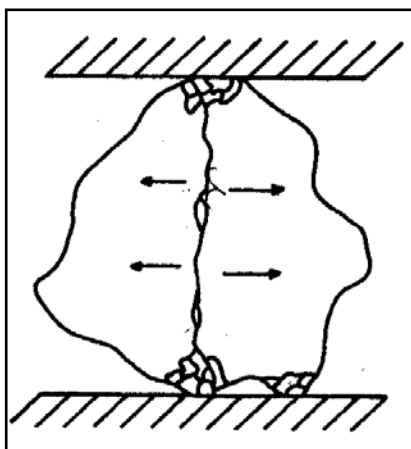


Figura 3 – Fratura por britagem<sup>(3)</sup>.

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

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

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

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

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



## Leis da Fragmentação

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

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

### Lei de Rittinger

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

$$E = K(S_1 - S_0) \quad [1]$$

sendo:

E = energia específica;

K = fator de proporcionalidade;

$S_1$  = área do produto;

$S_0$  = área inicial.

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

### Lei de Kick

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

$$E = C \log \frac{D_0}{D_1} \quad [2]$$

sendo:

C = constante;

$D_0$  = diâmetro inicial;

$D_1$  = diâmetro final.

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

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

### Lei de Bond

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

A expressão da Lei de Bond é a seguinte:

$$E = E_o \left[ \frac{1}{\sqrt{P}} - \frac{1}{\sqrt{F}} \right] \quad [3]$$

onde:

P = tamanho do produto;

F = tamanho da alimentação;

$E_o$  = constante.

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

$$WI = E_o \left[ \frac{1}{\sqrt{100}} - \frac{1}{\sqrt{\infty}} \right] \quad [4]$$

$$WI = \frac{E_o}{\sqrt{P}}$$

$$E_o = 10WI$$

Substituindo na expressão da lei o valor de  $E_o$ , teremos:

$$E = 10WI \left[ \frac{1}{\sqrt{P}} - \frac{1}{\sqrt{F}} \right] \quad [5]$$

A aplicação da equação de Bond no cálculo da energia consumida numa instalação de moagem se difundiu, e a determinação experimental do WI é hoje uma prática normal em muitos laboratórios<sup>(13)</sup>.

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

$$WI = \frac{44,5}{Am^{0,23} Mob^{0,82} \left[ \frac{10}{\sqrt{P}} - \frac{10}{\sqrt{F}} \right]} \times 1,1 \quad [6]$$

onde:

WI = índice de trabalho em kWh/t;

Am = abertura da malha teste de classificação em  $\mu\text{m}$ ;

P = abertura da peneira onde passam 80% da massa do produto, em  $\mu\text{m}$ ;

F = abertura da peneira onde passam 80% da massa da alimentação, em  $\mu\text{m}$ ;

Mob = Índice de moabilidade;

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

Na Tabela 2 são apresentados alguns exemplos de WI<sup>(5,6)</sup>.

Tabela 2 – WI kWh/t curta médios de alguns minérios e materiais.

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

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

Tabela 2 – (Continuação)

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

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

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

$$E_k = K_k \log(x_f/x_p) \quad [7]$$

onde:

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

$K_k$  é a energia por unidade de massa para uma redução de tamanho de 1:10. Como é comum na prática, a energia fornecida à máquina é usada no lugar de  $E_k$ , assumindo-se assim que toda a energia fornecida à máquina chega ao material, o que seria uma suposição grosseira. Também, um tamanho médio é usado para  $x_f$  e  $x_p$ , geralmente o tamanho 80% passante já que a quebra real não produz um único tamanho. Assim a expressão [7] levando em conta a distribuição de tamanho da alimentação e do produto ficaria da seguinte forma:

$$E_k = K_k \left[ \int_{x=0}^{x_{\max}} \log(x/x_u) dP(x,0) - \int_{x=0}^{x_{\max}} \log(x/x_u) dP(x,t) \right] \quad [8]$$

onde:

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

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

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

$$E_k = C_k \log(x_f/x_p) \quad [9]$$

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

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

energia específica =  $(\gamma)$  (nova área superficial - antiga área superficial),

onde  $(\gamma)$  é a energia superficial média por unidade de área.

Uma fratura através de um plano de área unitária produz duas áreas unitárias e requer  $2\gamma$  de energia para romper as forças de ligação existentes antes da formação das

superfícies (Figura 4). Esta lei é bastante aceita pois ela é lógica do ponto de vista físico-químico; entretanto, levando em consideração os resultados práticos, o enunciado da lei deveria ser "a mínima quantidade de energia necessária à quebra é  $2\gamma$  (energia da superfície produzida), desde que a energia fornecida seja suficiente para romper as forças de ligações existentes". Como a energia fornecida ao moinho é o parâmetro necessário ao cálculo dos moinhos industriais, é preciso encontrar uma relação entre essa energia e a energia da nova superfície.

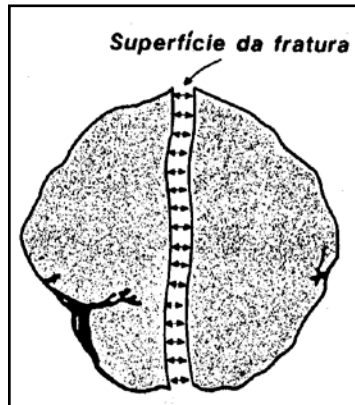


Figura 4 – Ilustração da energia de ligação entre as superfícies da fratura.

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

Como realmente usada na prática, a lei é empírica:

$$E_r = k_r \text{ (superfície produzida por unidade de massa quebrada)} \quad [10]$$

onde:  $E_r$  é a energia específica de moagem.

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

A área superficial pode ser obtida integrando-se a distribuição de tamanhos. A Equação [10] ficará da seguinte forma:

$$E_r = K_r \left[ \int_{x_{\min}}^{x_{\max}} (\sigma/x) dP(x, t) - \int_{x_{\min}}^{x_{\max}} (\sigma/x) dP(x, 0) \right] \quad [11]$$

onde:

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

$\rho$  = densidade;

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

$$\frac{1}{\bar{x}} = \int_{x_{\min}}^{x_{\max}} \frac{1}{x} dP(x) \quad [12]$$

que substituindo em [11] vem:

$$E_r = K_r \left[ \frac{\sigma}{\bar{x}_p} - \frac{1}{\bar{x}_f} \right] \quad [13]$$

Um dos problemas das tentativas de aplicar a Equação [13] é decidir qual o tamanho mínimo presente, porque usando  $x_{\min} = 0$ , a integração dará infinita. Na prática não se usa a Equação [13] com tamanho médio e sim o tamanho 80% passante ficando a Equação [13] na forma apresentada a seguir:

$$E_r = C_r \left( \frac{1}{x_p} - \frac{1}{x_f} \right) \quad [14]$$

Os resultados obtidos com a expressão [14] são aproximados e só aplicáveis às operações com tempo de moagem pequeno e com o valor da razão de redução próxima de seis.

A fórmula da lei de Bond pode ser escrita de modo semelhante à Equação [14]. Tem-se a seguinte equação:

$$E_B = C_B \left( \frac{1}{x_p^{1/2}} - \frac{1}{x_f^{1/2}} \right) \quad [15]$$

A expressão [15] com o valor da constante  $C_B$  calculado com 10 WI, vem sendo usada até hoje no cálculo de moinhos industriais com sucesso.

Walker et al<sup>(10)</sup> chegaram à conclusão que as três relações estudadas [9], [14] e [15] eram casos específicos de uma lei geral representada pela equação diferencial:

$$d_E = -C_M \frac{d_x}{x^n} \quad [16]$$



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

Valores de $n$	Lei
1	de Kick
2	de Rittinger
1/2	de Bond

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

$$d_E = -C_M \frac{d_{\bar{x}}}{x^n} \quad [17]$$

onde:  $\bar{x}$  é o tamanho médio da partícula. Integrando-se a expressão [17] com os diversos valores de  $n$ , obtém-se as expressões modificadas por Austin das três leis da fragmentação.

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

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

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

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

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

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

### Relação de Charles

Esta relação é uma outra tentativa de encontrar um modelo que corresponda aos resultados práticos da fragmentação<sup>(11)</sup>. Na Figura 5 estão representados os valores da análise granulométrica dos produtos obtidos com diversos tempos de moagem: de 1/3 de minuto a 30 minutos, respectivamente. Como se pode ver, uma faixa apreciável da distribuição granulométrica colocada em gráfico na escala log-log, apresenta-se como segmentos de reta. Estas linhas podem ser representadas pela equação:

$$P(x) = a_s x^{\alpha_s} \quad 0 \leq P(x) \leq 1 \quad [18]$$

Esta equação é a distribuição de tamanhos de Schumann, onde o  $\alpha_s$  é o coeficiente de distribuição dada pela inclinação da reta;  $a_s$  é função do tempo de moagem  $a_s = a_s(t)$ . Se  $P(x) = 1$  na Equação [18] e  $K_c$  representa o tamanho, tem-se

$$1 = a_s k_c^{\alpha_s} \text{ ou } a_s = \frac{1}{k_c^{\alpha_s}}$$

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

Aplicando-se estes valores de tamanho à Equação [16] de Walker e integrando-se entre os dois tempos  $t_2$  e  $t_1$  tem-se a expressão:

$$E_c = C_c \left( \frac{1}{k_{c_2}^{\alpha_s}} - \frac{1}{k_{c_1}^{\alpha_s}} \right) \tag{19}$$

onde:  $k_{c_1}$  é o valor no tempo  $t_1$  e  $k_{c_2}$  no tempo  $t_2$ .

Esta equação é conhecida como uma fórmula da equação de Charles e usa-se um tempo  $t_1$  e não  $t_0$ , porque a distribuição granulométrica da alimentação não tem a fórmula da Equação [18].

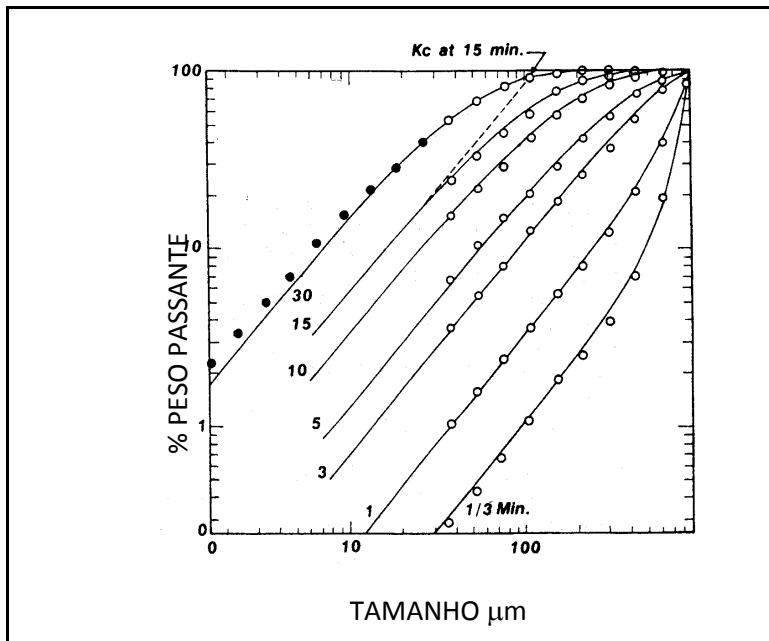


Figura 5 – Curvas de distribuição de tamanho de quartzo moído em moinho de bolas de 20 cm de diâmetro, com diversos tempos de moagem.

Pode-se também usar um papel Rosin-Rammler, para colocar em gráficos dados de distribuição granulométrica dos produtos de moagem em vários tempos e obtém-se o gráfico da Figura 6, onde se tem uma série de linhas retas paralelas. A função de Rosin Rammler é a seguinte:

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

onde:

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

$$E_{c_r} = C_{c_r} \left[ \frac{1}{x_{0_2}^{\alpha}} - \frac{1}{x_{0_1}^{\alpha}} \right] \tag{20}$$

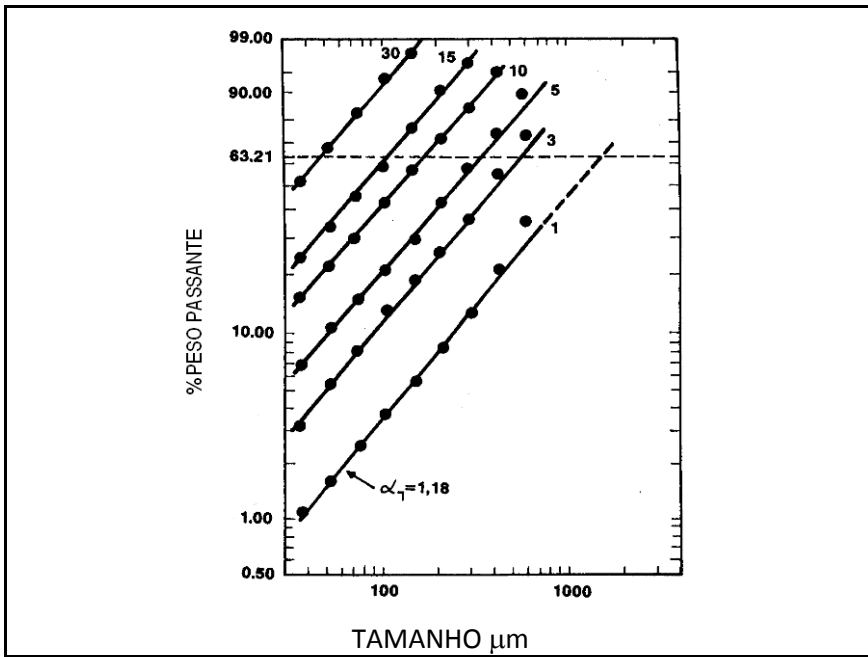


Figura 6 – Gráficos dos dados de distribuição granulométrica dos produtos de moagem, segundo Rosin-Rammler.

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

$$dE = -K \left[ \frac{d_x}{xf(x)} \right] \tag{21}$$

A Figura 7 mostra a relação estabelecida por Hukki<sup>(3)</sup> para o consumo de energia de fragmentação em função da granulometria do produto. Este gráfico mostra que as três leis seriam aplicáveis em faixas de tamanho diversas, mas a Lei de Bond seria aplicável à faixa de tamanho mais usual em tecnologia mineral. Entretanto, a Lei de Bond pode levar a grandes discrepâncias em função das condições de operação, quando estas são muito distintas das condições usuais. O próprio Bond e posteriormente Rowland procuraram corrigir algumas dessas discrepâncias introduzindo fatores que serão estudados no capítulo de moagem. O problema mais sério da aplicação da Lei de Bond é não considerar o WI como função das variáveis de processo. As novas tentativas de se procurar definir os resultados da fragmentação em função do mecanismo de aplicação da força às partículas, atualmente em franco desenvolvimento, poderão contornar essa dificuldade.

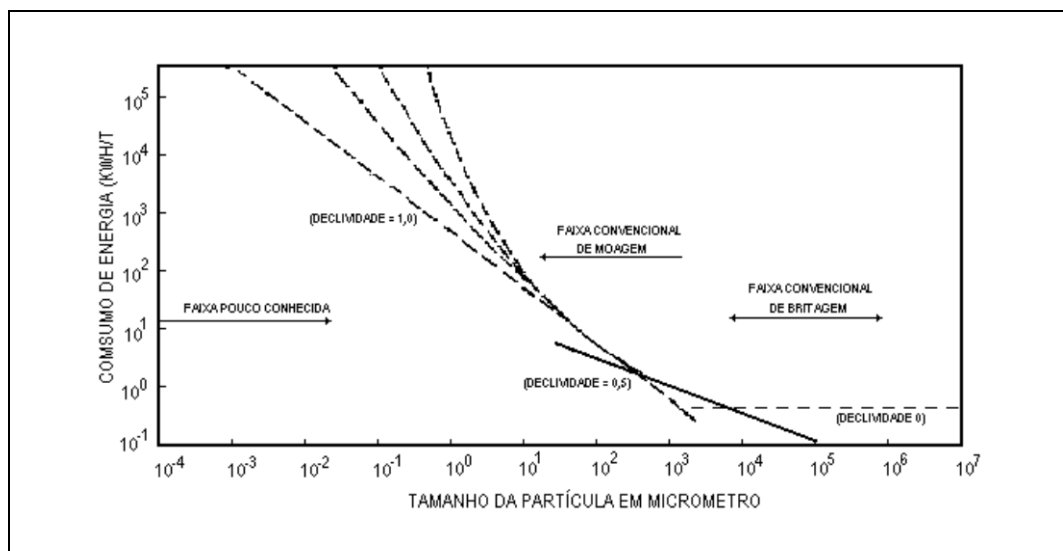


Figura 7 – Relação entre energia fornecida e tamanho da partícula na cominuição.

## BIBLIOGRAFIA

---

- 1) CONCHA, F. Fundamentos de las operaciones mecanicas. Chile: Universidad de Concepción. Escuela de Ingenieria, 1971.
- 2) TARJAN, G. Mineral Processing. Budapest: Akademia Kudo, 1981. vol.1.
- 3) WILLS, B.A. Mineral Processing Technology. Pergamon Press, 4ª Edição, 1988, p.200-252.
- 4) BOND, F. C. The third theory of comminution. Mining Engineering, vol. 93, May 1952.
- 5) BERALDO, J.L. Moagem de Minérios em Moinhos Tubulares. Pró-Minério; Secretaria de Estado da Indústria, Comércio, Ciência e Tecnologia do Estado de São Paulo, Editora Edgard Blücher Ltda, 1987.
- 6) ROWLAND Jr., C.A. Testing for the selection of comminution circuits to prepare concentration feed. Mill Operator's Conference. The Australasian Institute of Mining and Metallurgy, 1982.
- 7) AUSTIN, L.G. A commentary on Kick, Bond and Rittinger laws of grinding. Power Technology, vol. 7, 1973.
- 8) AUSTIN, L.G.; KLIMPEL, R. R., e LUCKIE, P.T. Processing engineering of size reduction: Ball milling. s.l.: AIME, 1984.
- 9) ROSE, H.E. European Symposium Zerkleinern Dechema, 2. Proceedings. (monographia, 57), 1957.
- 10) WALKER, W.H. ET AL. Principles of chemical engineering. New York: MacGraw Hill, 1937.
- 11) CHARLES, R. J. Energy-size reduction relationships in comminution. Transactions of the AIME, Jan. 1957, vol. 208.
- 12) HUKKI, R.T. Proposal for a salomonic settlement between the theories of Rittinger, Kick and Bond. Transactions of the AIME, vol. 222, 1961.
- 13) BARBATO, C.N. SAMPAIO, J.A. (2007). Determinação Experimental do Índice de Trabalho (WI). In: Tratamento de Minérios – Práticas Laboratoriais, Editores João A. Sampaio, Silvia Cristina A. França, Paulo F.A.Braga, CETEM/MCT, 2007, p. 177-189.

## BRITAGEM

---

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

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

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

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

Normalmente, para haver uma liberação satisfatória do mineral valioso, é necessário que o minério seja reduzido a uma granulometria fina. Nestas condições, a fragmentação desenvolve-se por meio de três estágios, isto é, grossa, intermediária e fina ou moagem. Nos dois primeiros estágios, a fragmentação é realizada em britadores e no último estágio, em moinhos. Não há rigidez quanto aos estágios de britagem, porém, normalmente se usa a classificação mostrada na Tabela 3.

Tabela 3 – Classificação dos estágios de britagem.

<b>Estágio de Britagem</b>	<b>Tamanho Máximo de Alimentação (mm)</b>	<b>Tamanho Máximo de Produção (mm)</b>
Britagem Primária	1000	100,0
Britagem Secundária	100	10,0
Britagem Terciária	10	1,0
Britagem Quaternária	5	0,8

### **Britagem Primária**

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

Para este estágio são utilizados os seguintes tipos de britadores: britador de mandíbulas, britador giratório, britador de impacto e o de rolos dentado. O Quadro 1 apresenta a comparação entre as características desses equipamentos.

Quadro 1 – Quadro características dos britadores primários.

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

### *Britador de Mandíbulas*

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

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

Os britadores de mandíbulas são classificados em dois tipos, baseando-se no mecanismo de acionamento da mandíbula móvel. Assim, tem-se britadores de um eixo (Figura 8) e dois eixos - tipo Blake (Figura 9). Nos britadores de dois eixos, a mandíbula móvel tem movimento pendular (Figura 10), enquanto que os de um eixo, tem movimento elíptico. Em termos de custos de capital, britadores de dois eixos são cerca de 50% mais elevados que os de um eixo, sendo indicados para materiais mais abrasivos e de difícil fragmentação. A especificação dos britadores de mandíbulas é dada pelas dimensões de abertura da alimentação. Por exemplo um britador com 1000 x 1200 mm, apresenta boca retangular com dimensões de 1.000 x 1.200 mm.

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

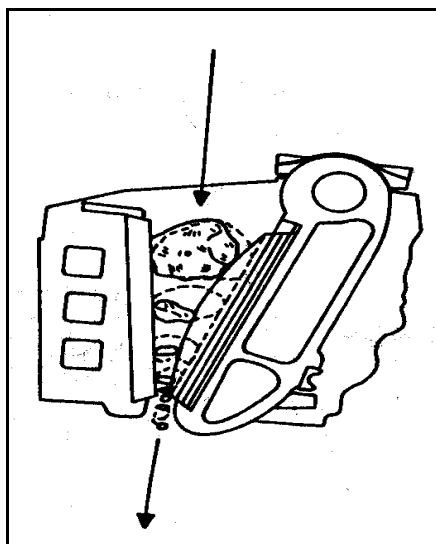


Figura 8 – Movimento dos blocos durante a fragmentação no britador de mandíbulas de um eixo (Dodge).



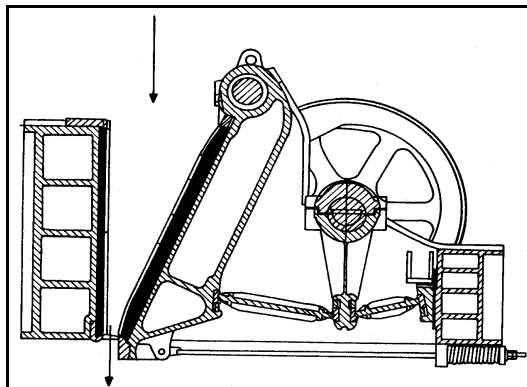


Figura 9 – Britador de mandíbulas de dois eixos (Blake).

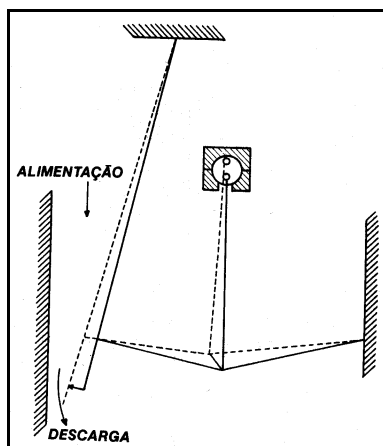


Figura 10 – Esquema do movimento do britador de mandíbulas de dois eixos (Blake).

### *Britador Giratório*

É o equipamento de britagem primária utilizado quando existe uma grande quantidade de material a ser fragmentado, sendo mais operacional do que o britador de mandíbula, pois pode ser alimentado por qualquer lado, indistintamente, além de permitir uma pequena armazenagem no seu topo (Figura 11).

O princípio de funcionamento do britador giratório consta do movimento de aproximação e distanciamento do cone central em relação à carcaça invertida. Este movimento circular (85 a 150 rpm) faz com que toda a área da carcaça seja utilizada na britagem, o que fornece ao britador uma grande capacidade de operação (Figura 12).

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

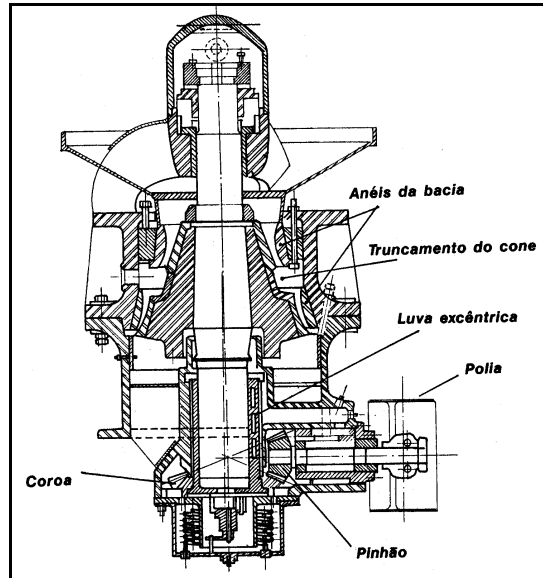


Figura 11 – Britador Giratório.

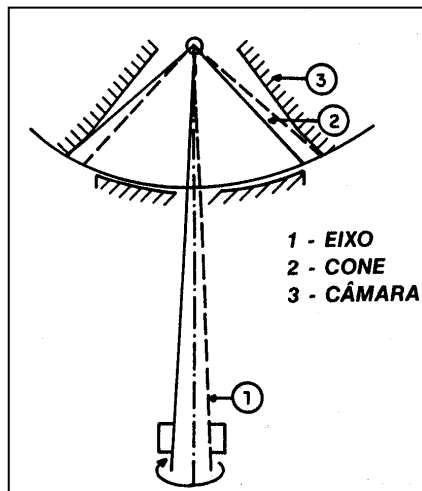


Figura 12 – Esquema do movimento do britador giratório.

### *Britador de Impacto*

Neste tipo de britador (Figura 13), a fragmentação é feita por impacto ao invés de compressão. Por meio do movimento das barras (500 até 3.000 rpm), parte da energia cinética é transferida para o material, projetando-o sobre as placas fixas de impacto onde ocorre a fragmentação.

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

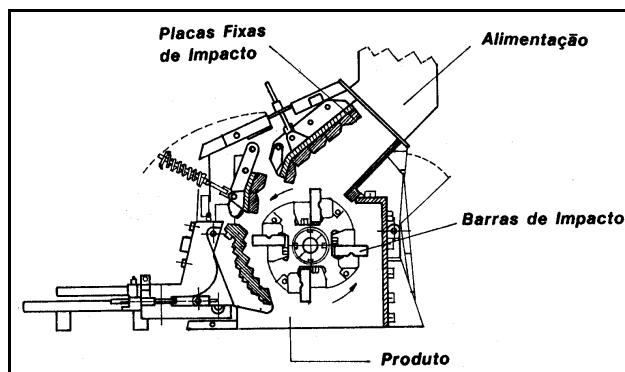


Figura 13 – Britador de Impacto.

#### *Britador de Rolo Dentado*

Consiste basicamente de um rolo dentado móvel e uma carcaça fixa, como está apresentado na Figura 14.

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

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

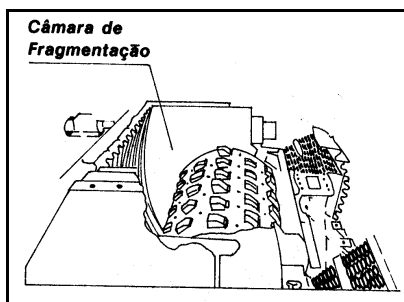


Figura 14 – Britador de rolo dentado.

### **Britagem Secundária**

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

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

Os equipamentos normalmente utilizados são:

britador giratório secundário;

britador de mandíbulas secundário;

britador cônico;

britador de martelos;

britador de rolos.

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

#### *Britador Cônico*

O britador cônico (Figuras 15 e 16) possui o mesmo princípio de operação do britador giratório. Contrariamente ao que ocorre no britador giratório, no cônico o manto e o cone apresentam longas superfícies paralelas, para garantir um tempo longo de retenção das partículas nessa região. No britador giratório, a descarga se dá pela ação da gravidade, enquanto que no cônico, a descarga é condicionada ao movimento do cone. O movimento vertical do cone, para cima e para baixo, controla a abertura de saída, para tal, utilizam-se dispositivos hidráulicos.

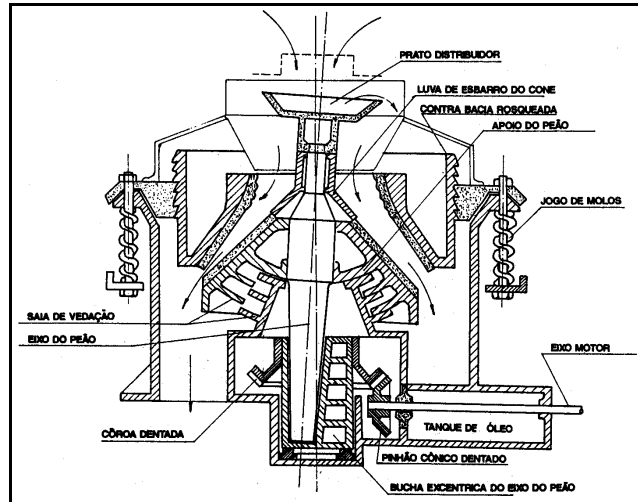


Figura 15 – Britador cônico.

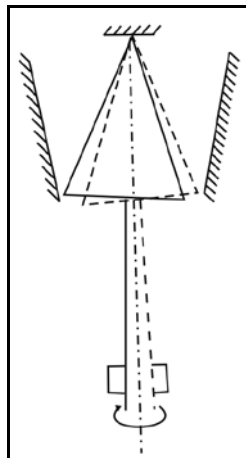


Figura 16 – Esquema do movimento do britador cônico.

### *Britador de Rolos*

Este equipamento consta de dois rolos de aço (Figura 17) girando à mesma velocidade, em sentidos contrários, guardando entre si uma distância definida. São destinados a materiais friáveis ou de fácil fragmentação.

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

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

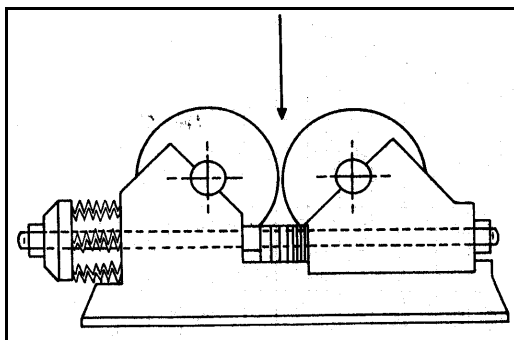


Figura 17 – Britador de rolos.

### **Britagem Terciária**

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

### **Britadores de Impacto Vertical**

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

O britador de impacto vertical (Vertical Shaft Impact-VSI) é conhecido como o equipamento capaz de produzir modificações nas partículas, dando-lhes formato cúbico ou arredondado. Essa forma das partículas é atribuída aos mecanismos que ocorrem no rotor e na câmara de britagem (Figura 18-A) do britador: impacto, abrasão e atrição. Parte do material alimentado no britador vai para o interior de um rotor, que projeta esse material a altas velocidades contra as paredes da câmara revestida com o próprio material onde as partículas colidem entre si e são moídas. Parte do material passa por fora do rotor, na forma de cascata e colide contra as partículas que passaram pelo interior do rotor, caracterizando-se como um processo autógeno de cominuição.

O cascateamento das partículas traz os seguintes benefícios: redução do consumo de energia no processo; redução do consumo de peças de desgaste; aumento da capacidade de processamento do britador e controle na distribuição granulométrica <sup>(11)</sup>.

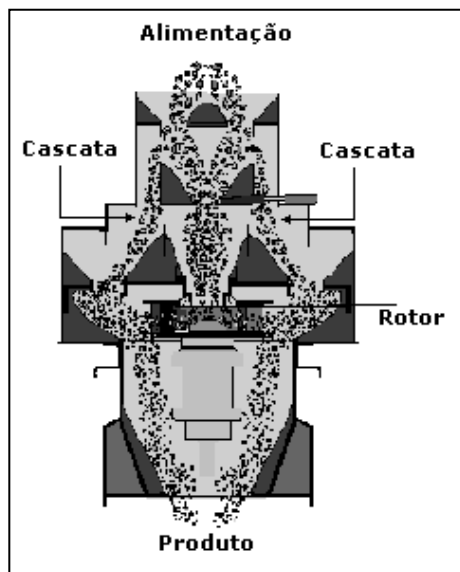


Figura 18-A – Desenho esquemático do percurso do material na câmara de britagem de um britador de impacto vertical.

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

O procedimento normal consta das seguintes etapas:

- (i) consultar a tabela de especificação técnica definindo alguns equipamentos que estão dentro das condições exigidas (Tabela 4);
- (ii) verificar as capacidades de produção de cada equipamento selecionado observando se estão dentro das condições especificadas (Tabela 5);
- (iii) observar as curvas granulométricas do tipo de equipamento para melhor definir as condições de operação (Figuras 19 e 20);
- (iv) observar também a condição de recepção; o britador só brita partículas menores que  $0,8A$ . Então o tamanho do britador é condicionado pelo tamanho máximo da alimentação ( $A$ ).

Tabela 4 – Especificações técnicas – britadores primários.

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

Tabela 4 – Especificações técnicas – britadores primários (continuação).

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



Tabela 5 – Capacidade de produção (m<sup>3</sup>/h) – Britadores Primários de Mandíbulas Circuito Aberto.

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

Continuação Tabela 5

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

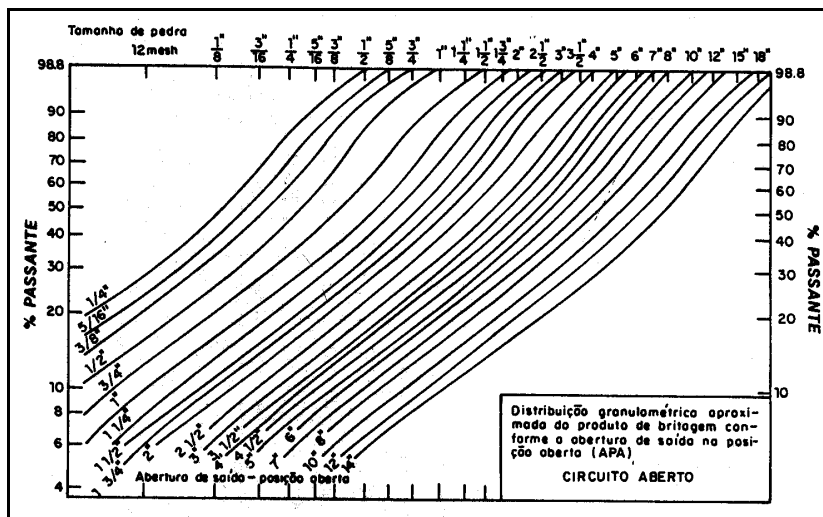


Figura 19 – Curvas granulométricas em britadores e rebritadores de mandíbulas (circuito aberto).

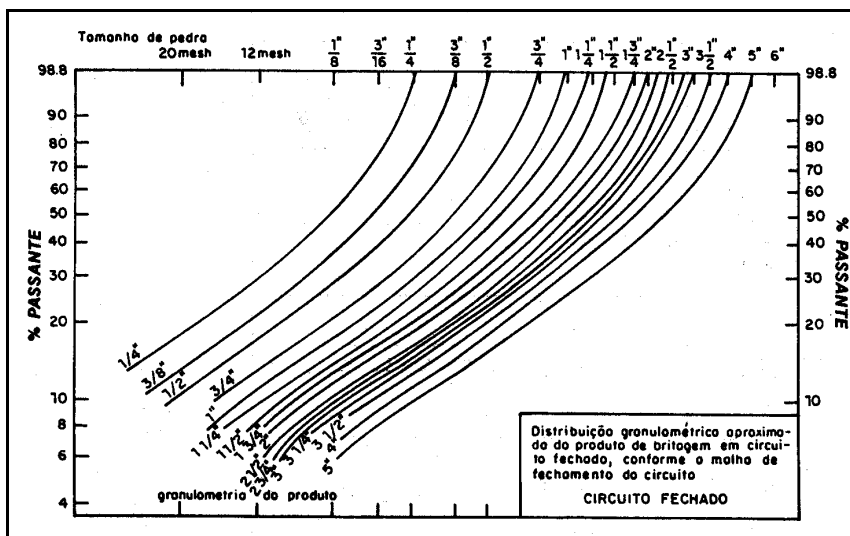


Figura 20 – Curvas granulométricas em britadores e rebitadores de mandíbulas (circuito fechado)<sup>(12)</sup>

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

*Tamanho máximo de Bblocos na Alimentação*

A capacidade de produção e tamanho máximo dos blocos contidos no ROM influenciam na escolha de operação da mina, como indicado na Tabela 6.

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

Tabela 6 – Tamanho máximo de blocos na alimentação de britador primário.

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

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

### *Distribuição Granulométrica da Alimentação*

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

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

### *Conteúdo de Argila e Umidade*

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

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

### *Densidade do Material*

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

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

### *Forma das Partículas*

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

### *Corrosividade do Minério*

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

### Exercício de Aplicação

Projetar uma instalação de britagem para  $70 \text{ m}^3/\text{h}$  de minério que vem da mina, com um *top size* de 30 polegadas (0,76 m) e 25% menor que 2,5 polegadas. Sabe-se que o WI do minério é  $\text{WI} = 10 \text{ kWh/sht}$ . A densidade aparente do minério é 1,6 o teor de argila é maior que 5% e a umidade 10%.

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

Pela Figura 19, a curva referente a 5" nos fornece dados para calcular a curva granulométrica do produto britado que está apresentado na Tabela 7.

Tabela 7 – Distribuição granulométrica do produto britado-britador de mandíbulas (5").

Faixa Granulométrica	Peso (%)	Capacidade $\text{m}^3/\text{h}$
+ 5"	15	10,5
- 5" + 3"	30	21
- 3" + 2"	17	11,9
- 2" + 1"	16	11,2
- 1" + ½"	9	6,3
- ½"	13	9,1
Total	100	70

Pode ser observado que:

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

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

$$Q = Q_t \cdot A \cdot B \cdot C \cdot D \text{ (Manual de Britagem da Metso Minerals-2005)}$$

onde:

$Q_t$  = capacidade de tabela ( $70 \text{ m}^3/\text{h}$ )

$A$  = densidade aparente dos materiais britados (se a capacidade é dada em  $\text{m}^3/\text{h}$ , o fator de densidade  $A = 1$ . As capacidades listadas no Manual da Mesto Minerals são para materiais com densidade aparente de  $1,6 \text{ t}/\text{m}^3$ )

$B$  = fator dependente do WI (fator de WI= 1,15);

$C$  = fator de tamanho de alimentação;

$D$  = fator de umidade.

Estes dados estão apresentados nas Tabelas 8 e 9 e Figuras 21 e 22.

$$Q = 70 \times 1,0 \times 1,15 \times 0,94 \times 0,76 = 57,51 \text{ m}^3/\text{h}$$

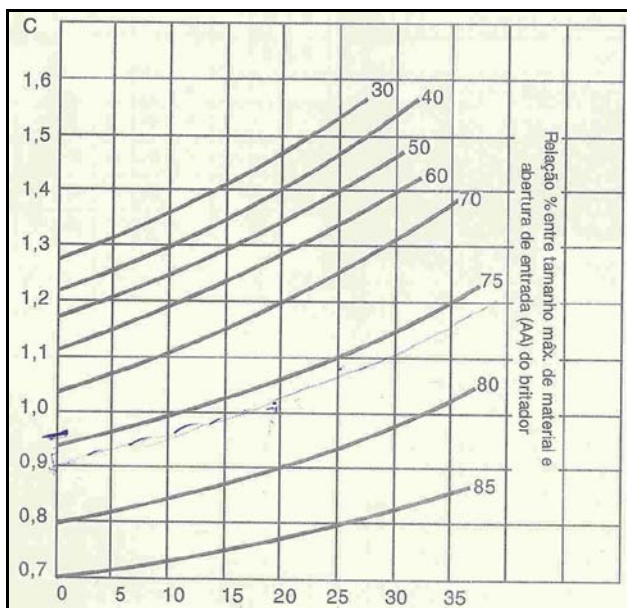
$Q = 57,51 \text{ m}^3/\text{h}$  é a capacidade do britador escolhido com o minério proposto.

Tabela 8 – Densidade aparente dos materiais britados<sup>(12)</sup>.

$\text{t}/\text{m}^3$	Fator A	$\text{t}/\text{m}^3$	Fator A
1,2	0,75	1,9	1,19
1,3	0,81	2	1,25
1,4	0,88	2,1	1,31
1,5	0,94	2,2	1,38
1,6	1	2,3	1,44
1,7	1,06	2,4	1,5
1,8	1,13		

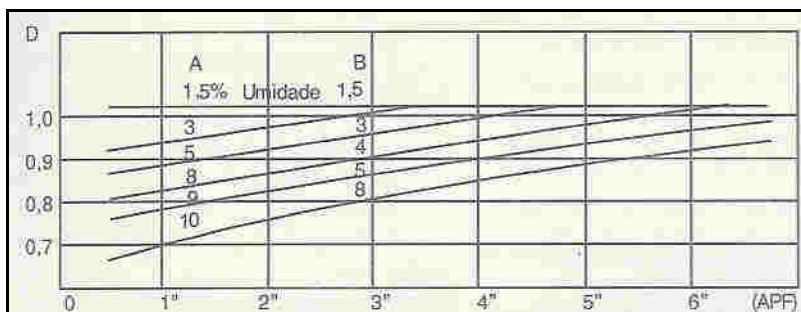
Tabela 9 – Fator B dependente do WI<sup>(12)</sup>.

<b>WI</b>	10	12	14	18	22
<b>B</b>	1,15	1,1	1	0,9	0,8



% de alimentação menor que metade da abertura de saída do britador em posição fechada (1/2 APF)

Figura 21 – C: Fator de tamanho de alimentação<sup>(12)</sup>.



A < 5% de argila  
B > 5% de argila

Figura 22 – Fator de umidade para britadores giratórios e mandíbulas<sup>(12)</sup>.

*Cálculo do Rebritador*

Baseado nos dados da Tabela 5, observa-se que 31,5 m<sup>3</sup>/h é maior que 3" e 38,5 m<sup>3</sup>/h é menor que 3".

Pela Tabela 10 pode-se escolher o rebitador secundário 9026 com abertura da boca de saída na posição fechada 1 1/2" que tem capacidade de 29 – 37 m<sup>3</sup>/h. Como o movimento do queixo é 3/4", entra-se na curva 2 1/2" da Figura 19, para obter a distribuição granulométrica do produto (Tabela 11).

Tabela 10 – Capacidade de produção (m<sup>3</sup>/h) – rebitadores de mandíbulas.

Máquina	RPM	Excêntrico (mm)	Movimento da Mandíbula	Abertura da Boca de Saída – Posição Fechada						
				¼"	½"	¾"	1"	1 ½"	2"	2 ½"
6013	350	10	3/8"	3-4	5-6,5	7-9	9-12			
8013	350	12,5	½"	4-5	6,5-8,5	9-12	12-16			
9026	300	13	¾"			17-22	20-26	29-37	37-48	45-58
12040	280	16	1"						55-78	65-85
				Abertura da Boca de Saída – Posição Fechada						
				3"	3 ½"	4"	4 ½"	5	5 ½"	
12040	280	16	1"	75-97	83-105	100-230	110-142	120-156	125-162	

Tabela 11 – Distribuição granulométrica do produto britado - rebitador de mandíbulas.

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

Os 70 m<sup>3</sup>/h estão praticamente abaixo de 3", pode-se escolher um rebitador Hydrocone 3 ½ 51 (Tabela 12) que tem uma capacidade de 68 a 92 m<sup>3</sup>/h com carga circulante.

Pela Figura 23 observa-se que 85% do produto se encontra abaixo de ½" e só 15% retornará como carga circulante. A Figura 24 mostra um esquema para o processo de britagem do material.

Tabela 12 – Capacidade de produção – circuito fechado rebitadores Hydrocone.

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

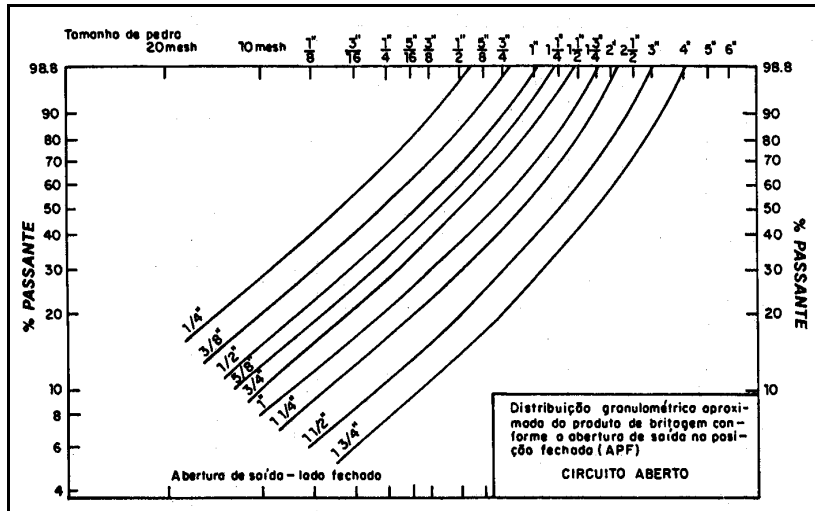


Figura 23 – Curvas granulométricas - britadores hidrocones (câmara para médios).

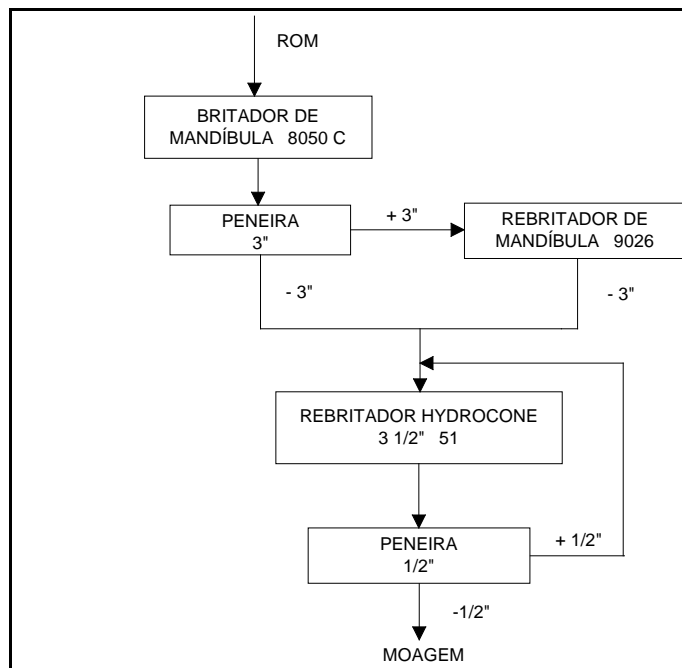


Figura 24 – Esquema do circuito de britagem.



## BIBLIOGRAFIA

---

- 1) Fábrica de Aço Paulista - Manual de Britagem - São Paulo, 1985.
- 2) Fundação Instituto Tecnológico do Estado de Pernambuco. *Tratamento de Minérios e Hidrometalurgia*. In: Memoriam Professor Paulo Abib Andery, Recife, 1980. 399 p. Obra lançada por ocasião do VII ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA. Recife, 1980.
- 3) SPOTTISWOOD, K. - Introduction to Mineral Processing; John Wiley and Sons, 1982.
- 4) MULAR, A.L. & BHAPPU, R.B. Mineral Processing Plant Design. New York, 1980, ch. 3.
- 5) PRYOR, E.J. *Mineral Processing*. 3ed London: Elsevier Publishing Co. Ltd, 1965.
- 6) TAGGART, A.F. Handbook of Mineral Dressing. New York, 1954.
- 7) WEISS, N.L. Mineral Processing Handbook, 1985.
- 8) WILLS, B.A. Mineral Processing Technology An Introduction to the Pratical Aspects of Ore Treatment and Mineral Recovery. 4<sup>th</sup> ed., 1988.
- 9) ALMEIDA, S. L. M.; SAMPAIO, J. A.(2002), Obtenção de areia artificial com base em finos de pedraira, *Areia & Brita* nº 20, outubro/novembro/dezembro/2002, p. 32-36.
- 10) ALMEIDA, S. L. M; DAVID, T. A.; CUNHA, E. R.; TAVARES, L. M. M (2004). Produção de areia artificial em usina piloto na Pedra Sul Mineração. In: Anais do XX Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Metalurgia Extrativa, Florianópolis-SC, junho/2004.
- 11) GONÇALVES, M.; ARTHUSO, V.; DEGUTI, R.; OHASHI, T. (2000). Produção de areia de brita com qualidade. *Areia & Brita*, nº 10, abril/maio/junho/2000, p.20-25.
- 12) Manual da Metso Minerals – 6<sup>a</sup> Edição 2005.

## MOAGEM

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

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

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

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

### Moinhos Cilíndricos

#### *Descrição Geral*

Estes moinhos são constituídos de uma carcaça cilíndrica de ferro, revestida internamente com placas de aço ou borracha, que gira sobre mancais e contém no interior uma carga de barras ou bolas de ferro ou aço (Figura 25).

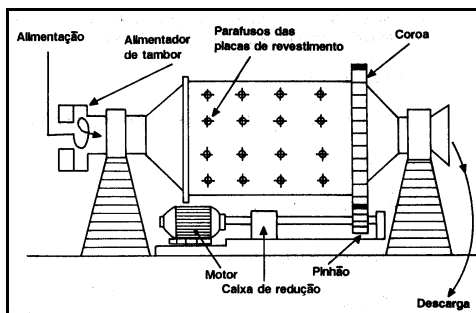


Figura 25 – Moinho Cilíndrico.

Os corpos moedores são elevados pelo movimento da carcaça até um certo ponto de onde caem, seguindo uma trajetória parabólica, sobre as outras bolas que estão na parte inferior do cilindro e sobre o minério que ocupa os interstícios das bolas. Estas acompanham o movimento da carcaça e impelidas pela força centrífuga percorrem uma trajetória circular (Figura 26). Enquanto a força centrífuga for maior que a força da gravidade, as bolas permanecem nesta trajetória. No momento que o componente da força da gravidade que se opõem a força centrífuga, for maior que esta, as bolas abandonam a trajetória circular e passam a seguir uma trajetória parabólica mostrada na Figura 26.

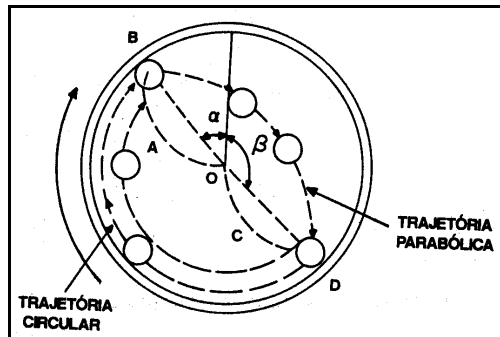


Figura 26 – Velocidade crítica do moinho.

Há, entretanto, um momento que as duas forças se igualam e é o início da queda da bola (Figura 27). Neste momento tem-se:

$$F_c = F \cos \alpha \quad [22]$$

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

Sabe-se que:

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

Substituindo em (1) teremos:

$$\frac{mv^2}{r} = mg \cos \alpha \quad [23]$$

A velocidade  $v$  (velocidade linear) pode ser expressa pelo seguinte valor  $v = 2 \pi r n$ , sendo  $n$  o número de rotações. A expressão [23] ficará:

$$\text{Número de rotações de um moinho: } n = \frac{1}{2\pi} \sqrt{\frac{g \cos \alpha}{r}} \quad [24]$$

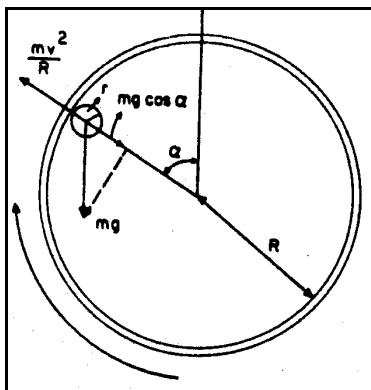


Figura 27 – Forças agindo sobre uma bola em um moinho.

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

$$n_c = \frac{1}{2\pi} \sqrt{\frac{g}{r}} \quad [25]$$

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

$$\text{e } n_c = \frac{42,3}{\sqrt{2r}} \text{ quando } r \text{ for dado em metros.} \quad [26]$$

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

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

Do ponto de vista prático, os moinhos são operados nas velocidades de 50 a 90% da sua velocidade crítica e a escolha dessas é determinada pelas condições econômicas. Sabe-se, por outro lado, que aumentado a velocidade do moinho, aumenta a sua capacidade de processamento, mas compromete o seu desempenho ( $\text{kWh t}^{-1}$ ). As velocidades mais baixas são, algumas vezes, usadas quando não é possível atingir a plena capacidade do moinho e velocidades elevadas, para maiores capacidade de moagem grosseira<sup>(11)</sup>.

### *Movimento das Bolas Dentro da Carcaça*

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

**Rotação** - as bolas giram em torno delas mesmas e produzem uma fragmentação por compressão, tal como no moinho de rolos. Este efeito é pequeno dentro do moinho.

**Translação** - é o movimento circular de acompanhamento da carcaça do moinho, até uma certa altura. Este movimento não promove nenhuma fragmentação e é responsável pelo gasto excessivo de energia na moagem.

**Deslizamento** - é o movimento contrário ao movimento do moinho. As várias camadas de bolas deslizam umas sobre as outras e a superfície interna do moinho, dando origem à fragmentação por atrito. Este efeito é acentuado quando a velocidade de rotação do moinho é baixa.

**Queda** - é o movimento resultante das bolas pela força da gravidade e que vai dar origem à fragmentação por impacto. Este efeito aumenta com a velocidade de rotação do moinho.

### *Regimes de operação do moinho*

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

Na moagem em catarata (Figura 28), a velocidade do moinho carrega as bolas até uma posição bem elevada e essas caem sobre as outras bolas e sobre a polpa causando fragmentação por impacto. Deve-se usar bolas maiores para aumentar ainda mais a energia do meio moedor e baixo fator de enchimento (menos bolas). Este regime é adequado para a fragmentação de material mais grosso e para evitar a produção de finos.

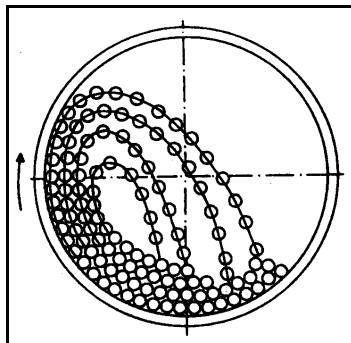


Figura 28 – Moagem em regime de catarata.

Na moagem em cascata, (Figura 29), a velocidade baixa do moinho e o alto fator de enchimento fazem com que as bolas, ao alcançarem uma certa altura, rolem sobre as outras, não havendo quase impacto e a moagem se dá por abrasão e atrito. Deve-se usar bolas de diâmetros menores. Este regime é adequado para a obtenção de um produto final com granulometria fina.

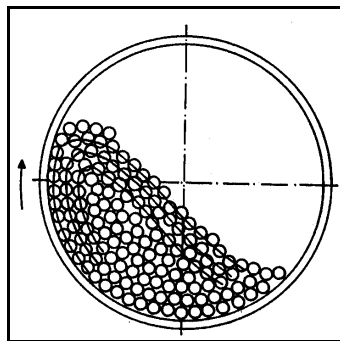


Figura 29 – Moagem em regime de cascata.

#### *Tipos de Moinhos Cilíndricos*

##### Moinho de barras

São moinhos cilíndricos, que utilizam barras como meio moedor, e podem ser considerados máquinas de britagem fina ou de moagem grossa. Esses são capazes de suportar uma alimentação tão grossa quanto 50 mm e fornecer um produto tão fino quanto 500  $\mu\text{m}$ ; são muitas vezes escolhidos para britagens finas quando o material é argiloso.

A característica principal do moinho de barra é que o comprimento da seção cilíndrica tem 1,25 a 2,5 vezes o diâmetro. Essa razão é importante porque as barras, que têm somente poucos centímetros menores que o comprimento da carcaça, devem ser impedidas de se atravessarem dentro da mesma; entretanto a razão entre a seção cilíndrica e diâmetro do moinho não deve ser muito elevada, pois isso acarretaria o uso de barras muito longas, com tendência a se deformarem.

##### Moinho de bolas

Os estágios finais de fragmentação são realizados em moinhos cilíndricos, usando bolas como meio moedor. Como as bolas têm maior área superficial, por unidade de peso, do que as barras, são mais adequadas à moagem fina. O termo moinho de bolas é restrito àqueles que têm a relação comprimento/diâmetro de 1,5 a 1 e até menor. Moinhos longos com a relação L/D de 3 a 5, usando bolas como meio moedor, são geralmente compartimentados, sendo que em cada compartimento tem-se um diâmetro de bolas diferente.

Os moinhos cilíndricos têm o seu tamanho expresso pelas dimensões do diâmetro e do comprimento da carcaça, sendo que geralmente se considera a dimensão interna à carcaça e externa ao revestimento quando se refere ao diâmetro, e a medida interna aos revestimentos das tampas quando se refere ao comprimento.

As carcaças dos moinhos são fabricadas para suportar o impacto de cargas pesadas e usa-se, normalmente, chapa de aço-carbono, calandrada e soldada. Nos moinhos grandes é comum existir um ou dois acessos na carcaça, para manutenção. As cabeceiras são fabricadas em aço fundido ou ferro fundido nodular, em uma só peça, e são ligadas ao cilindro por flanges aparafusados. Os moinhos industriais possuem diversos furos na carcaça para aparafusar o revestimento do cilindro.

A utilização do revestimento tem como finalidade proteger o cilindro contra o desgaste e reduzir o deslizamento da carga moedora dentro da carcaça. O revestimento é feito de ferro fundido branco, ligas de aço, de níquel (Ni-hard), de borracha e raramente de cerâmica ou de quartzito para usos muito especiais. Os revestimentos de aço constituem a maioria dos revestimentos usados no mundo, quer seja nos processos a seco ou a úmido, por ser um material extremamente versátil.

São produzidos diferentes formas de revestimentos aplicáveis, cada uma dessas, ao tipo de moinho (bolas ou barras), tamanho, material a processar (dureza, tamanho), velocidade de operação, etc. Na Figura 30 são apresentados os tipos mais comuns de revestimento.

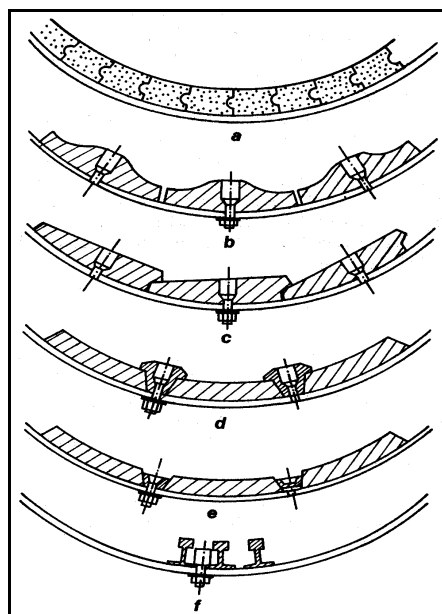


Figura 30 – Tipos de revestimentos de moinhos.

Hoje, a maioria das empresas produtoras de revestimento de moinhos recorre a programas de computador (programa de trajetória de bolas), para simular o comportamento da carga nas diversas aplicações, visando selecionar a configuração do revestimento, bem como estudar as suas diferentes alternativas, consumo de meio moedor e desempenho da moagem<sup>(18)</sup>.

#### *Alimentação de Moinhos*

O tipo de arranjo de alimentação usado no moinho depende do circuito de moagem, que pode ser aberto ou fechado, a seco ou a úmido. O tamanho e a velocidade de alimentação também são importantes. Moinhos que operam a seco são usualmente alimentados por algum tipo de alimentador vibratório. Nos moinhos a úmido usam-se vários tipos de alimentadores: [Figuras 30: a) *spout feeder* (bica de entrada), b) *scoop feeder* (pescador), c) *drum feeder* (alimentador de tambor) e d) *scoop drum feeder* (pescador e tambor combinados)].

O mais simples de todos é o alimentador *bica de entrada (spout feeder)* que consiste de uma calha cilíndrica ou elíptica independente do moinho e lançando a polpa de alimentação no interior do cilindro. Este sistema se aplica quando a classificação é feita em ciclones montados a uma altura suficiente para alimentar o moinho por gravidade. Também se usa em moinhos de barras operando em circuito aberto.

O alimentador *pescador duplo (scoop feeder)* é mais utilizado com moinho pequeno, em circuitos fechados, com classificador espiral, pois dispensa bomba de elevação de polpa.

O alimentador de *tambor (drum feeder)* deve ser usado no lugar do alimentador *bica de entrada (spout feeder)*, quando não se tem elevação do material acima da linha de centro do moinho. A alimentação entra no tambor via uma calha e uma espiral interna carrega a alimentação até o revestimento do munhão. O alimentador de tambor facilita a adição de bolas ao moinho.

O alimentador *pescador e tambor combinados (drum scoop feeder)* é usado, via úmida, para alimentação proveniente de níveis bem abaixo da linha de centro do moinho, por exemplo, no caso de ser utilizado classificador espiral.



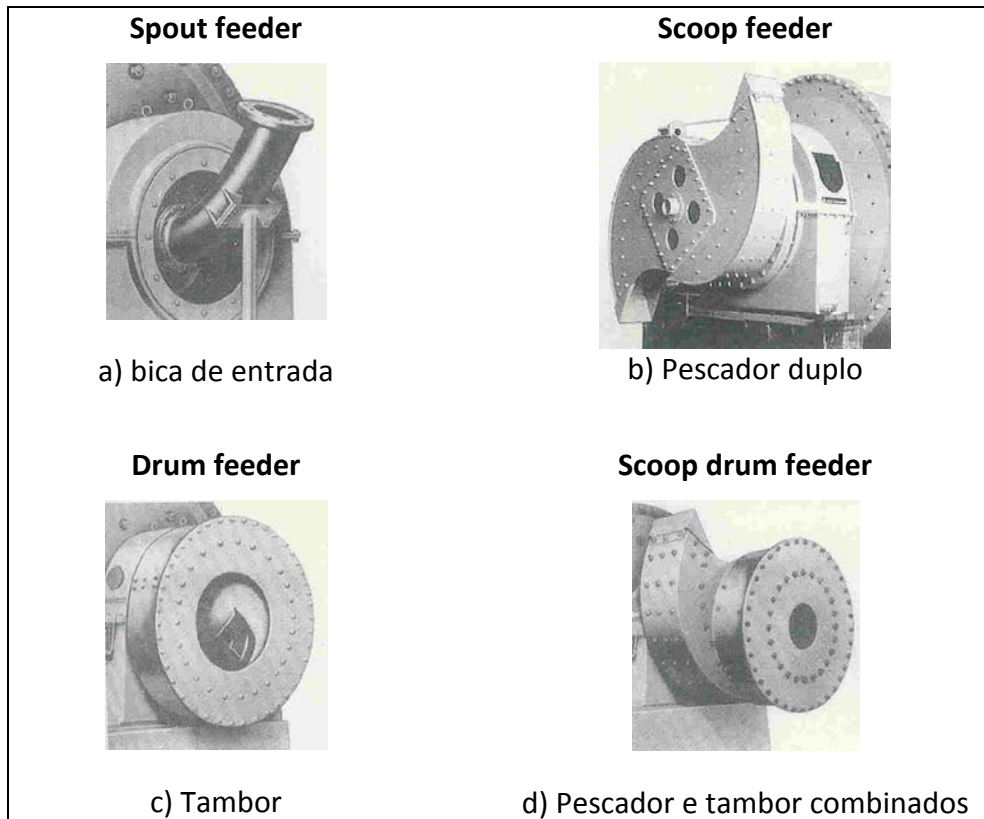


Figura 31 – Alimentadores de moinho<sup>(18)</sup>.

### *Descarga*

Os moinhos de barras e de bolas são, muitas vezes, classificados de acordo com a natureza do dispositivo de descarga da polpa durante a moagem. Em geral, quanto mais próximo da periferia da carcaça e da boca de alimentação estiver situada a saída da polpa, mais rápido o material é descarregado, e ocorre menos sobremagem. Nos moinhos de barras, os tipos de descarga mais comuns são: transbordo, descarga periférica central e descarga periférica terminal (Figura 32).

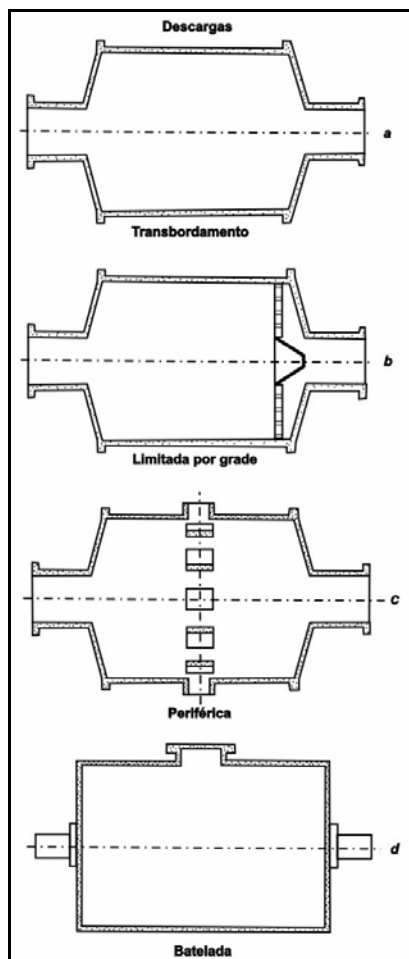


Figura 32 – Tipos de descarga de moinhos cilíndricos.

Os moinhos com descarga periférica central são alimentados pelas duas extremidades através dos *munhões* e a descarga do produto do moinho através de janelas no centro da carcaça. O tempo de residência pequeno, e um gradiente inclinado, produzem uma moagem grossa com um mínimo de finos, mas, a razão de redução é limitada. Este moinho pode ser usado a seco ou a úmido e tem a sua maior aplicação na preparação de areias, onde exigem-se capacidade elevada e granulometrias grossas.

Os moinhos com descarga periférica terminal são alimentados por uma das extremidades e descarregam o produto moído pela outra, através de várias aberturas periféricas. Este tipo de moinho é usado, principalmente, em moagem a seco e a úmido e quando se deseja produtos moderadamente grossos.

Nos moinhos de bolas, os tipos de descarga mais usados são: descarga por grade e descarga por transbordo. Aqueles com descarga por grade, possuem uma grelha entre o corpo cilíndrico da carcaça e o cone de descarga, permitindo a polpa passar livremente pelas aberturas da grelha, mas não as bolas. Existe um dispositivo de elevação da polpa no compartimento posterior à grelha, que facilita o fluxo de polpa no moinho provocando maior velocidade do fluxo de polpa na sua descarga. Esses moinhos têm um nível de polpa mais baixo do que os de transbordo, reduzindo assim o tempo de residência das partículas e evitando a sobre모agem.

### *Operação*

A importância da operação de moagem na indústria reside no fato que a maior parte da energia gasta no processamento mineral é absorvida pela operação de moagem. Isto nos leva a afirmar que a maior parte do custo do tratamento depende dessa operação e, portanto, a sua otimização constitui um constante desafio aos operadores.

O método de cálculo do gasto de energia em moinhos cilíndricos será detalhado em outra parte deste capítulo.

Nem toda a energia demandada pelo processo de moagem é utilizada na quebra da partícula. A movimentação dos corpos moedores consome grande parte da energia fornecida ao moinho, assim como outros fatores influenciam no consumo de energia dos moinhos. São estes: velocidade de operação, fração do volume do moinho ocupado pela carga de meio moedor (fator enchimento), percentagem de sólidos na polpa, tamanho do meio moedor e carga circulante.

### *Velocidade de Operação*

A velocidade adequada para operação de moinhos cilíndricos são apresentados na literatura e nos catálogos dos fabricantes com valores bem variáveis e algumas vezes até conflitantes.

Na década de 20 usavam-se velocidades acima de 80% de velocidade crítica nos maiores moinhos operados na época ( $\phi$  2,4 m). Entretanto, Taggart mostrou que operando-se a 57% da velocidade crítica reduzia-se o consumo de energia, assim como de revestimento e de bolas, sem baixar muito a capacidade do moinho. Atualmente, todos os fabricantes recomendam uma sensível diminuição da velocidade de operação do moinho, com o aumento do diâmetro do cilindro. Na Tabela 13 estão os valores recomendados pela Allis-Chalmers.

Tabela 13 – Relação diâmetro - velocidade de operação de moinhos (Allis-Chalmers).

Diâmetro Interno		% Velocidade Crítica	
Metros	Pés	Barras	Bolas
0,91-1,83	3-6	76-73	80-78
1,83-2,74	6-9	73-70	78-75
2,74-3,66	9-12	70-67	75-72
3,66-4,57	12-15	67-64	72-69
4,57-5,49	15-18	-	69-66

Na Figura 33 pode-se ver o efeito da velocidade na potência consumida no moinho.

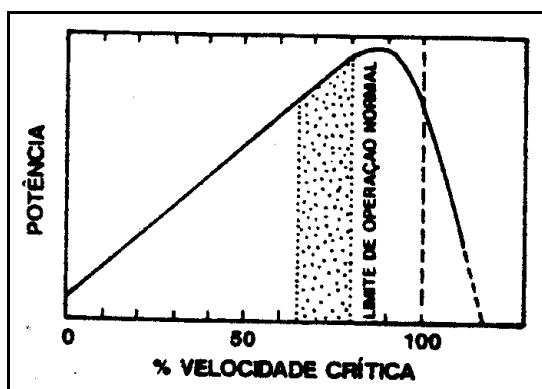


Figura 33 – Efeito da velocidade do moinho em sua potência.

#### *Fator de Enchimento*

Fator de enchimento é a porcentagem do volume do moinho ocupado com os corpos moedores, incluindo os vazios entre os mesmos. Pode ser determinado, de forma aproximada, pela expressão:

$$F = 113 - 126 H_c / D \quad [27]$$

onde:

F = fator de enchimento;

$H_c$  = distância do topo do moinho ao topo da carga em repouso, em metros;

D = diâmetro do moinho, em metros.

A maior capacidade do moinho é com um fator de enchimento (carga do meio moedor) de 50%. Entretanto, na prática, este nem sempre é o valor mais adequado, segundo o tipo de moinho e o tipo de descarga. Na Tabela 14 são apresentados os valores mais usados.

Tabela 14 – Valores usuais de fator de enchimento dos corpos moedores.

<b>Tipo</b>	<b>Fator de Enchimento</b>
Moinho de transbordo	45 a 30%
Moinho de grade	55 a 35%
Moinho de barras	40 a 22%

#### *Porcentagem de Sólidos na Polpa*

Os moinhos cilíndricos trabalham a seco ou a úmido, entretanto, em tratamento de minérios, o mais comum é o úmido. A quantidade de água usada no moinho para formar a polpa depende da granulometria da alimentação e do tipo de moinho. A utilização de polpa muito diluída resulta numa moagem pouco eficiente, pois as partículas sólidas se encontram muito dispersas na polpa, sendo poucos os choques efetivos entre as partículas e as bolas. Elevando-se a porcentagem de sólidos, há um aumento na eficiência de moagem com uma redução considerável no consumo de bolas. Essa melhora vai até um certo ponto quando então a eficiência começa decrescer. Portanto, a capacidade de moagem passa por um ponto máximo que corresponde a uma determinada concentração de sólidos na polpa do moinho. Na Tabela 15 temos dados fornecido pelo Taggart relacionando o tamanho da alimentação, tipo de moinho e porcentagem de sólidos.

Tabela 15 – Tamanho da alimentação e % de sólidos para vários tipos de moinho.

<b>Tipos de Moinhos</b>	<b>Tamanho Alimentação</b>				
	<b>3 a 14 Malhas</b>	<b>14 a 28 Malhas</b>	<b>28 a 48 Malhas</b>	<b>48 a 65 Malhas</b>	<b>65 Malhas</b>
Barras	80 a 60	75 a 70	70 a 65		
Bolas (descarga de transbordo)	75 a 50	80 a 65	85 a 65	85 a 65	80 a 60
Bolas (descarga de grade)	80 a 75	75 a 65	80 a 70	85 a 70	80 a 65

Fonte: Taggart.

A porcentagem de sólidos ótima é função da distribuição granulométrica da carga circulante. Deve-se, portanto, considerar em conjunto a operação de moagem e a classificação, de forma a otimizar-se a eficiência de moagem. A ausência de finos diminui a viscosidade da polpa e piora o desempenho da moagem. Isso demonstra que não tem sentido elevar-se a eficiência de classificação além de um certo ponto. Estudos de Rowland mostraram que existe, para o moinho de barras, um teor ótimo de finos para o qual é máxima a capacidade de produção do mesmo. O excesso de finos entretanto, compromete o desempenho do moinho.

Klimpel realizou uma série de estudos sobre o efeito de aditivos químicos à moagem a úmido e verificou que o controle da fluidez da polpa é uma forma econômica de melhorar a velocidade de moagem, sem aumentar os gastos de energia e consumo de meio moedor.

#### *Tamanho dos Corpos Moedores*

O tamanho dos corpos moedores é um dos principais fatores que afetam a eficiência e a capacidade do moinho. Este tamanho pode ser calculado usando-se princípios teóricos e posteriormente, ajustando-se, para cada instalação, com a prática industrial. O tamanho próprio das bolas a serem adicionadas num moinho em operação é o tamanho adequado para quebrar as maiores partículas da alimentação. Entretanto, este tamanho não pode ser muito grande, pois o número de contatos de quebra será reduzido, assim como a capacidade do moinho. A determinação do diâmetro máximo da barra ou da bola é de grande importância, pois é usual se fazer a reposição do peso dos corpos moedores desgastados, utilizando-se apenas este tipo de meio moedor. Com auxílio das fórmulas estabelecidas por Rowland, calculam-se os diâmetros máximos dos corpos moedores.

Para barras:

$$R = \frac{F^{0,75}}{160} \left( \frac{WIS_g}{\%V_c \sqrt{3,281D}} \right)^{0,5} 25,4 \quad [28]$$

Para bolas:

$$B = \left( \frac{F}{K} \right)^{0,5} \left( \frac{WIS_g}{\%V_c \sqrt{3,281D}} \right)^{0,34}, \text{ onde} \quad [29]$$

R = diâmetro máximo das barras em mm;

B = diâmetro máximo das bolas em mm;

F = tamanho em que passa 80% da alimentação em mm;

WI = índice de trabalho em kWh/t;

$S_g$  = massa específica do minério em g/cm<sup>3</sup>;

$\%V_c$  = % da velocidade crítica;

D = diâmetro interno ao revestimento da carcaça em m;

K = fator variável com o tipo de moagem (ver Tabela 16).



## **Circuitos de Moagem**

A moagem pode ser a seco ou a úmido dependendo do processo subsequente e da natureza do material a ser moído. A moagem a seco é exigida por alguns materiais devido às modificações químicas ou físicas que ocorrem quando se adiciona água; esta causa menos desgaste no revestimento e no meio moedor, mas produz grande proporção de finos, o que em alguns casos é desejável.

A moagem a úmido é a mais usada em tratamento de minérios, por ser a forma mais econômica e mais adequada aos tratamentos posteriores.

As vantagens da moagem a úmido são:

- (i) menor consumo de energia em kWh/t;
- (ii) maior capacidade por unidade de volume do moinho;
- (iii) torna possível o uso de peneiramento e classificação a úmido no controle do produto;
- (iv) elimina o problema de poeira;
- (v) torna possível o uso de meio de transporte simples como calhas, bombas e canos.

O tipo de moinho para um caso particular deve ser considerado simultaneamente com o circuito que será usado. Os circuitos são divididos em dois grandes grupos: abertos e fechados. No circuito aberto, o material é alimentado no moinho numa velocidade tal que, numa passagem, o produto já fica no tamanho requerido.

O circuito aberto é pouco utilizado, pois não possui nenhum tipo de controle da distribuição de tamanho do produto. A taxa de alimentação tem que ser suficientemente baixa para assegurar que todas as partículas da polpa sejam quebradas; com isso muitas partículas do produto sofrem sobre moagem, o que consome uma energia desnecessária e pode dificultar o tratamento subsequente.

Na indústria, geralmente, a moagem é realizada em circuito fechado (Figura 34), com um classificador ou peneira, cuja fração grossa retorna ao moinho como carga circulante.



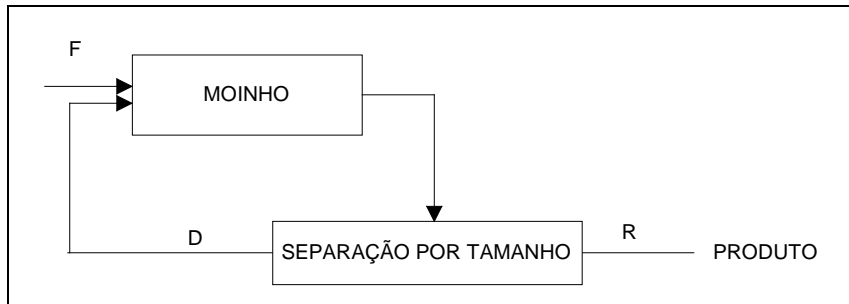


Figura 34 – Moinho em circuito fechado.

Chama-se carga circulante ( $C_c$ ) à razão entre o retorno do classificador (D) e a alimentação (F), expresso em percentagem.

$$C_c = \frac{D}{F} \times 100 \quad [30]$$

Como a alimentação (F) = ao produto (R), quando o moinho está em regime, então pode se escrever: (Carga circulante)  $C_c = \frac{D}{R} \times 100$ .

A moagem em circuito fechado reduz o tempo de residência das partículas e portanto a proporção de partículas de tamanho fino, se comparada com a moagem em circuito aberto. Isso diminui a sobre moagem e aumenta a energia disponível para a moagem de partículas mais grossas. Como a tonelagem da nova alimentação cresce, a carga circulante vai aumentar também, já que aumenta o *underflow* do classificador. Entretanto, a alimentação composta do moinho torna-se mais fina por influência do aumento do material que retorna do classificador. Devido à diminuição do tempo de residência, o material da descarga do moinho torna-se mais grosso, logo a diferença do tamanho médio da alimentação composta e da descarga, diminui.

A capacidade do moinho aumenta com a diminuição do diâmetro das bolas, devido ao aumento da superfície de moagem, até o ponto em que o ângulo de pega entre as bolas e as partículas é excedido. Consequentemente, quanto mais partículas de tamanho próximo ao tamanho desejado existirem na alimentação composta do moinho, e quanto mais fina for a alimentação, menor será o diâmetro máximo das bolas necessárias à quebra.

Dentro de limites, quanto maior a carga circulante maior será a capacidade do moinho. A carga circulante ótima de um circuito depende da capacidade do classificador e do custo de transportar a carga para o moinho. A carga circulante fica normalmente entre 100 e 350%, entretanto pode chegar a tão alta quanto 600%.

Os moinhos de barras geralmente operam em circuito aberto, principalmente quando preparam material para moinho de bolas.

Os moinhos de bolas são, praticamente, sempre operados em circuito fechado com algum tipo de classificador.

O princípio que rege a ação de todos os classificadores é o tempo diverso de sedimentação das partículas suspensas num fluido, o que significa que as partículas são classificadas não só pelo seu tamanho como pela sua densidade. Assim, uma partícula de alta densidade e pequeno tamanho vai ter um comportamento igual ao de uma partícula de baixa densidade e tamanho mais grosso. Dessa forma, um minério contendo um mineral valioso mais denso, este será sobreído, pois retornará ao classificador como *underflow*, mesmo já estando em granulometria adequada à concentração.

Nas usinas de recuperação de ouro, onde este está livre em granulometria grossa, é comum se incorporar algum concentrador gravítico no circuito, já que o ouro nativo é muito denso e invariavelmente retorna ao moinho no *underflow* do classificador. Além disso, sendo o ouro muito maleável, este vai se deformar no moinho, mas não quebra e assim continua sendo recirculado.

#### *Aplicações do Moinho de Barras e de Bolas*

O moinho de barras é utilizado na moagem primária recebendo o minério que vem com granulometria que varia de 3/4 a 3/8 de polegada (19 a 9,53 mm). O meio moedor sendo barras de peso considerável, torna este moinho apto a moer material mais grosso, pois a queda de uma barra produz um impacto significativo, sendo este o mecanismo de fragmentação predominante no moinho de barras. Este moinho geralmente trabalha em circuito aberto.

O moinho de bolas em regime de catarata também pode ser alimentado com material grosso (3 a 4 mm), mas geralmente trabalha em circuito fechado com classificador, pois apesar de predominar o impacto, a abrasão e o atrito também têm ação destacada.

O moinho de bolas, em regime de cascata, é utilizado em moagem secundária com a finalidade de fragmentar o minério na malha requerida ao processo subsequente. A alimentação deve ser mais fina e é constituída do produto da moagem primária feita num moinho de barras ou de bolas, em regime de catarata.

A tendência atual é o uso de um único estágio de moagem num moinho de bolas, com bolas grandes e alta razão de redução. Neste caso, o material deve vir da britagem em tamanho menor possível.

### Moinho de Martelos

O moinho de martelos (Figura 35) consiste de um eixo girando em alta rotação e no qual ficam presos, de forma articulada, vários blocos ou martelos. O material é alimentado pela parte superior e as partículas sofrem o impacto dos martelos e são projetadas contra a superfície interna da câmara, fragmentando-se, para depois serem forçadas a passar por tela inferior que vai bitolar a granulometria da descarga.

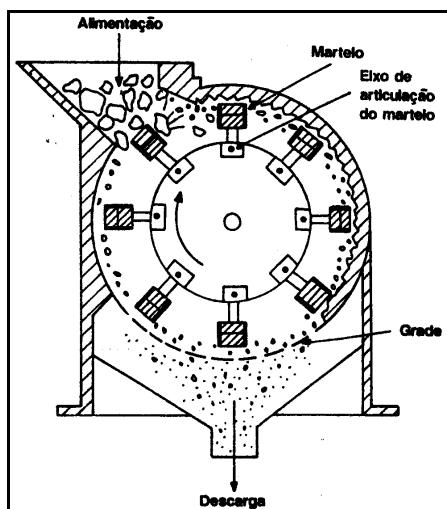


Figura 35 – Moinho de martelos.

Esse tipo de moinho tem pouca aplicação na concentração de minérios pois, sendo as gangas geralmente silicosas, desaconselha-se o seu uso devido ao grande desgaste da superfície interna, da tela e dos martelos.

Entretanto, é largamente empregado na indústria química, cerâmica, cal, calcário, carvão mineral, onde os materiais são menos abrasivos.

### Moinho de Discos

Este tipo de moinho tem dois discos com ressaltos internos, sendo um fixo e outro móvel, dotado de movimento excêntrico (Figura 36). A alimentação vem ter ao centro dos discos através da abertura central do disco fixo e aí sofre o impacto e o atrito do disco móvel que com seu movimento excêntrico vai fragmentando e forçando o material para a periferia, caindo depois numa câmara coletora. A granulometria da descarga é dada pelo ajuste da abertura entre os discos na parte periférica, onde esses são lisos. O moinho de disco é empregado para pulverizar amostras, desde que a contaminação com ferro proveniente do desgaste dos discos não prejudique a sua utilização.

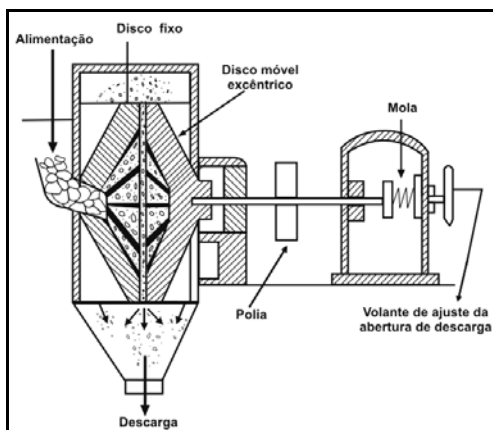


Figura 36 – Moinho de discos.

### Moinho Vibratório

São moinhos para operações contínuas ou em batelada moendo o material em granulometria muito fina e operando a seco ou a úmido. São constituídos de dois tubos sobrepostos. Entre esses encontra-se um peso apoiado excêntricamente e conectado por uma junta universal flexível a um motor de 1.000 a 1.500 rpm. A rotação do excêntrico vibra os tubos produzindo uma oscilação circular de poucos milímetros (Figuras 37 e 38).

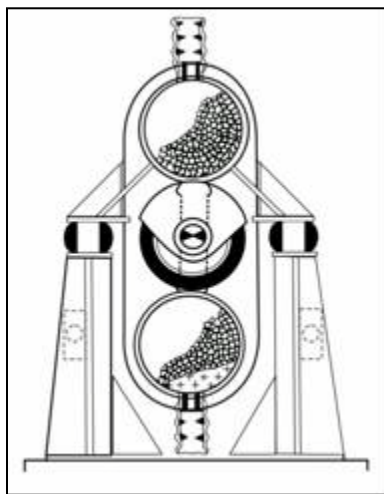


Figura 37 – Moinho vibratório - Corte lateral.

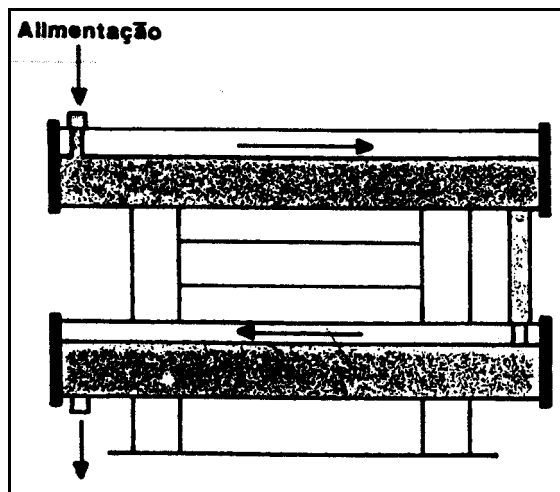


Figura 38 – Moinho vibratório.

Os tubos são 60-70% ocupados com meio moedor, geralmente bolas de aço de 10 a 50 mm. O material que está sendo moído passa longitudinalmente através do cilindro como um fluido, numa hélice de giro (*spin*) complexo, assim levando o meio moedor a fragmentá-lo por atrição. O material é alimentado e descarregado através da junta flexível.

Os moinhos vibratórios são atraentes pelo seu pequeno tamanho e baixo consumo de energia quando comparados a outros moinhos. Esses podem produzir material com área superficial de  $500 \text{ m}^2/\text{g}$ , granulometria fina que não se obtém num moinho de bolas convencional. Constroem-se moinhos vibratórios de até 15 t/h de capacidade, embora unidades de mais de 5 t/h envolvam consideráveis problemas de engenharia. A faixa de tamanho do material processado é em média de 30 mm de alimentação, e menos de  $10 \mu\text{m}$  o produto.

### Moinhos de Rolos de Alta Pressão

Os moinhos de rolos com mesa giratória têm origem nos antigos moinhos de rolos, com mós de pedra, movidos por tração animal e usados para moagem de grãos.

As primeiras tentativas de utilização dos moinhos de rolos de alta pressão, em moagem de minérios, mostraram um desgaste muito elevado na superfície dos rolos. Esta constatação limitou o uso desse equipamento a minérios pouco abrasivos.

O moinho de rolos com mesa giratória foi patenteado, na Alemanha, pelo Sr. Curt Loesche, em 1927. Seu desenvolvimento ocorreu com o surgimento de novos materiais e mecanismos capazes de suportar e transmitir os elevados esforços resultantes de sua operação.

Esse moinho é constituído por uma mesa giratória e sobre esta se localizam os rolos estacionários, no entanto giratórios sobre o seu próprio eixo (Figura 38). A pressão dos rolos sobre a mesa é controlada, hidraulicamente, com sistemas de alívio para permitir o afastamento dos rolos, no caso de corpos estranhos. Nesse, o material cominuído é arrastado verticalmente pelo ar, no sentido das pás do classificador, para o interior da câmara de moagem e através de aberturas anulares externas. O material retido pelo classificador precipita-se sobre a mesa, reiniciando o ciclo de moagem, até atingir a granulometria de corte do classificador.

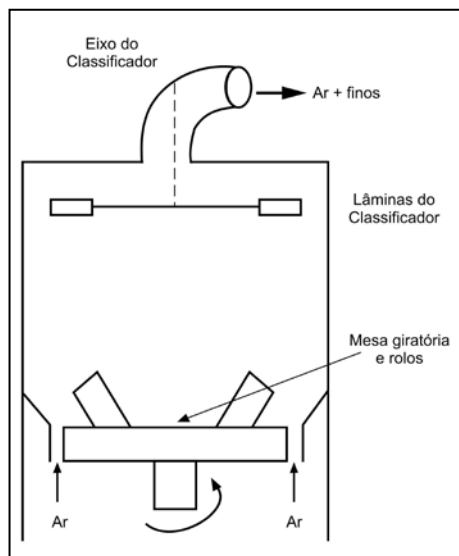


Figura 39 – Esquema de um moinho de rolos com mesa giratória  
(Fonte: PERCI, 2003).

A compressão em camadas de partículas é o mecanismo de fragmentação predominante nos moinhos de rolos com mesa giratória. Com a formação de um leito sobre a mesa, as partículas apoiam-se umas sobre as outras e a força aplicada, nos diferentes pontos das partículas, produz múltiplas fraturas, resultando numa grande produção de finos.

Na indústria cimenteira, a moagem de farinha crua, em moinhos de rolos, se consolidou como uma alternativa à moagem tradicional. No ano de 2002, apenas um fabricante de moinho de rolos registrava o fornecimento de 275 moinhos para a moagem de farinha crua, na indústria cimenteira.

No Brasil, a indústria de cimento Votorantin já opera com 10 moinhos de rolos com mesa giratória, com capacidade de 2.700 t/h de farinha crua.

Os moinhos de rolos com mesa giratória operam com uma alimentação abaixo de 38 mm, obtendo um produto de moagem abaixo de 70  $\mu\text{m}$ .

Os primeiros moinhos de rolos usados para moagem de farinha crua são conhecidos, no mercado, pela sigla de MPS. Algumas vezes essa sigla é usada, indistintamente, para designar todos os tipos de moinhos de rolos com mesa giratória. Esses foram fabricados, inicialmente, pela Pfeifer AG e depois, sob licença dessa, pela F. L. Smith. Esses moinhos têm sido usados para moagem de farinha crua e de carvões minerais. O moinho tipo MPS caracteriza-se por apresentar três rolos esféricos suspensos num quadro, comprimidos contra a superfície da mesa giratória, por meio de tirantes hidráulicos. Esse tipo de moinho trouxe, como vantagem, uma redução no consumo de metais, atribuída, principalmente, à boa acomodação dos rolos esféricos à pista.

O grupo Krupp Polysius deu uma nova solução construtiva ao moinho MPS, utilizando apenas dois conjuntos de rolos esféricos duplos (Figura 40), com mancais independentes, que permitem trabalhar com velocidades periféricas diferentes.

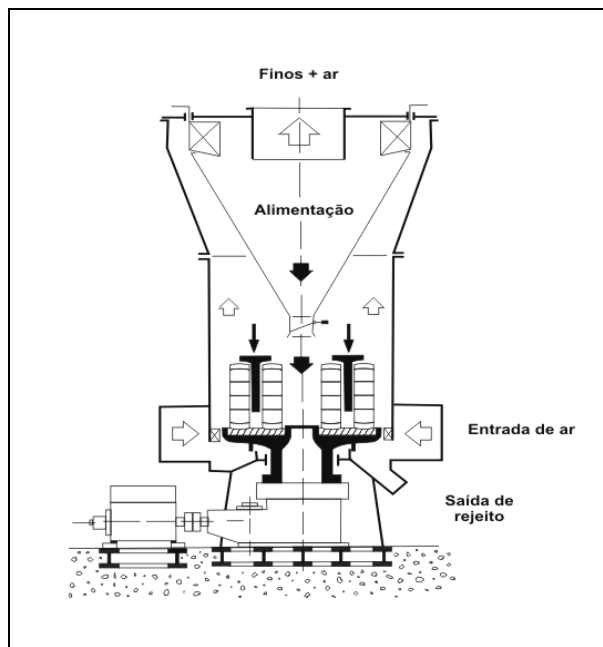


Figura 40 – Diagrama esquemático de um moinho Polysius.

Os moinhos HPGR (high pressure grinding rolls) apresentam, como vantagem, um menor consumo de energia para uma dada relação de redução, quando comparado aos moinhos convencionais de bolas. Por outro lado, uma das dificuldades para convencer a indústria mineral a usar esse tipo de moinho, é a percepção de que o desgaste dos rolos é elevado e, conseqüentemente, os custos operacionais.

Na Figura 41 encontra-se um desenho esquemático de um moinho Krupp Polysius HPGR. Um dos rolos é fixo e o outro é montado em blocos, livre para se movimentar

nas pistas, em ângulo reto ao eixo do rolo. O movimento do rolo é controlado de forma hidráulica, cujas características são determinadas pelo estabelecimento da abertura dos rolos, da pressão inicial nos acumuladores pneumático e a pressão hidráulica inicial do óleo. O gás nitrogênio e o óleo hidráulico são separados por um pistão, no interior dos acumuladores. Dessa forma, o trabalho de abertura dos rolos é diretamente determinado pela natureza do material que está sendo cominuído, bem como a distribuição granulométrica da alimentação.

Considera-se como marco importante nessa área, o desenvolvimento de uma configuração de revestimento dotada de cravos de metal duro que contribuíram para a formação de uma camada de minério que aderiria aos rolos. Face aos resultados satisfatórios obtidos com a aplicação desse tipo de revestimento, em unidades industriais de minério de ferro, resultaram num rápido crescimento do HPGR na produção de *pelet feed* <sup>(19)</sup>.

Os moinhos, denominados HPGR, estão sendo utilizados pela VALE, no Brasil, em São Luiz-MA, na produção de *pellet feed* moído, onde na alimentação do moinho entra um concentrado com uma superfície específica de aproximadamente 1500 cm<sup>2</sup>/g, obtendo-se um produto com 2000 cm<sup>2</sup>/g.

Os avanços alcançados nessa área, em estudos de planta piloto e operações industriais de mineração, levou as empresas a considerar o HPGR, como uma alternativa a ser avaliada em circuitos industriais de cominuição. Hoje, já existem, no mundo, cerca de 500 unidades de HPGR, em operação industrial <sup>(19)</sup>.

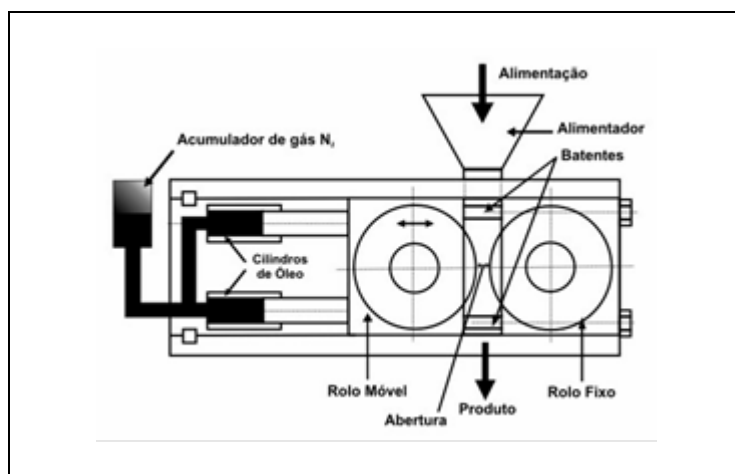


Figura 41 – Diagrama esquemático de um moinho de alta pressão – HPGR (LIM et al., 1996).



## Dimensionamento de Moinhos

O primeiro passo no dimensionamento de um moinho é a determinação da energia necessária para produzir a moagem desejada. Várias fórmulas tem sido utilizadas para este fim, entretanto a equação de Bond é a mais amplamente usada pois nas condições mais comuns de operação essa fornece bons resultados mas, para aplicações que se afastam das usuais, pode ser arriscado dimensionar um moinho pelo método de Bond.

O método de Bond baseia-se na equação por ele desenvolvida e no valor de Índice de Trabalho (WI), cuja metodologia de determinação foi também por ele estabelecida.

A equação é a seguinte:

$$E = 10WI \left[ \frac{1}{\sqrt{P}} \frac{1}{\sqrt{F}} \right] \quad [31]$$

onde:

E = kWh/st;

WI = índice de trabalho;

P = tamanho do produto em  $\mu\text{m}$  no qual 80% passam;

F = tamanho da alimentação em  $\mu\text{m}$  no qual 80% passam.

A energia determinada pela equação [31] é para as seguintes condições específicas:

**Moinho de barras:** a úmido, circuito aberto, num moinho de 2,44 m de diâmetro interno ao revestimento.

**Moinho de bolas:** a úmido, circuito fechado com classificador espiral, num moinho de 2,44 metros de diâmetro interno ao revestimento e carga circulante de 250%.

**Energia calculada:** é a energia requerida no eixo do pinhão do moinho, a qual inclui as perdas nos mancais e nas engrenagens do pinhão. Não inclui as perdas no motor ou em qualquer outro componente, tais como redutor e embreagens.

O tamanho da alimentação usado nos testes de Bond foi 13.200  $\mu\text{m}$  para o moinho de barras e 3.350  $\mu\text{m}$  para o moinho de bolas. Qualquer moagem que fuja destas condições deve ter o valor da energia calculada pela equação de Bond [31] corrigida por fatores de correção.

### *Fatores de Correção*

Quando Bond publicou os dados de suas pesquisas, já considerou alguns fatores de correção que ampliavam o campo de aplicação de seu trabalho. Posteriormente, Rowland estudando a aplicabilidade da Lei de Bond a moinhos industriais, confirmou a necessidade de uso dos fatores de correção indicados por Bond e introduziu outros. Os fatores que são normalmente utilizados atualmente são os relacionados a seguir:

$EF_1$  - moagem a seco: quando a moagem for a seco deve-se usar o valor de  $EF_1 = 1,3$  que exprime o fato que a moagem a seco é 30% menos eficiente.

$EF_2$  - Circuito aberto em moinho de bolas: a moagem de bolas em circuito aberto requer uma energia extra quando comparada ao circuito fechado. Na Tabela 19 encontra-se o fator de ineficiência determinado, relacionando-se a percentagem retida na malha de controle.

Tabela 19 – Fator de ineficiência em circuito aberto.

<b>% Passante na Malha de Controle</b>	<b>50</b>	<b>60</b>	<b>70</b>	<b>80</b>	<b>90</b>	<b>92</b>	<b>95</b>	<b>98</b>
Fator	1,035	1,05	1,10	1,20	1,40	1,46	1,57	1,70

$EF_3$  - Diâmetro do moinho

A Tabela 20 nos fornece os valores de  $EF_3$  para os moinhos mais comuns, enquanto a Tabela 21 os valores de  $EF_5$  para diversos  $P_{80}$ , e Tabela 22 o valor de  $EF_8$ .

Esse fator só pode ser calculado após a escolha prévia do moinho.

Tabela 20 – Fator de eficiência do diâmetro do moinho.

Diâmetro do Moinho (m)		EF <sub>3</sub>
Interno Carcaça	Interno Revestimento	
0,914	0,79	1,25
1,00	0,88	1,23
1,22	1,10	1,17
1,52	1,40	1,12
1,83	1,79	1,075
2,00	1,82	1,060
2,13	1,98	1,042
2,44	2,29	1,014
2,59	2,44	1,000
2,74	2,59	0,992
2,90	2,74	0,977
3,00	2,85	0,970
3,05	2,90	0,966
3,02	3,05	0,956
3,35	3,20	0,948
3,51	3,35	0,939
3,66	3,51	0,931
3,81	3,66	0,923
3,96	3,81	0,914
4,00	3,85	0,914

EF<sub>4</sub> - Fator de alimentação com tamanho excessivo:

$$EF_4 = \frac{R_r + (WI - 7) \left( \frac{F - Fo}{Fo} \right)}{R_r} \quad [32]$$

R<sub>r</sub> = razão de redução =  $\frac{F}{P}$

Fo = tamanho ótimo da alimentação

para moinho de barra: Fo = 16.000  $\sqrt{\frac{13}{WI}}$

para moinhos de bolas: Fo = 4.000  $\sqrt{\frac{13}{WI}}$

EF<sub>5</sub> - Fator de finura

Tabela 21 – Valores de  $EF_5$  para diversos  $P_{80}$ .

<b><math>P_{80}</math> (<math>\mu\text{m}</math>)</b>	62,4	53,6	45,7	40,7	37,6	36,3	28,2	18,0	12,0
<b><math>EF_5</math></b>	1,018	1,040	1,070	1,094	1,113	1,121	1,192	1,373	1,623

Quando os seus valores não se enquadram nessa tabela, use a fórmula:

$$EF_5 = \frac{P + 10,3}{1,145P} \quad [33]$$

$EF_6$  - Relação de redução no moinho de barras

Este fator deve ser aplicado a moinho de barra, em circuito aberto, sempre que a relação de redução estiver fora do intervalo  $R_{R0} - 2 < R_R < R_{R0} + 2$ , sendo  $R_{R0}$  a relação ótima de redução definida como:  $R_{R0} = 8 + \frac{5L}{D}$

Sendo L o comprimento das barras e D o diâmetro do moinho interno ao revestimento.

Tem-se então:

$$EF_6 = 1 + \frac{(R_R - R_{R0})^2}{150} \quad [34]$$

$EF_7$  - Relação de redução no moinho de bolas

A equação é:

$$EF_7 = \frac{R_R - 1,22}{R_R - 1,35} \quad [35]$$

Esta equação só deve ser usada quando a relação de redução no moinho de bolas for menor que 6.

$EF_8$  - Fator de eficiência para moinho de barra

a) Para moinhos de barras único

$a_1$  – circuito aberto  $EF_8 = 1,4$

$a_2$  – circuito fechado  $EF_8 = 1,2$

b) Moinho de barras em circuito barra/bolas

$b_1$  – circuito fechado  $EF_8 = 1,2$

$b_2$  – circuito fechado  $EF_8 = 1$

Tabela 22 – Valores de  $EF_8$ .

$EF_8$		
1,4	Preparação em circuito aberto	Circuito só com moinho de barras
1,2	Preparação em circuito fechado	
1,2	Preparação em circuito aberto	Circuito moinho barras/bolas
1,0	Preparação em circuito fechado	

### Exemplo de Dimensionamento de Moinho

Calcular o moinho de barras necessário para moer, a úmido, 500 t/h em circuito fechado, um minério de  $WI = 13,2$  e cujo  $F = 18.000 \mu\text{m}$  e  $P = 1.200 \mu\text{m}$ . Sabe-se que a alimentação do moinho será preparado em britadores com circuito fechado.

Cálculo da Energia:

$$E = \frac{10Wi}{\sqrt{P}} - \frac{10Wi}{\sqrt{F}} = \frac{10 \times 13,2}{\sqrt{1.200}} - \frac{10 \times 13,2}{\sqrt{18.000}} = 2,83 \text{ kWh/st}$$

Fatores:

$EF_1$  não se aplica (moagem à úmido)

$EF_2$  não se aplica (moinho de barras)

$EF_3$  só se determina após a escolha preliminar do moinho

$$EF_4 \rightarrow R_r = \frac{18.000}{1.200} = 15,0$$

$$F_0 = 16.000 \sqrt{\frac{13}{13,2}} = 15.878$$

$$EF_4 = \frac{15,0 + [13,2 - 7][18.000 - 15.878]}{15,0}$$

$$EF_4 = 1,06$$

$EF_5$  não se aplica (moagem fina)

$EF_6$  só se determina após a escolha preliminar do moinho

$EF_7$  não se aplica (baixa razão de redução)

$$EF_8 = 1,2$$

*Cálculo do Moinho*

Conversão a toneladas métricas: 1,102

Conversão HP: 1,341

$E = 2,83 \times 1,102 \times 1,341 = 4,43$  HP h/t e para 500 t/h, tem-se

$E = 500 \times 4,43 = 2.215$  HP

Multiplicando pelos fatores  $EF_4$  e  $EF_8$  obteremos o valor:

$2.215 \times 1,06 \times 1,2 = 2.817$  HP de potência

Consultando a tabela do fabricante (Tabela 23), vemos que se deve usar dois moinhos de 1409 HP. Escolheu-se um de 13 pés de diâmetro por 19 pés de comprimento que com uma taxa de enchimento de 40% terá 1356 HP. Experimenta-se a eficiência deste diâmetro calculando-se o  $EF_3$ .

Pela Tabela 20, do fator de  $EF_3$  sabe-se que este valor será  $EF_3 = 0,914$ .

Multiplicando-se a potência necessária (1409 HP) por este fator conclui-se que este moinho é muito grande, pois obteríamos:

$1409 \text{ HP} \times 0,914 = 1.288$  HP;

e o moinho nos fornecerá 1.356 HP.

Escolhemos um modelo menor na Tabela 23 de 12 pés de diâmetro e 18 pés de comprimento que, com a taxa de enchimento de 40%, terá 1.173 HP.

O fator  $EF_3$  é determinado pela Tabela 20 como sendo 0,931. A potência será de:  $1.409 \times 0,931 = 1.311,8$  HP = 1.312 HP.

Como a potência do moinho escolhido é baixa (1.173 HP), pode-se aumentar o comprimento do moinho e a potência proporcionalmente.

$$L = \frac{1.312}{1.173} \times 5,49 = 6,14 \text{ m}$$

O comprimento do moinho é de 5,49 m e 6,14 m será o comprimento que deverão ter os moinhos com a potência individual de 1.173 HP.

Se o moinho de barras for trabalhar em circuito com o moinho de bolas teremos um  $EF_8 = 1$  e portanto esta escolha estará certa pois a energia necessária será:

$2.215 \times 1,06 \times 1 = 2.348$  HP;

e com dois moinhos de 1.174 HP tem-se a energia necessária de instalação.

Tabela 23 – Tipos de moinhos de barras industriais.

Diâmetro		Comprimento		L/D	Velocidade		Peso da Carga de Barras (t)			Potencial do Moinho (HP)		
m	ft	m	ft		RPM	%Vc	% da Carga em Volume			% da Carga em Volume		
							35	40	45	35	40	45
0,91	3,0	1,22	4	1,40	36,1	74,5	1,0	1,13	1,27	7	8	8
1,22	4,0	1,83	6	1,57	30,6	74,7	2,25	2,58	2,9	23	25	26
1,52	5,0	2,44	8	1,67	25,7	71,2	6,91	7,95	8,89	57	61	64
1,83	6,0	3,05	10	1,73	23,1	70,7	13,1	15,0	16,8	114	122	128
2,13	7,0	3,35	11	1,62	21,0	69,9	20,0	22,8	25,6	181	194	204
2,44	8,0	3,66	12	1,53	19,4	69,3	29,0	33,2	37,4	275	295	310
2,59	8,5	3,66	12	1,44	18,7	69,0	33,0	37,7	42,5	318	341	359
2,74	9,0	3,66	12	1,38	17,9	67,5	36,0	41,1	45,5	344	369	388
2,89	9,5	3,96	13	1,41	17,4	67,6	42,7	48,8	54,9	416	446	470
3,05	10,0	4,27	14	1,44	16,8	67,0	51,5	59,0	63,8	507	544	572
3,20	10,5	4,57	15	1,47	16,2	66,4	61,4	70,1	78,9	609	653	687
3,35	11,0	4,88	16	1,50	15,9	66,08	72,5	82,8	93,5	735	788	829
3,51	11,5	4,88	16	1,43	15,5	66,6	79,7	90,7	103	819	878	924
3,66	12,0	4,88	16	1,37	15,1	66,4	82,7	99,8	112	906	972	1023
3,81	12,5	5,49	18	1,48	14,7	66,0	104	119	134	1093	1173	1234
3,96	13,0	5,79	19	1,50	14,3	65,6	120	137	154	1264	1356	1426
4,12	13,5	5,79	19	1,44	14,0	65,5	130	148	166	1385	1486	1562
4,27	14,0	6,10	20	1,46	13,6	64,9	147	169	190	1580	1695	1783
4,42	14,5	6,10	20	1,41	13,3	64,6	159	181	204	1715	1840	1935
4,57	15,0	6,10	20	1,36	13,0	64,3	171	194	219	1853	1988	2091

## BIBLIOGRAFIA

- 1) GAUDIN, A.M. Principles of Minerals Dressing p. 70-123, N.Y. Mc Graw-Hill Book Company, 1945.
- 2) TAGGART, A. Elements of Ore Dressing. p. 388-433. N.Y.J. Wiley and Sons Inc., 1951.
- 3) TAGGART, A. (ed). Handbook of Mineral Dressing. Sec. 6,6. N.Y.J. Wiley and Sons Inc., 1945.
- 4) ARBITER, N. (ed). Milling methods in the Americas. New York: Gordon and Breach, 1964.
- 5) PRYOR, E. J. Mineral Processing, Ch. 5. London Applied Publishers Ltda, 1965.
- 6) BLAZY, P. La valorisation des mineraux. pg. 21-58, Presses Universitaires de France, 1970.
- 7) CONCHA, F. Fundamentos de las Operaciones Mecanicas. Cap. 3. Universidad de Concepción, 1971.
- 8) MULAR, A.; BULL, W. R. Mineral process, their analysis optimization and control. Ch. 4. Queen's University, Ontario, Canada, 1971.
- 9) BOND, F.C. "Crushing and Grinding Calculations Reprints from British Chemical Engineering" Allis Chalmers Publication, 1971.

- 10) MULAR, A.; BJAPPY, r. (ed). Mineral Processing Plant Design. Soc. Min. Eng. AIME, 1984.
- 11) WILLS, B.A. Mineral Processing Technology, p. 151-187 e 253-308, London, 4ª Edição, Pergamon Press, 1988.
- 12) AUSTIN, L. G.; KLIMPEL, R.R. e LUCKIE, P.T. Process Engineering of Size Reduction. N.Y. Soc. Min. Eng. AIME, 1984.
- 13) TARJAN, G. Mineral Processing: Fundamentals, Comminution, Sizing and Classification. Budapest Akademia Kudö, 1981.
- 14) BERALDO, J.L. Moagem de Minérios em Moinhos Tubulares. Editora Edgard Blücher Ltda, 1987.
- 15) ROWLAND, C.A. "Grinding calculations related to the application of large rod and ball mills". Allis Chalmers Publication, 1986.
- 16) PERCI, R. D. Descrição de uma operação industrial de moagem de farinha crua, para produção de clínquer, em moinho de rolos com mesa giratória. Dissertação de mestrado pela Escola Politécnica da Universidade de S. Paulo, São Paulo, 2003.
- 17) LIM, W. I. L.; CAMPBELL, J. J; TONDO, L. A. The effect of rolls and rolls surface pattern on high pressure grinding rolls performance. Minerals Engineering, vol. 10, nº 4, p.401-419, 1997.
- 18) Manual de Britagem da Metso Minerals, 6ª Edição, 2005.
- 19) DELBONI JR, H. Cominuição. In: Tendências Tecnológicas Brasil 2015-Geociência e Tecnologia Mineral, CETEM/MCT, p.103-131, 2007.