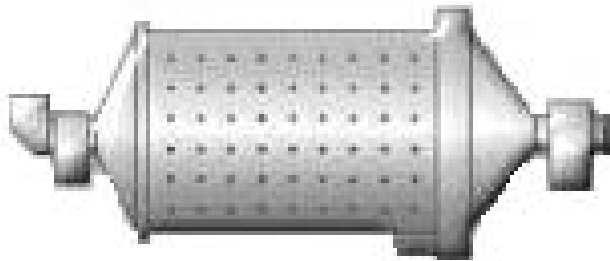


# ENGENHARIA DA COMINUIÇÃO E MOAGEM EM MOINHOS TUBULARES



Por  
**ALEXIS P. YOVANOVIC**

Engenheiro Civil Químico, U. del Norte, Chile, 1973  
Autor do **Modelo Operacional** e Consultor Especialista em  
Otimização e Controle de Processos Minerais, B. Horizonte/MG, Brasil



# PRÓLOGO

## A Evolução da Tecnologia Mineral e os Mitos Tecnológicos

*El desarrollo técnico de cualquier operación unitaria puede dividirse en tres vertientes principales: la tecnología (fabricantes y empresas de ingeniería), la práctica (operadores) y la teoría (universidades y centros de investigación). En el área de tratamiento de minerales ellas son muy poco integradas entre sí. El gran vacío existente entre los fundamentos teóricos y la práctica industrial de estas operaciones ha sido llenado durante casi 100 años por la utilización de diversos “mitos tecnológicos” o paradigmas, suministrados por fabricantes de equipos, hoy agrupados en grandes bloques multinacionales de donde orientan el desarrollo tecnológico de estas operaciones a favor de sus propias conveniencias o estrategias de penetración de mercado, principalmente en aquellos países que carecen de cultura tecnológica nacional, o regional, como son los países latinoamericanos. Esos mitos corresponden a determinadas fórmulas empíricas, tablas indicadas en los catálogos de los fabricantes de equipos y “criterios de proyecto” tradicionalmente utilizados en la industria mineral, que se han constituido en paradigmas sin contestación y que han inhibido el desarrollo de nuevos abordajes científicos.*

Pode-se separar em três vertentes principais o desenvolvimento técnico de qualquer operação unitária: a tecnologia (fabricantes e empresas de engenharia), a prática (operadores) e a teoria (universidades e centros de pesquisa). Na área de tratamento de minérios, elas são muito pouco integradas. O grande vazio existente entre os fundamentos teóricos e a prática industrial destas operações tem sido preenchido durante quase 100 anos pela utilização de diversos “mitos tecnológicos” ou paradigmas, fornecidos por fabricantes de equipamentos hoje agrupados em grandes blocos multinacionais de onde orientam o desenvolvimento tecnológico dessas operações em favor de suas próprias conveniências ou estratégias de penetração de mercado, principalmente naqueles países carentes de cultura tecnológica nacional, ou regional, como são os países latino-americanos. Esses mitos correspondem a determinadas fórmulas empíricas, tabelas indicadas nos manuais dos fabricantes de equipamentos e “critérios de projeto” tradicionalmente utilizados na indústria mineral, que se têm constituído em paradigmas sem contestação e que têm inibido o desenvolvimento de novas abordagens científicas.

A tecnologia deve ser analisada de forma política e econômica, associada ao mercado e às prioridades nacionais ou regionais. Até a década de 90, ainda existiam casos de avaliação de sistemas de cominuição onde a decisão de tecnologia era uma resultante da “cultura tecnológica” do país fornecedor destes sistemas; num mesmo projeto, consultores norte-americanos sugerem o sistema convencional (britagem e moagem em moinho de bolas); consultores suecos recomendam sistemas autógenos de pebbles; e consultores canadenses (os mais influentes no mercado latino-americano) concluem sistematicamente que a moagem semi-autógena é melhor. Cultura tecnológica nacional é o que Inglaterra fez ao mudar de lado o volante dos carros e o sentido do trânsito, garantindo a produção das suas indústrias e o mercado de venda dentro dos territórios sob a sua influência.

O século XXI começa com a formação de um único grupo mundial fabricante de sistemas de cominuição, e os novos projetos são totalmente dirigidos para sistemas Autógenos ou Semi-Autógenos, onde a aplicação destas tecnologias se manifesta principalmente na fabricação de equipamentos de grande diâmetro e alta potência, inibindo a indústria local e justificando a globalização das fábricas. O livro apresenta novos conceitos sobre a cominuição e ajuda a destruir diversos paradigmas que historicamente têm acompanhado estas operações.

## A Desmistificação da Tecnologia Mineral Permitiria:

- **Fortalecer a indústria nacional** e melhorar suas condições de competitividade, possibilitando irradiar efeitos secundários a toda sociedade, ficando menos dependente do exterior; valorizar os produtos nacionais ou regionais e padronizar a produção de suprimentos (as tecnologias importadas podem conduzir a uma dependência do país fornecedor durante toda a vida do projeto); reduzir custos de engenharia e de desenvolvimento de pesquisas; favorecer a normalização e a qualidade dos produtos. O **Modelo Operacional** define uma nova alternativa: a **Cominuição Convencional Otimizada**, que será amplamente desenvolvida ao longo do texto, e junto com a definição destes circuitos, conclama à comunidade científica e tecnológica para viabilizá-la. Gostaríamos de colaborar com a indústria nacional para desenvolver e oferecer esta opção contra o sistema padrão do fabricante global.
- **Promover uma integração** entre as empresas produtoras, governo, fabricantes locais de equipamentos, laboratórios de pesquisa, universidades e empresas de engenharia, criando um suporte amplo à cultura tecnológica nacional, possibilitando: uma redução geral de custos; a formação profissional integrada com as usinas; uma mudança de atitude nos engenheiros do setor e a desmistificação da tecnologia mineral.
- **O Mercosul** poderia constituir um excelente espaço para discutir e implantar a nova cultura tecnológica, do modo como os países escandinavos fizeram, há muito tempo.

## O Desafio do Desenvolvimento Tecnológico

Informações coletadas por **Fuerstenau D.W.** (1988) são resumidas na **Tabela 01**, e mostram como as “novas tecnologias” têm contribuído para que grandes usinas, com grandes e modernos equipamentos, consumam mais água e energia que as antigas usinas convencionais.

**Tabela 01** – Usinas de Moagem e de Flotação, EEUU

Ano	Nº Usinas	Capacidade, 10 <sup>6</sup> t	Água, m <sup>3</sup> /t	Energia, kWh/t
1960	202	179,9	4,67	17,8
1970	240	367,7	5,02	16,15
<b>1985</b>	<b>179</b>	<b>383,5</b>	<b>9,35</b>	<b>20,23</b>

Na opinião do Autor deste livro, a forte elevação dos custos operacionais de energia elétrica deve-se, em grande parte, à forte penetração comercial dos sistemas semi-autógenos de moagem, comprovadamente mais dispendiosos e ineficientes que os equipamentos convencionais e, também, ao alto nível de enchimento de corpos moedores observado nos moinhos convencionais. O elevado consumo de água deriva do excesso de diluição em polpas e do uso de circuitos fechados de moagem, onde o overflow dos hidrociclones fica extremamente diluído quando aumenta a carga circulante do moinho. Esses e outros paradigmas devem ser enfrentados por laboratórios de pesquisa, universidades, empresas de consultoria e, principalmente, pelas próprias empresas de mineração, as quais precisam questionar as suas operações e abrir espaço para a aplicação de novas idéias, objetivando desmistificar a tecnologia mineral. Dentro dessa filosofia, foi desenvolvido o **Modelo Operacional**.

ALEXIS P. YOVANOVIC  
Belo Horizonte/MG, Brasil  
Novembro 2004

## INDICE

	<u>Página</u>
<b>INTRODUÇÃO</b>	7
<b>PRIMEIRA PARTE: MECANISMOS MACROSCÓPICOS</b>	
<b>1. SISTEMA FENOMENOLÓGICO DA COMINUIÇÃO</b>	
1.1.- Transferência Macromolecular de Massa	15
1.2.- O Estado da Arte	34
1.3.- Fase Rocha: Cominuição	43
1.4.- Fase Polpa: Classificação Interna	56
1.5.- Contato entre as Fases	60
1.6.- Classificação Externa	69
1.7.- Modelo Operacional de Moagem	74
<b>2. SELETIVIDADE</b>	
2.1.- Seletividade na Cominuição	83
2.2.- Britagem Seletiva	89
2.3.- Moagem Seletiva	91
2.4.- Estudo Reológico da Polpa	98
2.5.- Modificações na Seletividade	105
2.6.- Sistema Moagem/Flotação	108
2.7.- A Seletividade e as Cargas Circulantes	118
<b>3. APLICAÇÃO DE ENERGIA</b>	
3.1.- Sistema Energético da Cominuição	121
3.2.- Modelo Energético	126
3.3.- Aplicação Eletromecânica da Energia	134
3.4.- Dimensionamento e Scale-Up	144
3.5.- Otimização da Aplicação de Energia	152
<b>4. CINÉTICA DE COMINUIÇÃO</b>	
4.1.- Sistema Cinético e Mecanismos	159
4.2.- Mecanismo Cinético da Moagem	166
4.3.- Operações Descontínuas	174
4.4.- Operações Contínuas	188
4.5.- Modelos Cinéticos de Cominuição	192
4.6.- Aplicação dos Modelos Cinéticos	207
<b>SEGUNDA PARTE: PESQUISA E PROJETOS DE COMINUIÇÃO</b>	
<b>5. PROCEDIMENTOS EXPERIMENTAIS</b>	
5.1.- Testes de Laboratório	213
5.2.- Modelos Energéticos	222
5.3.- Modelos Cinéticos	231
5.4.- Modelo Operacional	237
5.5.- Caracterização de Minérios	246

<b>6. OPERAÇÕES CONVENCIONAIS DE COMINUIÇÃO</b>	
6.1.- Heterogeneidade e Pré-concentração de Minérios	259
6.2.- Britagem	262
6.3.- Moagem	266
6.4.- Estado Estacionário e Equações de Continuidade	275
6.5.- Operação com Hidrociclones	279
6.6.- Liberação e Remoagem para Flotação	293
6.7.- Critérios de Dimensionamento e Otimização	298
<b>7. MOAGEM AUTÓGENA E SEMI-AUTÓGENA</b>	
7.1.- Introdução	307
7.2.- Mecanismos Fundamentais e Definições	309
7.3.- 1908-1980: A Evolução Tecnológica	323
7.4.- A Evolução Tecnológica dos Países Escandinavos	332
7.5.- Primeiros Projetos Industriais nos EEUU e Canadá	346
7.6.- Os Anos 80-90 e o Método do Net Power	359
7.7.- Século XXI – A Imposição Global da Tecnologia	374
<b>Referências Bibliográficas</b>	381
<b>Glossário Português – Español</b>	395

## INTRODUÇÃO

*Como acontece con muchas operaciones de beneficio de minerales, ingenieros químicos consideran que la conminución (operaciones de chancado y de molienda) es una técnica puramente mecánica de reducción de tamaño de partículas minerales, fuera de su área de actuación. Ingenieros de minas, paradójicamente, utilizan abordajes de la ingeniería química para tentar interpretar y también simular el proceso en analogía con las reacciones químicas y reactores (constantes cinéticas, distribución de tiempo de residencia – RTD, etc.) o con complejas ecuaciones de modelos físicos derivados de los fenómenos de transporte, que pretenden simular virtualmente el flujo dinámico de masa a lo largo del proceso, pero sin indicar la forma óptima de ejecutar esta operación.*

Como acontece com muitas operações de beneficiamento mineral, engenheiros químicos consideram que a cominuição (operações de britagem e de moagem) é uma técnica puramente mecânica de redução de tamanho de partículas minerais, fora da sua área de atuação. Engenheiros de minas, paradoxalmente, utilizam abordagens da engenharia química para tentar interpretar e até simular o processo em analogia com as reações químicas e reatores (constantes cinéticas, distribuição de tempo de residência - RTD, etc.) ou com complexas equações de modelos físicos derivados dos fenômenos de transporte, que pretendem simular virtualmente o fluxo dinâmico de massa ao longo do processo, mas sem indicar a forma ótima de executar esta operação.

Enquanto isso, matemáticos participam com técnicas de estatística avançada e programação linear, gerando algoritmos de filtragem que fazem com que qualquer modelo acabe se adaptando à realidade, qualquer que seja esta realidade, seja estimando valores desconhecidos ou difíceis de medir ou mudando dados chamados errados ou “sujos” porque não se ajustam ao modelo utilizado. Versões chamadas de estendidas ou adaptativas desse “filtro matemático” permitem que os próprios parâmetros do modelo original de simulação sejam constantemente modificados, levando em consideração as recentes “experiências” adquiridas pelo processo, a cada instante, como se fosse um avançado sistema de ajuste de curvas. Com tudo isto, a operação ótima do processo ainda permanece desconhecida. Engenheiros mecânicos têm muitas coisas a dizer sobre a distribuição hidráulica de massa nos produtos de muitas operações da área mineral, como a hidrociclonação que fecha alguns circuitos de moagem (underflow/overflow); o transporte de polpa dentro do moinho, em fluxo viscoso, e a hidrodinâmica nos equipamentos. Engenheiros eletrônicos criam, comercializam, instalam e operam complexos sistemas de controle, chamados de “especialistas”. Diversas regras fornecidas pelos próprios operadores, ou mediante operadores eletrônicos que utilizam a boa memória dos seus sistemas neurais para aprender as rotinas de operação, dão base ao controle automático das usinas, mas sem proporcionar a orientação básica que a usina precisa em termos de otimização. Reconhecendo a condição de “arte” dos processos minerais foi introduzida a lógica nebulosa ou difusa para considerar as apreciações qualitativas do operador, do tipo: “o moinho está barulhento” ou “hoje tem alto refugo de partículas pelo trommel”.

O engenheiro de processos está perdendo o seu espaço dentro das usinas; por isso e por outras razões é urgente a tarefa de estabelecer uma nova e particular base científica para as operações unitárias da área de beneficiamento mineral. Fábricas locais de equipamentos padronizados, e usinas enxutas, de baixo investimento e custo operacional, requerem também uma interpretação macroscópica simples, porém clara, dos processos de beneficiamento, em geral, e particularmente do processo de moagem, de longe a operação mais cara em investimentos e custo operacional das usinas de beneficiamento mineral.

## A Ciência Mineral

*De modo diferente de lo que ocurre en las operaciones unitarias estudiadas en el campo de la Ingeniería Química, las cuales se basan en los fenómenos de transporte de: **cantidad de movimiento, energía y masa**, el área de procesamiento de minerales presenta diversas dificultades que no han permitido la descripción fenomenológica de los mecanismos básicos de ocurrencia de esos procesos y, como consecuencia, han limitado el estudio de modelos de simulación y han dificultado, incluso, la obtención de correlaciones simples entre estudios hechos en laboratorio y la operación continua industrial.*

Diferentemente do que acontece nas operações unitárias estudadas no campo da Engenharia Química, as quais estão baseadas nos fenômenos de transporte de **quantidade de movimento, energia e massa**, a área de processamento de minérios apresenta diversas dificuldades que não têm permitido a descrição fenomenológica dos mecanismos básicos de ocorrência desses processos e, como consequência, têm limitado o estudo de modelos de simulação e têm dificultado, inclusive, a obtenção de correlações simples entre estudos feitos em laboratório e a operação contínua industrial.

Os processos de transferência de massa observados na indústria química são moleculares e tendem naturalmente ao equilíbrio, permitindo assumir condições de continuidade baseadas no conhecimento do gradiente de transporte em qualquer corte transversal ao fluxo, ou fluxos, geralmente em fases homogêneas. Desse modo, a sua modelagem, baseada no gradiente de transporte e comportamento cinético se aproxima perfeitamente da realidade industrial, quase independente de relações de escala.

Na área mineral os mecanismos de ocorrência são bastante complexos; o próprio minério é muito variável, justamente naquelas propriedades que afetam diretamente o fenômeno na forma de distúrbios de entrada (dureza, grau de liberação, etc.), o qual acontece normalmente em fases muito pouco homogêneas (rocha, polpa) e por tanto de difícil representação em simulações matemáticas. No caso da operação de moagem, por exemplo, o fenômeno de **cominuição** resulta da mistura de três componentes principais: o impacto, a atrição e a abrasão. Cada componente apresenta diferente eficiência no seu aproveitamento energético sobre o minério, cuja ação é executada por diversos tipos de corpos moedores (bolas de ferro, de aço ou de porcelana, barras de ferro, “pebbles” do próprio minério, etc.) que depende também da viscosidade do meio em que atuam e de outras inúmeras variáveis.

Desse modo, as operações de redução de tamanho, de separação e de transporte macromolecular precisam de uma nova concepção teórica, como ilustrado na **Figura I.1**.

## Fenômenos de Tratamento de Minérios

O **Modelo Operacional** propõe uma nova concepção macro-fenomenológica para o estudo das operações unitárias de tratamento de minérios, isto é, estabelece novas bases teóricas para os **fenômenos de ocorrência** dessas operações: **Cominuição** (moagem, britagem), **Separação com Concentração** (gravimetria, separação magnética, hidrociclonação, flotação, etc.) e fenômenos auxiliares inerentes ao **Transporte Macromolecular** em meio viscoso (leis da hidráulica, viscosidade, etc.) como ilustrado na **Figura I.2**.



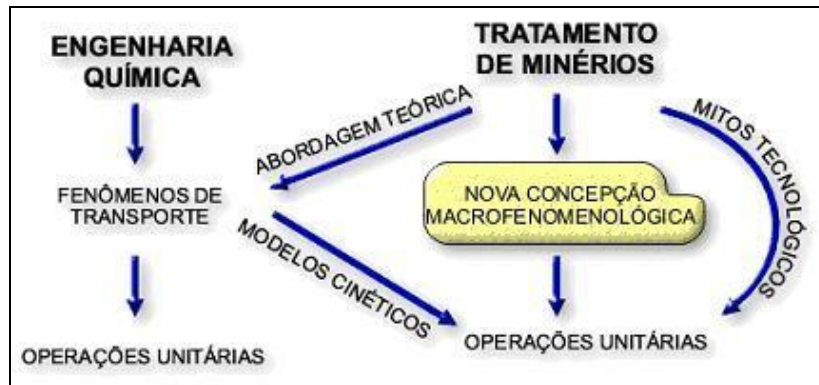


Figura I.1 – A Nova Abordagem da Ciência Mineral



Figura I.2 – Fenômenos de Tratamento de Minérios

Nesta nova abordagem, o **Modelo Operacional** introduz novos conceitos na área mineral:

1. **Fenômeno Real**

A **Moagem** leva em conta, além do fenômeno natural de cominuição, os sub-processos de classificação hidráulica e de transporte macromolecular em meio viscoso, incorporando as atuações do operador nas rotinas de simulação.

2. **Transferência Macromolecular de Massa**

A transferência de massa, como fenômeno de transporte, é interpretada de maneira macromolecular, onde a liberação dos grãos da solução rochosa (mediante a aplicação de energia) é observada em analogia com as operações diretas de destilação fracionada, utilizadas na engenharia química. O Modelo estabelece a Curva de Liberação (em função da aplicação de energia) e o Fator de Separação do processo.

3. **Equações de Continuidade**

A descrição do processo no estado estacionário é feita a partir de equações de continuidade, acompanhando o fluxo principal do processo e abrindo as tradicionais “caixas pretas” que escondem circuitos fechados ou operações em etapas.

4. **Conceito “Operacional” do Modelo**

As rotinas de cálculo orientam as **atuações operacionais** dentro da usina para levar o processo até condições próximas do evento natural que ocorreria na hipótese de tratar-se de um processo químico molecular.

Em resumo, O **Modelo Operacional** consiste num novo fundamento científico para interpretar as operações de beneficiamento de minérios. O modelo é **macrofenomenológico**, porque define novos mecanismos mensuráveis para descrever os fenômenos envolvidos; **operacional**, porque incorpora a atuação do operador dentro das equações que descrevem os processos; e **otimizante**, porque ele determina as condições ótimas de operação e permite que o operador (ou o sistema de controle automático) induza o processo até o ponto ótimo.

### Leis Matemáticas e Aplicações do Modelo

- **Primeira Lei:** Define o fenômeno fundamental, ou propriedade macrofenomenológica e o seu scale-up para a operação contínua industrial. É o caso do **Índice de Cominuição (IC)** no processo de moagem.  
**Aplicações:** Avaliação de estudos em laboratório e/ou usina piloto; rotinas de “scale-up”; dimensionamento dos equipamentos; maior confiabilidade do projeto.
- **Segunda Lei:** Expressão matemática que descreve o processo em estado estacionário, chamada de **Equação de Continuidade**.  
**Aplicações:** Avaliação geral / diagnóstico da usina; controle preciso dos operadores sobre a usina; identificação de problemas operacionais; avaliação de sub-processos dentro de processos compostos (como os ciclones dentro do circuito fechado).
- **Terceira Lei:** Equação matemática que expressa a condição ótima para o processo, Chamada de **Equação de Otimização**.  
**Aplicações:** Sugestões de otimização; alterações no layout; programas para otimização de processos (software); máxima capacidade e/ou mínimo custo de operação; melhores resultados metalúrgicos; sistemas especialistas de controle; estabilidade operacional.

A **Figura I.3** ilustra a estrutura do modelo.



**Figura I.3** – A Estrutura do Modelo Operacional

A cominuição é interpretada como um processo de transferência macromolecular de massa (grãos), entre as fases rocha e polpa. O modelo propõe uma analogia com a operação química, direta, de transferência de massa por *destilação fracionada*, onde os grãos das substâncias do nosso interesse são extraídos da solução sólida (a rocha) para um maior estado de liberação em meio fluidizado (polpa), mediante a aplicação de energia (impacto, atrição e abrasão). Esta cominuição, ao ser aplicada a rochas com componentes heterogêneos, como acontece na maioria das vezes, produz um certo grau de separação e de concentração dos grãos (teor individual dos grãos, pela sua maior liberação) que permite uma certa seletividade dentro do próprio processo de moagem e facilita a sua posterior separação mássica com concentração através de outras operações unitárias (como a separação magnética e a flotação).

Estabelecendo a **Curva de Liberação** (em função da aplicação de energia) é possível obter balanços macroscópicos associados aos resultados metalúrgicos, de acordo com o **Ponto de Operação** requerido pelo processo ou definido durante o projeto de uma usina. O sistema de **Aplicação de Energia** pode ser otimizado, aproveitando a seletividade do fenômeno e utilizando práticas convenientes de operação que permitam que o material receba o máximo possível da energia total aplicada ao equipamento.

O **Modelo Operacional** introduz o **Índice de Cominuição** nas operações de moagem, como uma nova propriedade macrofenomenológica que permite enlaçar o fenômeno natural de cominuição com as características do equipamento, da operação, e da aplicação de energia ao moinho, permitindo o dimensionamento otimizado, o controle e a otimização das operações industriais. Os parâmetros de projeto podem ser determinados a partir do laboratório. Essa nova interpretação teórica, acompanhada de exemplos e figuras explicativas, poderá ser de muita utilidade para os pesquisadores da área mineral, proporcionando uma base de avaliação fortemente ligada à operação industrial. Os engenheiros de processo e operadores poderão contar com uma boa ferramenta de avaliação, otimização e controle das suas operações de moagem e de cominuição em geral.

Estudantes de engenharia, utilizando os conceitos aqui expostos, poderão interpretar de uma outra forma as operações mecânicas de cominuição, como já foi publicado para as operações de separação com concentração (separação magnética, flotação, gravimetria, etc.). A disciplina "Fenômenos de Transporte Macromolecular de Massa", poderá vir a ser um novo apoio para os profissionais da área química e mineral, particularmente para estes últimos, nessa constante procura do seu particular espaço científico/teórico nas ciências da engenharia.

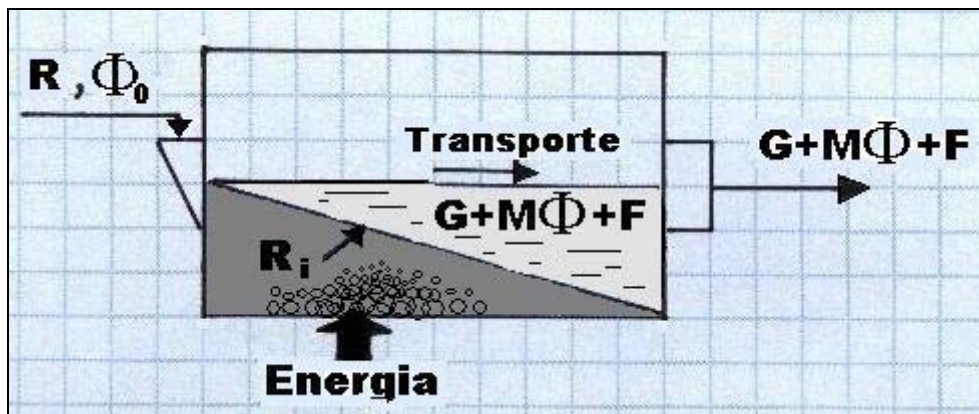
Os objetivos principais deste livro são:

- Organizar o sistema fenomenológico da cominuição na ótica da engenharia de processos, numa seqüência que permita sua apresentação e ensino acadêmico.
- Introduzir uma nova interpretação teórica do fenômeno de cominuição, em apoio à ciência mineral, dentro de um original contexto macrofenomenológico criado para as operações de beneficiamento, em geral, baseado na transferência macromolecular de massa.
- Separar, na teoria e na prática das operações industriais de moagem, os sub-mecanismos de cominuição e de classificação interna, e os sub-processos de classificação externa e de transporte de polpa em estado estacionário.
- Colaborar na criação de uma nova matéria curricular para estudantes de engenharia química e de minas: a "Transferência Macromolecular de Massa".
- Aprofundar o estudo de mecanismos macroscópicos em escala de laboratório, visando a sua simplificação e o seu scale-up para as operações industriais.
- Criar um elo científico que aprimore a compreensão dos processos de cominuição e a relação entre os diversos mecanismos envolvidos.
- Ajudar a "desmistificar" a tecnologia mineral.
- Estabelecer metodologias claras de avaliação de equipamentos de cominuição e de circuitos, para subsidiar a tomada de decisões dentro das usinas.
- Colaborar no desenvolvimento de uma cultura tecnológica nacional e regional (no âmbito da América do Sul), facilitando o dimensionamento e a fabricação local padronizada de equipamentos de cominuição.
- Estabelecer uma nova metodologia para otimização e controle dos processos, como ferramenta de ajuda aos operadores de usinas de beneficiamento.



# PARTE 1

## MECANISMOS MACROSCÓPICOS





# CAPÍTULO 1

## SISTEMA FENOMENOLÓGICO DA COMINUIÇÃO

### 1.1 Transferência Macromolecular de Massa

#### 1.1.1 Introdução

*En el campo de la Ingeniería Química, la transferencia de masa se entiende como la modificación de las composiciones químicas de las soluciones y mezclas por medio de métodos que no necesariamente implican en reacciones químicas. Esas operaciones son dirigidas, habitualmente, a la separación de una sustancia en sus partes componentes. En el caso de mezcla de partículas minerales tales separaciones pueden ser totalmente mecánicas, como ocurre en algunas de las operaciones de beneficio de minerales; por ejemplo: el filtrado y la clasificación por harneo. Ahora, la separación entre partículas sobre la base de su densidad, o su susceptibilidad magnética y también la separación de masa por flotación, entre otras, envuelven cambios de la composición química entre los productos o fases separadas y, como fue dicho, al incluir mudanzas en la composición de los flujos definiremos estas últimas como **Operaciones con Transferencia Macromolecular de Masa**. Al separar de su roca un determinado mineral es posible utilizar la operación con transferencia molecular de masa de “lixiviación” o por el método de “cominución”, introducido en este libro como operación con transferencia macromolecular de masa.*

No campo da Engenharia Química, a transferência de massa se entende como a modificação das composições químicas das soluções e misturas por meio de métodos que não necessariamente implicam em reações químicas. Essas operações são dirigidas, habitualmente, à separação de uma substância em suas partes componentes. No caso de misturas de partículas minerais tais separações podem ser inteiramente mecânicas, como ocorre em algumas operações de beneficiamento mineral; por exemplo: a filtragem e a classificação por peneiramento. Agora, a separação entre partículas sobre a base da sua densidade ou a sua susceptibilidade magnética e também a separação de massa por flotação, entre outras, envolvem mudanças da *composição química* entre os produtos ou fases separadas e, como foi dito, ao incluir mudanças na composição dos fluxos definiremos estas últimas como **Operações com Transferência Macromolecular de Massa**. Ao separar da sua rocha um determinado minério, é possível utilizar a operação com transferência molecular de massa de “lixiviação” ou pelo método de “cominuição”, introduzido neste livro como operação com transferência macromolecular de massa.

Quase todas as operações unitárias da engenharia química são descritas sob a ótica cinética (Smith J.M., 1971; Levenspiel O., 1972), quando se trata de operações que envolvem reações químicas; por modelos físicos introduzidos pelos Fenômenos de Transporte (Bird e outros, 1960), quando se conhecem os princípios físicos fundamentais que regulam as leis básicas do transporte contínuo e molecular de quantidade de movimento, energia e massa; ou apenas por fundamentos básicos do transporte molecular com base nos gradientes de transporte e as condições de equilíbrio, como é feita com a maior parte das operações, particularmente nas operações com transferência de massa (Treybal R.E., 1970). Muitas operações de beneficiamento mineral, devido à falta de uma particular concepção das suas operações, utilizam conceitos derivados da engenharia química para tentar simular os processos e interpretar os seus mecanismos macroscópicos de ocorrência.

A utilização destas abordagens pelas operações mecânicas de beneficiamento mineral tem seguido, quase sem exceção, as seguintes linhas de trabalho:

- a) *Modelos Cinéticos*: Requerem de um estudo da velocidade de ocorrência do fenômeno e dos procedimentos de scale-up que relacionam o tempo medido no laboratório, em batelada, até operações contínuas na escala industrial;
- b) *Modelos Físicos ou Mecanicistas*: Requerem do conhecimento dos princípios físicos fundamentais de todos os subprocessos envolvidos na operação, em continuidade; ou seja, do fluxo alimentado, do equipamento, da aplicação de energia, do transporte macromolecular em meio viscoso, dos distúrbios de entrada, etc.

Fatalmente, nenhuma destas abordagens tem conseguido resolver com segurança os aspectos básicos de engenharia de processos minerais, como o scale-up, o dimensionamento, a simulação e a otimização, como é amplamente reconhecido no meio científico mineral. O **Modelo Operacional** vem a apresentar uma nova interpretação macrofenomenológica para as operações de beneficiamento, em geral, baseada na **Transferência Macromolecular de Massa**, matéria esta que estamos sugerindo para incorporar no currículo de estudos para os estudantes de engenharia química e de minas. Não é o objetivo deste livro aprofundar na teoria da disciplina de Transferência de Massa, mas utilizar, de maneira simplificada, os conceitos mais relevantes dela para a compreensão do processo de cominuição sob esta nova ótica. Fica aberto o debate para o desenvolvimento de uma nova disciplina, a "Transferência Macromolecular de Massa", para ser incorporada no programa de estudo dos engenheiros químicos e de minas (está em preparação um livro específico sobre este tema).

### 1.1.2 Nova Abordagem Teórica para a Cominuição

O **Modelo Operacional** propõe uma analogia entre os processos químicos de transferência de massa e alguns dos processos mecânicos de beneficiamento de minérios, configurando uma nova interpretação macrofenomenológica para esses processos e, no caso particular deste livro, para o processo de **cominuição** <sup>(1)</sup>. Na indústria química, as operações diretas produzem duas fases a partir de uma solução de uma fase só, mediante a aplicação ou extração de calor (a destilação fracionada e a cristalização fracionada pertencem a este tipo). As operações indiretas envolvem a adição de outra substância e compreendem, entre outras, as operações de absorção gasosa e a dessorção, como foi utilizado para modelar o processo de Concentração de Massa por Flotação (Yovanovic, 2004).

Na área mineral, a **cominuição** de partículas pode ser interpretada como uma operação direta (apenas que irreversível no caso da cominuição) em analogia com a operação de **destilação fracionada**. A destilação é um método de separação utilizado na engenharia química para separar os componentes de uma solução, o qual depende da distribuição das substâncias entre as fases gasosa e líquida, e é aplicável aos casos onde todos os componentes estejam presentes em ambas fases. Em lugar de introduzir uma nova substância na mistura para obter uma segunda fase, na destilação a fase gasosa é criada a partir da solução original por evaporação, com a aplicação de calor, de modo que o custo de adicionar energia deve ser sempre levado em conta nestas operações.

---

(1) Definiremos a **cominuição** como sendo o processo de redução de tamanho das partículas, em geral (inclui a britagem e a moagem). Por outro lado, a **moagem**, é uma forma prática de utilizar o fenômeno de cominuição que inclui sub-mecanismos de impacto, atrição e abrasão, e, comumente, a utilização de corpos moedores, principalmente bolas de aço, como será tratado preferencialmente neste texto.



A cominuição acontece mediante a aplicação de energia, criando impacto, atrição e abrasão, de modo que podemos separar (desagregar) uma substância da sua rocha liberando ela em fragmentos de diversos tamanhos e com diferentes graus de liberação. A liberação dos grãos individuais das substâncias inseridas na rocha (que seria, analogicamente, a mistura a ser submetida à destilação, onde os grãos representariam às moléculas) permite, nos materiais heterogêneos, o incremento do teor individual das partículas (liberação dos grãos) criando algum grau de classificação que incrementa o gradiente entre as fases rocha e polpa, utilizando e maximizando as diferenças específicas entre as substâncias liberadas, como por exemplo: a hidrofobia, a susceptibilidade magnética, a gravidade específica das substâncias e o próprio tamanho das partículas (fragmentos) ou grãos de substâncias diferentes.

*La roca será definida como una disolución en fase sólida de sustancias de nuestro interés, dentro de una solución de ganga. El grano será considerado como la unidad básica macromolecular del transporte. Este grano está inicialmente inserto en la roca, "disuelto" en ganga, y junto con la aplicación de energía de conminución este grano acompaña los fragmentos de la roca que está siendo conminuída, partículas que son cada vez de menor tamaño y con mayor grado de liberación. El grado de liberación corresponde a la proporción de granos de sustancia y de ganga dentro de las partículas mixtas. Las partículas de menor tamaño normalmente presentarán mayor liberación. El objetivo de la conminución es definido con base en una determinada liberación de los granos de nuestro interés, considerada aceptable para la operación de separación que viene a seguir, y que normalmente corresponde a 80% de proporción de granos liberados dentro de una partícula mixta.*

*Carpenter R.D. (1957) afirma que, en la medida en que el mineral es molido, las fracturas ocurren más rápido a lo largo de los bordes de los granos, de modo que los minerales son primero reducidos hasta tamaños próximos al tamaño natural del grano. En la óptica del Modelo operacional, la conminución es como si quisiéramos separar los granos de maní de dentro de una solución sólida de chancaca, de una roca (dulce) llamada "pé de moleque" (Brasil). El proceso posterior, de molienda todavía más fina, considera la reducción de tamaño abajo del tamaño natural del grano, siendo más difícil, pues involucra la fractura del propio grano.*

A rocha será definida como uma dissolução em fase sólida de substâncias do nosso interesse, dentro de uma solução de ganga. O grão será considerado como a unidade básica macromolecular do transporte. Este grão está inicialmente inserido na rocha, "dissolvido" em ganga, e junto com a aplicação de energia de cominuição este grão acompanha os fragmentos da rocha que está sendo cominuída, partículas estas cada vez de menor tamanho e com maior grau de liberação. O grau de liberação corresponde à proporção de grãos de substância e de ganga dentro das partículas mistas. As partículas de menor tamanho normalmente apresentarão maior liberação. O objetivo da cominuição é definido com base numa determinada liberação dos grãos do nosso interesse, considerada aceitável para a operação de separação que se segue, e que normalmente corresponde a 80% de proporção de grãos liberados dentro de uma partícula mista.

**Carpenter R.D. (1957)** afirma que, na medida em que o minério é moído, as fraturas ocorrem mais rapidamente ao longo das bordas dos grãos, de modo que os minérios são primeiramente reduzidos até tamanhos próximos ao tamanho natural do grão. Na ótica do **Modelo Operacional**, a cominuição é como se quiséssemos separar os grãos de amendoim de dentro de uma solução sólida de rapadura, de uma rocha (doce) chamada "pé de moleque". O processo posterior, de moagem ainda mais fina, envolve a redução de tamanho abaixo do tamanho natural do grão, sendo mais difícil, pois envolve a fratura do próprio grão.

As características específicas das substâncias presentes na rocha são mais evidenciadas quando o minério é mais heterogêneo (mais substâncias dentro da rocha) e quando a aplicação de energia é maior, ou seja, quando a redução do tamanho e a liberação dos grãos são mais acentuadas, aproximando o tamanho das partículas ao tamanho do próprio grão de cada substância. A aplicação de energia é muito complexa quando se trata da moagem e a sua medida macroscópica envolve perdas eletromecânicas de transmissão, de movimentação dos equipamentos, de corpos moedores, e do próprio minério (em fase polpa ou seco). A energia líquida utilizada pela moagem no mecanismo específico de cominuição é quase impossível de medir, pois envolve muitas perdas por ineficiência, dissipação por ruído e calor, gasto energético entre os próprios corpos moedores, entre corpos moedores e o revestimento do moinho, etc.

Definida a cominuição como um fenômeno de desagregação e separação com transferência macromolecular de massa, analisaremos a seguir esta operação da forma como são estudadas as operações da engenharia química.

### 1.1.3 Transferência de Partículas

A cominuição é uma operação de liberação de componentes de misturas heterogêneas de partículas sólidas dissolvidas em rocha. O que permite liberar estas partículas e a aplicação de energia, mediante a operação de **britagem**, por exemplo, onde o mecanismo de aplicação de energia é mais individualizado e direto, entre a partícula e o meio de cominuição (impacto em moinhos de martelos – britagem seletiva - ou atrição em britadores de cone ou de mandíbulas – britagem homogênea) ou a operação de **moagem**, tema principal deste texto, onde a cominuição acontece pela mistura de mecanismos de impacto, atrição ou abrasão, mediante a utilização de corpos moedores. Ao recolher os fragmentos das partículas moídas, nas operações que definiremos como de “**moagem seletiva**”, teremos conseguido uma certa **classificação** com a concentração da substância de nosso interesse manifestada na maior limpeza do grão individual desta, que permite, após cada evento de quebra, pelas suas peculiaridades físicas, ajudar a separar internamente as fases rocha - polpa, permitindo a utilização direcionada de energia sobre a fase rocha remanescente.

O modo de fazer essa operação consiste em colocar em contato o material com os corpos moedores e transferir energia para o equipamento, como si quiséssemos colocar uma solução em ebulição. A operação de moagem é irreversível, de modo que a transferência de partículas possui apenas o sentido rocha → polpa (ou, no caso analógico, solução → vapor).

Nas **operações seletivas** de britagem ou de moagem, é o minério que deve comandar a operação da sua própria cominuição, exteriorizando as suas peculiaridades junto com a liberação das substâncias inseridas na rocha, e essas peculiaridades devem ser aproveitadas em benefício da seletividade e dos menores custos do processo; nas **operações homogêneas**, cujo objetivo é apenas a redução de tamanho, é normalmente o equipamento quem conduz o fenômeno. Na medida em que as partículas são cominuídas a aplicação de energia torna-se mais difícil e mais ineficiente (por tanto mais cara). O impacto, as forças de pressão localizadas, a esfregação entre as partículas e o equipamento, etc. são as formas como os grãos vão abandonando a sua fase inicial, na rocha, e tornando-se liberadas. Existem formas mais eficientes de proporcionar esta energia, dependendo das necessidades do processo, tanto pelas características da rocha como pelo adequado dimensionamento dos equipamentos.

### 1.1.4 Mecanismos de Transporte

*En escala molecular, la transferencia de masa en una determinada fase es el resultado de una diferencia de concentración o **gradiente**, de modo que las moléculas individuales se difunden, moviéndose desde un lugar de alta concentración hasta otro de baja concentración. De manera diferente, en el área mineral, la **transferencia macromolecular** de masa ocurre como resultado de la aplicación de alguna fuente de **energía externa** que permite la “**migración**” de partículas, como por ejemplo, un campo magnético para separar partículas de mayor susceptibilidad magnética, la fuerza centrífuga en hidrociclones – aprovechando la diferente gravedad específica de determinadas especies, la fuerza de hidrofobia para el fenómeno de flotación y para el caso de la cominución, el gradiente proviene de la fuerza aplicada en la quiebra, en la fase **roca**.*

Na escala molecular, a transferência de massa numa determinada fase é o resultado de uma diferença na concentração ou **gradiente**, de modo que as moléculas individuais se difundem, deslocando-se desde um lugar de alta concentração até outro de baixa concentração. Diferentemente, na área mineral, a **transferência macromolecular** de massa acontece como resultado da aplicação de alguma fonte de **energia externa** que permita a “**migração**” de partículas, como por exemplo, um campo magnético para separar partículas de maior susceptibilidade magnética, a força centrífuga em hidrociclones – aproveitando a diferente gravidade específica de determinadas espécies, a força hidrofóbica para o fenômeno de flotação e, para o caso da cominuição, o gradiente provém da diferença entre a tensão de quebra da partícula e a energia aplicada na *quebra*, na fase **rocha**.

Para a cominuição de **materiais homogêneos** ou quando o interesse da operação de cominuição é apenas a redução de tamanho de toda a massa submetida ao processo, o mecanismo se resume à mudança de tamanho médio entre a alimentação **F** até um produto **P**, mediante a aplicação de energia.



Os modelos de simulação, chamados de “*energéticos*”, estabelecem que o consumo específico de energia é função da redução de tamanho geral da rocha alimentada, do tipo:

$$\mathbf{Energia} = f(\mathbf{P / F}) \quad (1.2)$$

Para processos convencionais de moagem é adotado como critério de medida a avaliação da malha onde 80% das partículas são passantes (**F80** e **P80**). Em processos de moagem muito fina é considerada a medida da **superfície específica** obtida no produto (a moagem de alguns materiais industriais, de cimento e de finos de minério de ferro para pelotização, são alguns exemplos). A britagem de material de construção é também um processo de cominuição que não persegue um processo posterior de separação com concentração de massa. Uns dos maiores problemas atuais no estudo e modelagem das operações de moagem é que os trabalhos de pesquisa e de projeto utilizam quase que unicamente a concepção homogênea do fenômeno, inclusive para processos de moagem seletiva com separação e concentração posterior de massa, onde a medida do **P80** no produto não reflete exatamente o grau de liberação necessário da substância do nosso interesse. Conhecendo as características da rocha e os objetivos finais da cominuição (o processo que vem a seguir), é possível definir o caminho a ser percorrido no processo de pesquisa e de projeto das instalações de cominuição, o qual possui diversas alternativas, como será visto ao longo do texto.

Para o caso da **britagem de materiais heterogêneos** <sup>(1)</sup> (como são a maioria dos minérios), podemos expressar a reação de desagregação levando em conta a seletividade derivada da *concentração* da substância **A** do nosso interesse (teor **x**) em determinadas faixas granulométricas, na operação de **britagem seletiva**, onde o produto pode ser posteriormente separado para produzir a *pré-concentração* do minério de interesse.

$$\mathbf{R} \times \mathbf{x} + \text{energia} \rightarrow \mathbf{G} \times \mathbf{x}_g + \mathbf{M} \times \mathbf{x}_m + \mathbf{F} \times \mathbf{x}_f \quad (1.3)$$

Onde,

**R** = Rocha; [**R**] = **R** × **x** = concentração da substância de interesse na Rocha

**G** = Grossos, com teor **x<sub>g</sub>**;

**M** = Minério pré-concentrado, com teor **x<sub>m</sub>**;

**F** = Finos, com teor **x<sub>f</sub>**.

A expressão (1.3) será bastante utilizada ao longo do texto e constitui a expressão fundamental que descreve a abordagem analógica do processo de **britagem seletiva** de partículas heterogêneas com finalidade de pré-concentração. Se **x<sub>g</sub>** for baixo, por exemplo, inferior ao teor de corte (cut-off) estabelecido na operação de lavra (**x<sub>g</sub>** < **x<sub>c</sub>**), o material grosso poderia ser descartado mediante a operação de peneiramento do fluxo, como acontece com minérios cuja base rochosa contém excesso de magnetita. Além disso, se o teor da parcela fina (**x<sub>f</sub>**) é pouco significativo, de modo que a distribuição [**F**] não é muito importante, esta parcela de massa pode ser descartada mediante a operação de hidrociclonação. Este último procedimento é muito importante para minérios alterados, principalmente em lavras a céu aberto, onde os finos (lamas) naturais provenientes da jazida são altamente prejudiciais para os processos posteriores de concentração, acarretando diversas impurezas difíceis de separar após a mistura entre elas e os finos de minério, gerados nas operações de moagem.

O Produto é agora, **P** = [**M**] = **M** × **x<sub>m</sub>**; e a eficiência da pré-concentração é:

$$E_{PC} = \frac{[\mathbf{M}]}{[\mathbf{R}]} \quad , \text{Recuperação de } \mathbf{A} \quad (1.4)$$

Na fase do produto, que para o caso da **moagem a úmido** trata-se de polpa, existe normalmente algum grau de classificação com potencialidade para a separação interna das partículas de **A** da ganga, mesmo com diferentes graus de liberação, e de fragmentos de rocha original com mistura pobre de **A** e ganga. A obtenção de grãos totalmente livres de **A** é muito improvável de modo que, para efeitos práticos, o processo de desagregação é interrompido no momento de atingir uma *liberação* considerada suficiente da substância de interesse para as necessidades de processamento posterior (**Φ**). A rigor, a equação 1.1 acontece sucessivas vezes, através de inúmeros eventos de quebra, até atingir a liberação desejada das espécies, e é válida tanto para o estado não estacionário como para o estado estacionário <sup>(2)</sup>. Na **Figura 1.1.1**, a modo de exemplo, é mostrada a distribuição de minério de Pirocloro (**Yovanovic**, 1988), cuja rocha apresentava um teor médio (**x**) de 1,15 % de Nb<sub>2</sub>O<sub>5</sub>, a partir da britagem seletiva em britador de martelos.

(1) A rocha **heterogênea** contém várias substâncias imersas, com características físicas diferentes, como gravidade específica, tamanho dos grãos e outras. Um exemplo de materiais **homogêneos** é o cimento, onde o processo de cominuição pretende apenas reduzir o tamanho geral das partículas, sem fins de separação ou concentração, procurando aumentar a sua superfície específica. O processo de moagem de finos de minério de ferro para pelotização possui parcialmente esta característica.

(2) É característico da operação em **estado estacionário** que as concentrações em qualquer ponto do equipamento permaneçam constantes através do tempo. É uma característica da operação em **estado não estacionário** que as concentrações em qualquer ponto do equipamento mudem com o tempo. As operações realizadas em forma descontínua se encontram sempre entre as do tipo em estado não estacionário.

As malhas de referencia utilizada foram de +595  $\mu\text{m}$  para os *grossos* e de  $-9 \mu\text{m}$  para os *finos*. Neste caso, os resultados obtidos foram:

$G = 32,15 \%$  da massa, e  $x_g = 0,55 \text{ 5Nb}_2\text{O}_5$ ;

$M = 54,92 \%$  da massa, e  $x_m = 1,58 \text{ 5Nb}_2\text{O}_5$ ;

$F = 12,93 \%$  da massa, e  $x_f = 0,83 \text{ 5Nb}_2\text{O}_5$ .

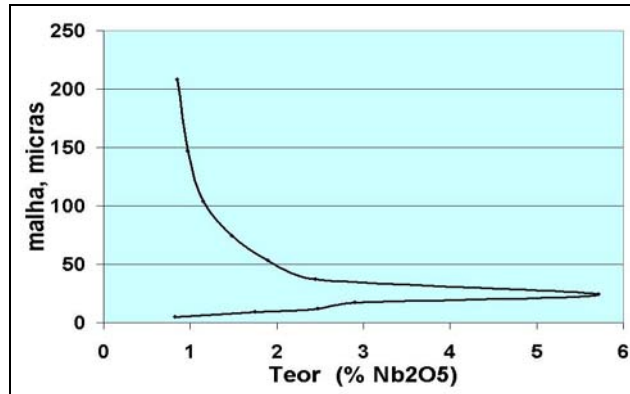


Figura 1.1.1 – Britagem Seletiva de Pirocloro (Yovanovic, 1988)

Para o caso da **moagem de materiais heterogêneos** (como são a maioria dos minérios), podemos expressar a reação de desagregação levando em conta a seletividade derivada da *liberação* da substância **A** do nosso interesse ( $\Phi$ ) em determinadas faixas granulométricas, na operação de **moagem seletiva**, onde o produto pode ser posteriormente submetido a operações de separação com concentração de massa (separação magnética, flotação, etc.).



Onde,

$\Phi_0$  = Grau de liberação da substância de interesse (**A**) na Rocha;

$\Phi$  = Grau de liberação da substância de interesse na parcela principal do produto.

A expressão (1.5) será bastante utilizada ao longo do texto e constitui a expressão fundamental que descreve a abordagem analógica do processo de **moagem seletiva** de partículas heterogêneas. Este tipo de representação admite diversas formas e, na nossa ótica, a mais simples delas deve ser sempre utilizada, dada a enorme complexidade desta operação na escala contínua industrial, onde outros sub-processos devem ainda ser considerados. O grau de liberação ( $\Phi$ ) corresponde à proporção de grãos de substância e de ganga dentro das partículas mistas. O objetivo da moagem é definido com base numa determinada liberação dos grãos do nosso interesse, considerada aceitável para a operação de separação que se segue, e que normalmente corresponde a 80% de proporção de grãos liberados dentro de uma partícula mista. A avaliação de  $\Phi$  é feita considerando o valor médio da liberação entre diversas faixas granulométricas, considerando valores máximo (**G**) e mínimo (**F**), de acordo com o tamanho de partícula compatível com o processo que se segue (detalhes no item 1.1.6).

Para o caso da *flotação* de muitas espécies, por exemplo, partículas acima de 200  $\mu\text{m}$  ou menores que 5  $\mu\text{m}$  são difíceis de flotar, de modo que a avaliação de placas polidas no microscópio é feita preferencialmente entre estas faixas ( $200 > M > 5$ ). É de esperar-se uma maior liberação das partículas finas com respeito ao valor base da faixa **M** e, pelo contrário, uma menor liberação nas partículas mais grosseiras, de modo que não é importante conhecer exatamente os graus de liberação destas faixas.

Obviamente, cada caso irá definir a sua própria faixa de massa **M**, como por exemplo, na moagem primária com objetivo de separar grãos de maior tamanho de magnetita, onde a liberação é obtida em tamanhos entre 10 a 35 mesh (420 a 1.680  $\mu\text{m}$ ).

Nas operações de flotação, como será visto no item 2.6, do próximo **Capítulo 2**, pode resultar necessário separar a fração **F**, antes de flotar. A fração **G** normalmente sai diretamente pelo rejeito, afundando com facilidade. A eficiência obtida na liberação da substância **A** no produto da moagem, depende diretamente da aplicação de energia, da forma:

$$\text{Energia} = f(\Phi / \Phi_0) \quad (1.6)$$

Como veremos, na moagem seletiva de rochas heterogêneas a liberação das partículas pode ser obtida moendo o material de diferentes formas, onde normalmente será utilizado o menor consumo específico de energia quando o valor de  $\Phi$  seja obtido com o máximo tamanho possível no produto (**P80**). O **Modelo Operacional** estabelece que, nas operações de moagem, o produto não deve ser apenas avaliado como uma questão de **tamanho**, mas de **liberação** da substância do nosso interesse. O **Capítulo 2** é inteiramente dedicado às operações de **cominuição seletiva**. Na **Tabela 1.1.1** é resumido o mecanismo de transporte seletivo de Produto a partir da Rocha.

**Tabela 1.1.1** – Desagregação do Produto a Partir da Rocha

ROCHA	ENERGIA	TAMANHO	CATEGORIA	TEOR	LIBERAÇÃO
R, $\Phi_0$ Teor, x F80	E →	g	G	$x_g$	$< \Phi$
		$m_1$	M	$x_m$	$\Phi$
		$m_2$			
		$m_3$	F	$x_f$	$> \Phi$

O importante é poder definir algumas medidas macroscópicas que permitam estabelecer o **ponto de operação** do processo (tamanho / liberação) e as relações de scale-up com os equipamentos contínuos; estes mecanismos são: A **Cinética de Liberação** (em função da energia aplicada) e a **Função Transporte** (em função da velocidade de retirada do produto) que são utilizadas normalmente para definir o tamanho e a capacidade volumétrica dos equipamentos; e a **Seletividade**, que resulta da *Curva de Seletividade*, que reflete a preferência de cominuir a substância de interesse em relação às outras e à própria ganga, na fase rocha; além disso, existe a *classificação interna* na fase polpa que proporciona condições que permitem otimizar a performance operacional; a **Aplicação de Energia**, que reflete a eficiência da recepção de energia por parte das partículas atingidas e as dificuldades de cominuição inerentes ao minério (como a dureza da solução sólida de ganga, onde a substância está inserida, e o tamanho dos grãos da substância do nosso interesse), sendo esta última fundamental para a otimização dos custos de operação.

*Para manter o sentido analógico do **Modelo Operacional** com as operações químicas de transferência molecular de massa, neste caso com a destilação, consideremos a operação de separação de uma solução líquida de amônia e água, mediante a operação de destilação. Aplicando calor, podemos evaporar parcialmente a solução e criar de tal forma uma fase gasosa consistente de nada mais do que amônia e água. Como o gás será mais rico em amônia que o líquido residual (ponto de ebulição mais baixo e maior pressão de vapor da amônia), teremos como resultado um certo grau de separação. A seguir, mediante uma adequada manipulação das fases e através de evaporações e condensações repetidas, é possível realizar uma separação tão completa como se deseje, recuperando ambos componentes da mistura num estado tão puro quanto se deseje.*

### 1.1.5 Gradientes e Forças Impulsoras

#### ROCHA: COMINUIÇÃO

Os grãos de diferentes substâncias inseridas na formação rochosa do minério são desprendidos da mistura quando a rocha é atingida por força externa (impacto, atrição ou abrasão), atingindo algum grau de concentração pela maior liberação dos grãos (maior teor individual) e apresentando tendência à classificação com base na alguma propriedade específica de cada substância que mostre maior diferença com as outras substâncias presentes na mistura (como a gravidade específica no caso da fase polpa, dentro do moinho, produzindo uma sedimentação das partículas mais pesadas). A retirada de alguma parcela de massa, aproveitando apenas o grau de separação produzido diretamente pela cominuição, faz parte do contexto da **pré-concentração** de minérios (a deslamagem também está considerada nesta operação), e a sua utilização será muito explicada e recomendada ao longo deste texto. A velocidade média de liberação da partícula, desde sua solução rochosa, dependerá da intensidade da energia aplicada e do grau de dureza da rocha. A aplicação de energia normalmente é inversamente proporcional ao tamanho individual dos grãos, se despreendendo mais rápido as partículas de maior grão individual. Os minérios definidos como “moles” precisarão de menor energia para atingir o grau de liberação desejado.

*Voltemos ao exemplo da desagregação de grãos de amendoim do “pé de moleque”; estes grãos estão dissolvidos numa solução solidificada de rapadura, que não é muito dura para efeitos de cominuição, mas, se a solução de ganga fosse em base de mel com clara de ovo (chamada de torrone), a dureza desta “rocha” e a dificuldade para extrair os grãos é maior. Para efeitos práticos, a condição de dura ou mole é da ganga que dissolve a substância e não da substância em si, cujo tamanho de grão faz consumir mais energia não necessariamente pela dureza do grão, mas pela maior dificuldade de liberar a ganga em torno dele.*

**Yovanovic** (1975) participou da execução de testes de dureza para Andesita primária, cujos resultados são mostrados na **Tabela 1.1.2**. Neste caso, o grau de dureza foi medido com base aos procedimentos derivados da abordagem energética (**Bond F.**, 1961), e dimensionado em kWh/ tonelada curta de minério (2000 libras).

**Tabela 1.1.2 – Dureza da Andesita Primária (Yovanovic, 1975)**

Textura da Andesita	Wi, kWh/st
Grossa	12,82
Media	14,35
Fina	15,24

A quase totalidade das abordagens conhecidas, do tipo cinético, avalia a transferência de massa em função da **velocidade de desaparecimento** das partículas de rocha com base na observação de determinadas faixas granulométricas (tamanho), como veremos no **Capítulo 4**, que trata da Cinética da Cominuição. O **Modelo Operacional** optará por avaliar a **velocidade de liberação** da substância **A** do nosso interesse, até atingir o grau desejado, da forma mais seletiva possível com relação à ganga e às outras substâncias (moagem seletiva), e com a menor energia específica possível. O desejável é liberar a substância do nosso interesse ao maior tamanho médio possível do produto moído (**P80**), cominuindo seletivamente as partículas do nosso interesse ao mínimo custo possível.

A velocidade em que as partículas abandonam a fase rocha, ou seja, quando atingem uma determinada combinação entre tamanho/liberação/peso, para serem transportadas como produto, pode ser representada da seguinte forma:

$$N_x = \text{Coeficiente de Transferência} \times \text{Área de Contato} \times \text{Gradiente} \quad (1.7)$$

Onde  $N_x$  é o fluxo mássico (massa/tempo)

A magnitude da energia aplicada, com relação à tensão de quebra ou dureza do material, seja por impacto, atrição ou abrasão, é o **Gradiente** que proporciona a força impulsora (diâmetro do moinho, tamanho da bola, por exemplo). O coeficiente de transferência refere-se à velocidade de ocorrência dos eventos de quebra (velocidade de rotação do moinho, por exemplo) e ao tempo disponível para esta aplicação (comprimento do moinho, por exemplo). A Área de contato tem relação com a superfície de encontro entre as partículas e os corpos moedores (tamanho da bola, relação minério/bola, nível de carga do moinho, etc.). Deste modo, a capacidade de cominuição poderia expressar-se da seguinte forma:

$$N_x, \text{ t/h} = K \times A \times \Delta E \quad (1.8)$$

Quase todos os modelos de simulação conhecidos, inclusive o **Modelo Operacional**, apresentam expressões que relacionam estes três termos da equação. No **Capítulo 3** será estudada a entrega de energia, a partir da sua aplicação mecânica ao equipamento e a sua transferência para os meios de moagem.

Algumas primeiras conclusões podem-se observar a partir desta equação básica de transferência de massa por cominuição:

- Muitos pequenos impactos podem equivaler a poucos e grandes impactos. Os moinhos de maior comprimento e menor diâmetro, para uma determinada taxa de alimentação, giram mais rápido (RPM) e durante mais tempo de residência do material;
- Dependendo das características do material, existe um ponto de aplicação de energia, muito acima da tensão de quebra, a partir do qual esta energia é desperdiçada, sem gerar mais “cominuição” das partículas submetidas a esta força. Na prática industrial, tem-se demonstrado que o consumo específico de energia (kWh/t) aumenta junto com o aumento do *diâmetro do moinho*.
- O excesso de corpos moedores (Área) é também uma forma de ineficiência. Deve-se encontrar o *ponto ótimo de relação minério/bola* para aproveitar integralmente a área de contato.

### **POLPA: FUNÇÃO TRANSPORTE**

Já liberadas (ou parcialmente liberadas), as partículas possuem algum grau de mobilidade, devida à heterogeneidade da rocha, por exemplo, no caso de alguns sulfetos, os grãos dirigem-se espontaneamente, pela sua hidrofobia natural, até o ponto de menor contato possível com a água e de menor pressão, ou seja, até a superfície da camada de transporte, em contato com a atmosfera (veremos mais adiante que a adição de reagentes de flotação, dentro do moinho, favorece a seletividade da moagem e, simultaneamente, a seletividade da flotação posterior para determinadas espécies); se os grãos de algumas substâncias fossem mais pesados que outros, as partículas mais ricas destas substâncias tenderão a sedimentar até o fundo do equipamento, na chamada “zona de moagem” (fase rocha), permitindo um maior contato com os corpos moedores (maior seletividade de cominuição) e atingindo um menor tamanho e maior liberação que as outras substâncias. Este mecanismo é definido como “*Classificação Interna*”, e veremos com maior detalhe no item 1.5.3.



O regime ao qual se movimenta a partícula, em qualquer ponto em sentido vertical, dependerá do gradiente de transporte nesse ponto, o qual pode ser maximizado mediante a adição de determinados reagentes químicos ou pela otimização das condições reológicas da polpa, entre outros aspectos.

De maneira similar às operações de separação com concentração de massa, como a Flotação (Yovanovic, 2004), o gradiente proporcionado pela maior liberação dos grãos é a força impulsora que promove a transferência de partículas dentro do equipamento de moagem, propiciando uma maior seletividade da cominuição em favor de determinadas partículas, notadamente aquelas espécies de maior gravidade específica, como veremos em diversos exemplos ao longo deste livro. A utilização de circuitos fechados com elevada carga circulante e o excessivo nível de enchimento de corpos moedores observado em muitas operações industriais de moagem, tende a homogeneizar o processo (e o produto) ao invés de aproveitar esta heterogeneidade em benefício da seletividade e dos menores custos de operação. A operação posterior de separação com concentração (por exemplo, a Flotação, a separação magnética, etc.) possui sua própria medida de eficiência (recuperação) e de seletividade, dependendo do grau de liberação obtido na moagem, de modo que em muitos processos industriais é possível controlar a moagem através da seletividade observada no processo posterior. Este procedimento permite reduzir o trabalho experimental e de medição de variáveis de controle, enlaçando as operações de moagem junto a suas operações seguintes.

Como veremos ao longo do texto, a área que delimita as fases (área da superfície da carga) é fundamental para a seletividade do processo, e esta área é maior em moinhos de alta relação de comprimento em relação ao diâmetro ( $L/D$ ), ao contrário do observado nas tendências atuais de dimensionamento.

Para a fase polpa definiremos o seguinte mecanismo de transporte:

$$N_x = K_t \times A_t \times (\Phi - \Phi_0) \quad (1.9)$$

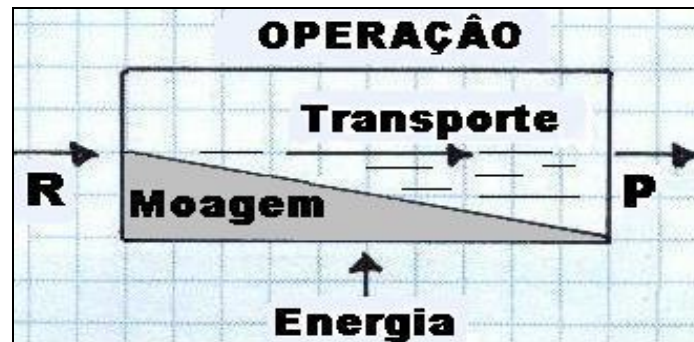
Ou seja, a massa que sai da rocha e entra na corrente de transporte depende também de um certo coeficiente de transferência (vazão, diluição), da área superficial da carga interna (que delimita a zona de moagem com a corrente de transporte) e da diferença relativa de liberação entre o material da rocha e a partícula com maior liberação (por tanto de menor tamanho). Em estado estacionário, tem-se comprovado que existe uma acumulação de massa dentro do moinho, na zona que temos denominado como “zona de moagem”, inserida no valor de  $\underline{A}$ , de modo que, para um volume de carga relativamente constante, acontece que:

$$N_x = K \times A \times \Delta E = K_t \times A_t \times (\Phi - \Phi_0) \quad (1.10)$$

Da equação anterior podemos observar que:

- Ao reduzir a intensidade da aplicação de energia, para manter o fluxo  $N_x$  é necessário que  $\Phi$  diminua. Ou seja, o produto ficaria mais grosso. Pelo contrário, o aumento da intensidade de energia ou do coeficiente de transferência (velocidade de rotação, por exemplo) faria aumentar o valor de  $\Phi$ .
- O aumento de  $N_x$ , para a mesma intensidade de aplicação de energia, envolve aumento da área  $A$ , via aumento do nível de carga, até o ponto em que é superado o valor máximo da relação minério/bola, fazendo  $\Phi$  diminuir.
- O aumento do valor de  $A_t$ , para o mesmo fluxo de massa, envolve a redução do coeficiente ou velocidade de transferência  $K_t$ , tornando o processo mais seletivo.

Qualquer das opções avaliadas envolve também a variável energética, ou seja, deve-se procurar o mínimo consumo específico de energia para o máximo fluxo e máxima liberação, como veremos no **Capítulo 3**. Um resumo dos conceitos anteriores é ilustrado na **Figura 1.1.2**.



**Figura 1.1.2** – Esquema Fenomenológico da Moagem

### Equilíbrio e Ponto de Operação

Não existe relação de equilíbrio de transferência de massa entre as fases rocha e polpa, nem metalúrgico (as partículas liberadas não podem retornar para a solução rochosa), nem entálpico (o minério moído não acumula nenhuma carga de entalpia que o faça “condensar” posteriormente, para a fase rocha, ao retirar energia dele). Por outro lado não é possível medir a quantidade líquida de energia recebida pelas partículas, pois as perdas eletromecânicas e por dissipação de energia são muito grandes. A detenção do processo de cominuição é uma decisão de operação que depende da necessidade de liberação da substância ou substâncias do nosso interesse, e este grau de liberação constitui o **ponto de operação** que deve ser definido para dimensionar, operar e controlar o processo.

### 1.1.6 Índice de Liberação e Distribuição Granulométrica

O grau de liberação da substância do nosso interesse definirá os resultados metalúrgicos, após a cominuição, do processo de separação com concentração de massa que se segue. O processo de moagem será mais ou menos eficiente, tanto nos resultados metalúrgicos como nos custos de produção, na medida da sua aproximação ao ponto de operação definido como ótimo. A produção de excesso de finos, por exemplo, é um exemplo de ineficiência e, além dos maiores custos de moagem é possível que aquele excesso de finos provoque perdas de eficiência nas operações posteriores, particularmente na flotação. O processo de liberação deve ser acompanhado e “operado” de modo de ajustar a Curva de Distribuição Granulométrica para faixas próximas do **P80** definido, evitando excesso de grosso e de superfinos ao redor da malha de referência.

**Fuerstenau D.W.** (1988) utiliza uma expressão de Gaudin e Schuhmann para caracterizar produtos de moagem:

$$y = (x/x_m)^\alpha \quad (1.11)$$

Onde,

$y$  = fração acumulada de partículas mais finas que  $\underline{x}$ ,  $\mu\text{m}$

$x_m$  = P80,  $\mu\text{m}$

$\alpha$  = distribuição de partículas ao redor de vários tamanhos. Normalmente é igual a 0,5, que corresponde ao expoente da 2ª Lei da teoria de Bond para cominuição.

Os Autores demonstram que o principal problema na preparação da polpa que alimenta à flotação é o baixo valor de  $\underline{a}$  que resulta dos procedimentos industriais convencionais de moagem. A combinação entre a moagem mais fina e o aumento do valor de  $\underline{a}$  para valores superiores que 0,5 devem ser motivo de maiores pesquisas nas operações industriais. A moagem em circuito aberto incrementa o valor de  $\underline{a}$ , em comparação com os circuitos fechados.

O grau de liberação da partícula do nosso interesse deve ser avaliada por faixa granulométrica, de acordo com o **Índice de Liberação ( $\Phi$ )**. As faixas granulométricas consideradas não devem ser muito numerosas, para reduzir o tempo e o custo dos trabalhos experimentais. É efetuado, ao microscópio, um estudo de contagem de grãos sobre seções polidas, para cada faixa granulométrica.

$$\Phi = (\text{Peso da substância livre} / \text{Peso total de substância}) \times 100, \text{ para cada faixa} \quad (1.12)$$

**Lin C. L. e outros** (1988) introduzem um novo critério de liberação que, considerando como base a avaliação comum em duas dimensões mediante exame de lâminas polidas, os resultados são extrapolados para informação tridimensional (volumétrica). O verdadeiro grau de liberação de uma partícula deve estar baseado na distribuição volumétrica de teores. **Ortega A. e outros** (1987) estudam a flotação de minérios polimetálicos contendo Cobre, Chumbo e Zinco. A modo de exemplo, mostraremos a metodologia utilizada pelos Autores para estabelecer o tamanho ótimo de liberação de Pirita.

Procedimento:

- *Amostra de material é moída a seco até 48 mesh (295  $\mu\text{m}$ ) ou 65 mesh (208  $\mu\text{m}$ );*
- *A amostra moída é peneirada e separada em faixas granulométricas;*
- *É efetuado, ao microscópio, um estudo de contagem de grãos sobre seções polidas, para cada faixa granulométrica.*

*As partículas são separadas, pela contagem, nas seguintes categorias:*

1. *Minerais liberados*
  - 1.1 *Grãos liberados de Pirita;*
  - 1.2 *Grãos liberados de sulfetos de Cu, Pb, Zn e Ganga não-pirita.*
2. *Mistos Binários*
  - 1.1 *Mistos de Pirita com outro minério;*
  - 1.2 *Mistos sem Pirita.*
3. *Mistos Ternários (com mais de 3 espécies)*
  - 3.1 *Pirita com outros minérios;*
  - 3.2 *Mistos sem Pirita.*

*É comumente assumido que o número de pontos contados é equivalente à área e ao volume presente da substância contada, ou seja:  $N = A = V$ . Deste modo foi preparado um gráfico de distribuição das espécies liberadas. Deste modo é calculado um Índice de Liberação ( $\Phi$ ) para cada faixa avaliada:*

$$\Phi_f = (\text{Peso de Pirita Livre} / \text{Total peso de Pirita}) \times 100, \text{ para cada faixa.}$$

*Assim,  $\Phi_f = (100L) / (L + 1/2 M_1 + 1/3 M_2)$*

*Onde, L = Liberada; M<sub>1</sub> = Misto Binário e M<sub>2</sub> = Misto Ternário.*

*Os valores calculados são mostrados na **Tabela 1.1.3.***

**Tabela 1.1.3 – Índice de Liberação da Pirita (Ortega A. e outros, 1987)**

<b>Faixa, <math>\mu\text{m}</math></b>	<b><math>\Phi_f</math> (%)</b>
147-208	8,5
104-147	16,5
74-104	46
53-74	60,8
38-53	77,1
28-38	83,6
21-28	89,8
15-21	94,9
10-15	97,8
8-10	98,5

Apesar de tratar-se de valores bastante estimativos, o método introduzido pelos Autores funciona bastante bem em termos práticos e, para o caso do exemplo, foi adotado como Ponto de Operação um **P80** de 55  $\mu\text{m}$  para o processo de moagem.

Feitos os cálculos de liberação por faixa, o Índice de Liberação final pode ser calculado multiplicando a proporção de massa retida em cada faixa pela sua liberação, dividindo por 100, como ilustrado no exemplo teórico da **Tabela 1.1.4**.

**Tabela 1.1.4 – Exemplo de Cálculo do Índice de Liberação**

<b>Faixa, <math>\mu\text{m}</math></b>	<b>Tempo <math>T_1</math>, min.</b>		<b>Tempo <math>T_2</math>, min.</b>	
	<b>% Massa</b>	<b><math>\Phi_f</math></b>	<b>% Massa</b>	<b><math>\Phi_f</math></b>
+ 200	10	20	5	25
150 – 200	20	60	5	65
100 – 150	20	70	25	75
50 – 100	20	80	25	85
20 – 50	10	90	15	95
- 20	20	100	25	100
<b>TOTAL</b>	<b>100</b>	<b><math>\Phi = 55</math></b>	<b>100</b>	<b><math>\Phi = 83,75</math></b>

### 1.1.7 Fenômeno Natural vs. Fenômeno Real

Em muitos processos de beneficiamento mineral a ocorrência do **fenômeno natural** não se encontra representado pela **atuação real** dentro dos processos contínuos industriais. Para o caso da Concentração de Massa por Flotação (Yovanovic, 2004), foi demonstrado que as tentativas de simulação a partir do fenômeno natural de *flotação*, em células de laboratório, têm muito pouca aplicação na usina industrial, onde o processo real é a *concentração de massa* utilizando a flotação. No caso da flotação, o fenômeno natural acontece “para cima”, onde o transporte seletivo e macromolecular de massa, desde a polpa, forma uma *espuma* enriquecida de substância do interesse, mas, em operações contínuas, o *concentrado* é apenas aquela quantidade parcial de espuma efetivamente retirada da célula de flotação. O fenômeno natural é aquele acontecimento observado numa posição de dentro da partícula; o fenômeno real é a observação macroscópica de fora do sistema. O fenômeno natural permite que o processo aconteça, o fenômeno real administra os resultados do fenômeno natural, para que este ocorra da forma mais seletiva e econômica possível.

Para o caso da *cominuição*, que é o fenômeno natural, esta é convertida em fenômeno real (britagem ou moagem, homogênea ou seletiva) mediante a atuação operacional que **administra o fenômeno** de cominuição, principalmente os processos de cominuição seletiva, permitindo obter resultados industriais à maior seletividade e ao menor custo de operação possível.

$$\boxed{\text{FENÔMENO NATURAL} + \text{OPERAÇÃO} = \text{FENÔMENO REAL}} \quad (1.13)$$

A atuação forçada sobre o fenômeno natural, exercida pelo operador da usina, implica muitas vezes num desvio da ocorrência natural do processo, afetando os resultados metalúrgicos. A modelagem matemática desses fenômenos apresentará sérias dificuldades na sua projeção industrial se ela for baseada apenas no fenômeno natural.

A utilização de energia nas operações de cominuição é um outro aspecto que deve ser levado em conta de forma simultânea aos mecanismos físicos da cominuição, como são a velocidade de liberação, a função transporte e a seletividade do processo, no caso de materiais heterogêneos, criando mais um elemento complicador frente às abordagens que pretendem acompanhar apenas o fenômeno natural de cominuição. Como veremos ao longo do texto, o modelo proposto em geral para as operações de beneficiamento, o **Modelo Operacional**, recebe este nome justamente por considerar as atuações do operador dentro das equações do modelo. Desse modo, o fenômeno real das operações unitárias de beneficiamento mineral possui dois componentes: **Natural** e **Operacional**. Este último não tem sido considerado adequadamente, até hoje, pelas atuais abordagens teóricas de ensino e pesquisa dessas operações nem pelos modelos de simulação conhecidos.

A expressão utilizada ao longo deste texto será:

$$\text{COMINUIÇÃO} + \text{OPERAÇÃO} = \underline{\text{MOAGEM HOMOGÊNEA}} \quad (1.14a)$$

$$\text{COMINUIÇÃO} + \text{OPERAÇÃO} + \text{CLASSIFICAÇÃO INTERNA} = \underline{\text{MOAGEM SELETIVA}} \quad (1.14b)$$

As operações de britagem são geralmente de tipo homogêneo, com a exceção da britagem por impacto, normalmente em britadores de martelos, que consegue evidenciar a heterogeneidade de determinados minérios, permitindo separar substâncias mais duras nas frações mais grossas (por exemplo, a magnetita) de outras espécies de menor dureza, gerando uma pré-concentração da espécie do nosso interesse. Deste modo, definiremos a britagem por impacto como uma operação de cominuição seletiva.

Como veremos em capítulos posteriores, podemos considerar como variáveis atribuíveis ao minério aspectos tais como os tamanhos de alimentação e de produto desejados (em função do grau de liberação), o peso específico das substâncias presentes, o grau de heterogeneidade do minério, a dureza da ganga e o tamanho dos grãos, etc. Por sua parte, a “administração” da cominuição possível de ser atingida envolve, para o fenômeno real de *moagem*: características do equipamento (velocidade de rotação, diâmetro, tipo de revestimentos, etc.), dos corpos moedores (tipo, tamanho, material) e decisões de operação como a porcentagem de sólidos da polpa, o nível de enchimento de corpos moedores e a porcentagem de carga circulante (no caso de utilizar o circuito fechado), entre outros aspectos.

### 1.1.8 Cominuição Seletiva com Transferência Macromolecular de Massa

Utilizando los conceptos expuestos anteriormente, en la visión del **Modelo Operacional**, definiremos el proceso de molienda de partículas heterogéneas como una operación unitaria de cominución selectiva con transferencia macromolecular de masa. Ese proceso tendrá cuatro **mecanismos macroscópicos**: Liberación (en el contexto cinético, como Velocidad de Liberación, y en la distribución de la quiebra, como ilustrado en la Tabla 1.1.1), Función Transporte, Selectividad y Aplicación de Energía, y el modelo utilizará el **Índice de Cominución** (desarrollado por el modelo para establecer las relaciones de scale-up) como propiedad macrofenomenológica para el estudio, diseño, operación y optimización del proceso. El proceso real de molienda, en procesos continuos industriales, considerará también los sub-mecanismos de cominución y de clasificación interna, y los sub-procesos de transporte macromolecular de masa en estado estacionario y la clasificación externa, en el caso de los circuitos cerrados. La Operación entra como elemento clave e innovador del Modelo Operacional y permite relacionar de manera optimizada todos los mecanismos anteriores.

Utilizando-se dos conceitos expostos anteriormente, na visão do **Modelo Operacional**, definiremos o processo de moagem de partículas heterogêneas como uma operação unitária de cominuição seletiva com transferência macromolecular de massa. Esse processo terá quatro **mecanismos macroscópicos**: *Liberação* (no contexto cinético, como *Velocidade de Liberação*, e na distribuição da quebra, como ilustrado na tabela 1.1.1), *Função Transporte*, *Seletividade* e *Aplicação de Energia*, e o modelo utilizará o **Índice de Cominuição** (desenvolvido pelo modelo para estabelecer as relações de scale-up) como *propriedade macrofenomenológica* para o estudo, dimensionamento, operação e otimização do processo. O processo real de moagem, em processos contínuos industriais, irá considerar também os sub-mecanismos de *cominuição* e de *classificação interna*, e os sub-processos de *transporte macromolecular* de massa em estado estacionário e a *classificação externa*, no caso dos circuitos fechados. A *Operação* entra como elemento chave e inovador do Modelo Operacional, e permite relacionar de forma ótima todos os mecanismos anteriores.

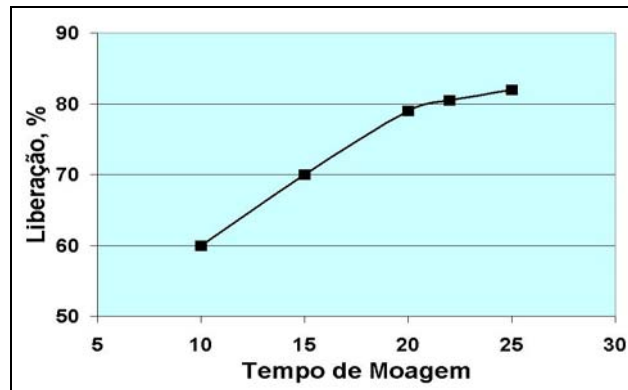
#### 1.1.8.1 Os Mecanismos Macroscópicos da Cominuição

##### 1. Liberação

Dependendo da heterogeneidade, da dureza e da textura dos grãos das substâncias do nosso interesse, com este primeiro componente, torna-se possível estudar e simular o fenômeno de **cominuição natural** (ou apenas "cominuição", como é normalmente enfrentado pela literatura convencional). Nesta fase, a cominuição pode ser estudada em analogia com um processo de destilação fracionada, onde partículas são transferidas da solução rochosa para a polpa, em forma de partículas com diversos graus de liberação, mediante a aplicação de energia. O **Modelo Operacional** propõe a determinação de  $\Phi$  mediante a utilização dos procedimentos indicados no item 1.1.4, para moagem de minérios heterogêneos, representados na equação 1.5 e, ainda, explicado no exemplo do item 1.1.6 (Tabelas 1.1.3 e 1.1.4), como elemento macroscópico para o estudo deste mecanismo. O grau de liberação da partícula do nosso interesse deve ser avaliada por faixa granulométrica, de acordo com o **Índice de Liberação** ( $\Phi$ ). As faixas granulométricas consideradas não devem ser muito numerosas, para reduzir o tempo e o custo dos trabalhos experimentais. É efetuado, ao microscópio, um estudo de contagem de grãos sobre seções polidas, para cada faixa granulométrica.

$\Phi = (\text{Peso da substância livre} / \text{Peso total de substância}) \times 100$  , para cada faixa.

A Liberação acontece numa determinada velocidade, a **Velocidade de Liberação**, da forma ilustrada na **Figura 1.1.3**, e que é estudada no contexto cinético do fenômeno, no **Capítulo 4**.



**Figura 1.1.3** – Velocidade de Liberação (Exemplo Teórico)

O produto da cominuição possui uma certa **distribuição de quebra**, como ilustrado na tabela 1.1.1, cujos fragmentos individuais gerados por cada evento de quebra são diferentes do fragmento que os originou, e diferentes entre si.

Os sistemas cinéticos convencionais avaliam a quebra com base na velocidade de desaparecimento das partículas desde as diversas faixas de tamanho para os tamanhos inferiores (Função Seleção) e a distribuição da quebra por cada evento é estabelecida analiticamente como uma matriz (matriz Quebra), que caracteriza a geração de fragmentos, considerando o processo como sendo homogêneo, levando em conta apenas o tamanho das partículas e considerando que os fragmentos gerados possuem características análogas entre si e com as partículas maiores que as geraram.

Nos capítulos seguintes veremos que a cominuição das partículas requer de bastante tempo de ação massiva dos corpos moedores sobre a massa de rocha situada na “zona de moagem” (zona mais baixa do volume interno do moinho, entre 20 a 25% em volume, onde existe uma sedimentação de partículas mais grossas, pesadas e de maior gravidade específica, constituindo a fase rocha interna,  $R_i$ ). Quanto maior for o tempo de moagem mais fino e mais liberado irá ficar o produto. Para operações industriais, em moinhos operando em circuito aberto, podem-se observar tempos de residência da rocha, e por tanto de moagem, superiores que 30-40 minutos nesta zona (Velocidade de Liberação).

## 2. **Função Transporte**

A retirada oportuna do produto, mediante certa velocidade e seletividade, permite utilizar a energia com mais eficiência sobre as partículas que precisam realmente ser cominuidas. A retirada de produto pronto, que constitui o mecanismo da **função transporte**, não deve exceder de 10 a 13 minutos, dependendo de diversas variáveis, como o valor de P80 procurado e a gravidade específica das partículas, dentre outros aspectos. Acima deste tempo, a zona de moagem e o moinho em geral começam a acumular finos, o qual prejudica a reologia da polpa, reduzindo a mobilidade dos corpos moedores e criando efeitos de amortecimento entre as partículas (pelo enchimento de finos entre os espaços), diminuindo o mecanismo principal de quebra e liberação.

Na **Figura 1.1.4** se ilustra o efeito do tempo de moagem sobre o consumo específico de energia, na experiência “batch”, a seco, característica dos testes que definem a propriedade macrofenomenológica dos modelos de tipo *Energético* (teste de Bond).

Como se observa na Figura 1.1.4, pela falta da função transporte (ela acontece apenas nos processos contínuos), a acumulação de finos começa a prejudicar o processo a partir de 10 a 13 minutos.

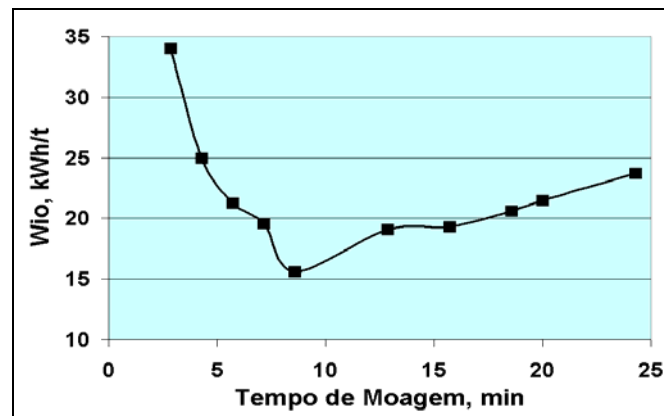


Figura 1.1.4 – A Moagem sem a “Função Transporte”

### 3. Seletividade

O gradiente proporcionado pela maior liberação dos grãos, que evidencia e maximiza determinadas diferenças de propriedades entre as substâncias, é a força impulsora que promove a transferência de partículas dentro do equipamento de moagem (*classificação interna*), propiciando uma maior seletividade da cominuição em favor de determinadas partículas, notadamente aquelas espécies de maior gravidade específica. A operação posterior de separação com concentração (por exemplo, a Flotação) possui sua própria medida de seletividade, dependente do grau de liberação obtido na moagem, de modo que é possível controlar a moagem através da seletividade observada no processo posterior.

A Seletividade é a propriedade do processo que define a operação de **cominuição seletiva**, cujos detalhes serão analisados no **Capítulo 2**. O Modelo Operacional propõe a utilização da **Curva de Seletividade** como elemento macroscópico para o estudo deste mecanismo, o qual pode ser observado em função da aplicação de energia ( $E$  vs.  $\Phi$ ) ou da redução de tamanho ( $P_{80}$  vs.  $\Phi$ ), da forma ilustrada na **Figura 1.1.5**, onde a curva superior reflete uma operação mais “seletiva” pois atinge o mesmo grau de liberação por um maior  $P_{80}$ . Para o caso de materiais homogêneos ou quando a cominuição não tenha objetivos de separação com concentração, este mecanismo não precisa ser levado em conta nos procedimentos experimentais.

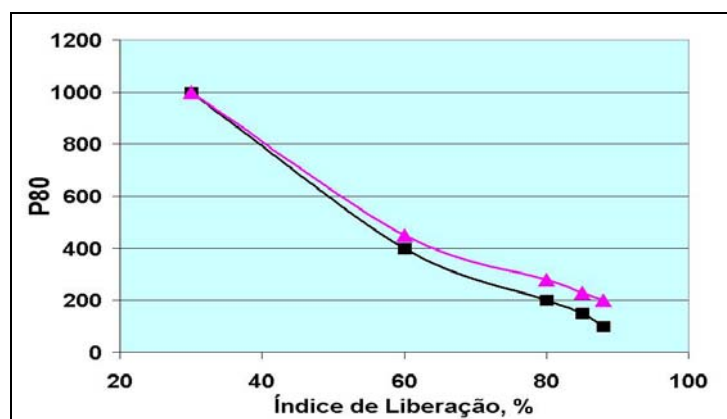


Figura 1.1.5 – Curva de Seletividade  $P_{80}$  vs.  $\Phi$



#### 4. Aplicação de Energia

A energia é entregue mecanicamente através do pinhão e é convertida, pelo movimento de rotação do cilindro, em *energia massiva de cominuição*, onde uma somatória de efeitos de Impacto, Atrição e Abrasão proporcionam a quebra com liberação da substância de nosso interesse. A energia pode ser entregue ao material de forma mais ou menos eficiente, dependendo das características mecânicas do equipamento (geometria, velocidade) e da sua operação (% de sólidos, nível de enchimento de corpos moedores, tipo de corpo moedor, etc.). Estes aspectos serão estudados em detalhe no **Capítulo 3**.

Os modelos do tipo *energético* lidam bastante bem com a formulação da aplicação mecânica de energia, ao ponto que até hoje são utilizadas estas abordagens para o dimensionamento de equipamentos para projeto. A grande vantagem destes modelos é sua consagrada aplicação industrial, há mais de 40 anos, e sua sólida base experimental, relacionada com operações contínuas. A desvantagem desta abordagem não é apenas a sua falta de fundamentação científica como operação unitária, mas a quase nenhuma flexibilidade quando os parâmetros (paradigmas) que sustentam os cálculos são mudados, como é o caso do circuito aberto, o baixo enchimento de corpos moedores, mudanças de velocidade e outros aspectos.

Ao longo do texto poderemos confirmar alguns importantes critérios energéticos:

- É mais barato britar que moer.
- É preferível esgotar o sub-mecanismo de impacto na britagem, antes de entrar nas operações de moagem, onde o custo da produção do impacto é maior. Particularmente para minérios heterogêneos, a britagem por impacto permite também a separação oportuna de partículas ou substâncias indesejadas pelo processo (pré-concentração), como por exemplo, a retirada oportuna de magnetita grossa e de superfinos, antes de entrar nas etapas posteriores.
- *Definir* exatamente a necessidade de cominuição; como é o material, para que se precisa cominuir, qual é o processo que segue, etc. *Dimensionar* o equipamento. *Otimizar* o circuito (operação) já na etapa de projeto.
- A cominuição é geralmente uma etapa de preparação para os processos que se seguem, notadamente os processos de separação com concentração de massa.

##### 1.1.8.2 A Propriedade Macrofenomenológica

Uma determinada quantidade de contatos entre corpos moedores e minério, por unidade de força, permite que o material seja cominuído até um tamanho definido, que corresponderia ao grau de liberação desejado. Dentro de certos limites, poucos contatos, mas de grande força, podem equivaler a muitos contatos de menor intensidade (o diâmetro do moinho, por exemplo, é uma variável que atua neste sentido). Dependendo do tempo de residência das partículas e das condições operacionais, definindo-se a quantidade mais provável de contatos entre os corpos moedores e o material e a intensidade deste contato, o **Modelo Operacional** introduz o **Índice de Cominuição** (Yovanovic e Moura, 1991, 1993), que será detalhado no item 1.7, e que leva em conta os fenômenos auxiliares de transporte e de classificação. O Índice de Cominuição é a ferramenta utilizada para o scale-up com operações industriais, e permite relacionar a aplicação mecânica de energia ao moinho e as formas como esta energia é entregue ao minério, de modo que a forma otimizada pode ser devidamente definida para cada caso estudado.

## 1.2 O Estado da Arte

### 1.2.1 Fundamentos da Cominuição

*Debido a la complejidad de esa operación y por la falta de una "ciencia mineral" que le pueda dar amplia cobertura (como son los Fenómenos de Transporte, que cubren las operaciones unitarias de la ingeniería química), su desarrollo científico ha avanzado de manera fragmentada (modelos cinéticos, modelos energéticos, manuales de fabricantes de equipos, etc.), como una sumatoria de conocimientos, propaganda comercial y conclusiones experimentales aisladas, sin espina dorsal y con poca relación cuantitativa entre ellos. En este ítem tentaremos analizar, brevemente, los contextos microscópicos y macroscópicos que las actuales interpretaciones teóricas del proceso han permitido, o sea, la visión convencional de la cominución, con la cual el lector debe estar más familiarizado.*

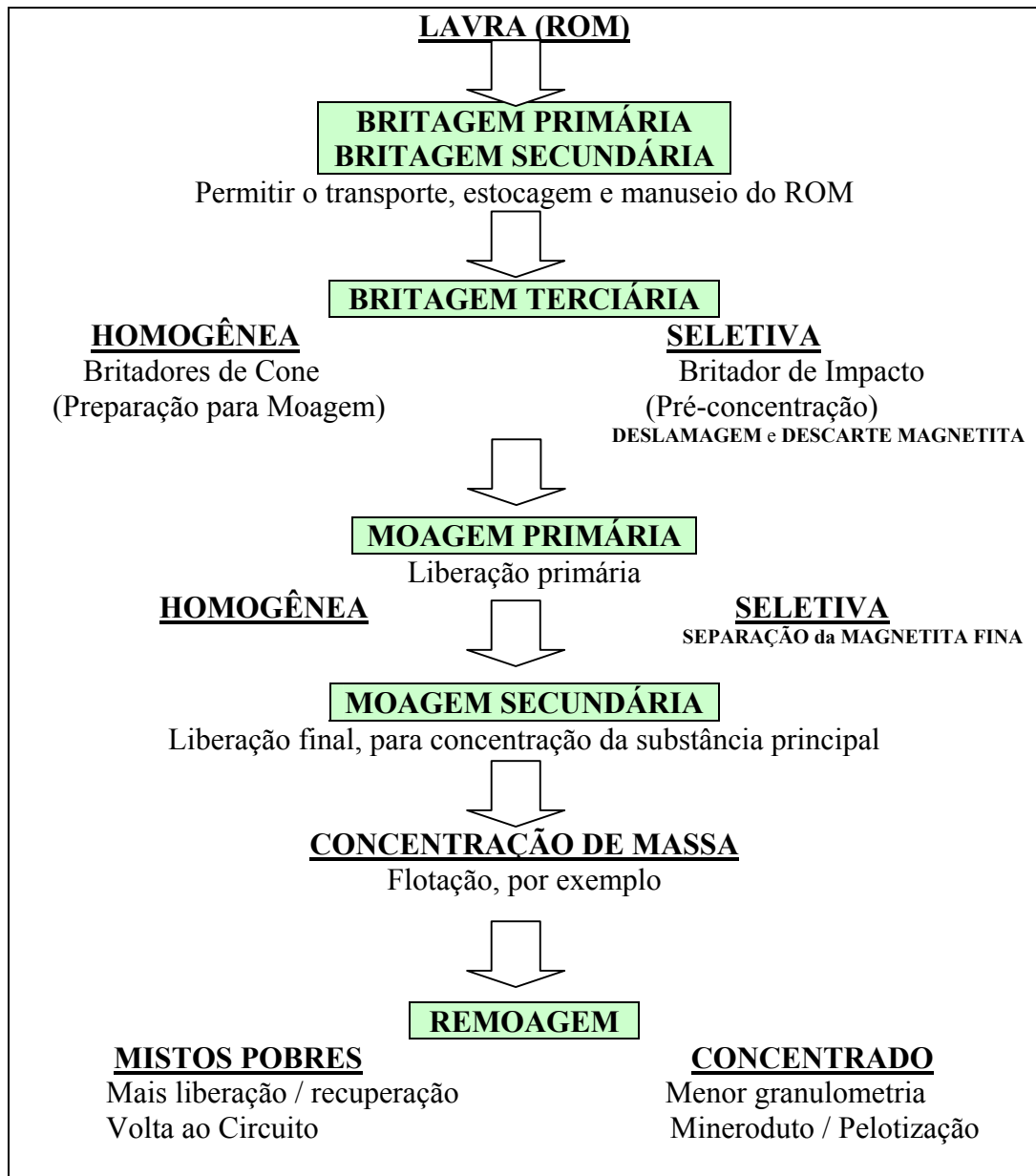
Devido à complexidade dessa operação e pela falta de uma "ciência mineral" que lhe possa dar ampla cobertura (como são os Fenômenos de Transporte, que cobrem as operações unitárias da engenharia química), o seu desenvolvimento científico tem avançado de maneira fragmentada (modelos cinéticos, modelos energéticos, manuais de fabricantes de equipamentos, etc.), como uma somatória de conhecimentos, propaganda comercial e conclusões experimentais isoladas, sem espinha dorsal e com pouca relação quantitativa entre eles. Neste item tentaremos analisar, sucintamente, o contexto macroscópico que as atuais interpretações teóricas do processo têm permitido, ou seja, a visão convencional da cominuição, com a qual o leitor talvez esteja mais familiarizado.

A estrutura geral do modelo de processos na área de tratamento de minérios deve considerar, como fundamental, uma descrição ou representação do fenômeno principal do processo e das operações unitárias ou fenômenos auxiliares envolvidos no sistema (classificação, transporte, etc., no caso da moagem). O fenômeno principal pode ser descrito através das seguintes abordagens:

- *Modelos Microfenomenológicos*, que se prestam à representação química ou física.
- *Modelos Estatísticos ou Empíricos*, que são feitos a partir da regressão de uma série de experimentos que não descrevem o fenômeno ou processo em si, mas apenas consideram os resultados deste processo.
- *Modelos Macrofenomenológicos*, que descrevem alguma performance do processo. Este tipo de expressão é derivado de algum fundamento teórico, mas suas constantes são determinadas experimentalmente, por exemplo: leis cinéticas, curvas de separação, distribuição de tempo de residência, etc.

Os modelos conhecidos no processo de cominuição, voltados à moagem em moinhos tubulares, são do tipo macrofenomenológicos, os quais podem, por sua vez, serem classificados como "**Energéticos**" (detalhes no **Capítulo 3**) ou "**Cinéticos**", (detalhes no **Capítulo 4**). O **Modelo Operacional** foi desenvolvido como nova alternativa macrofenomenológica para o modelo de diversos processos, assumindo o sistema fenomenológico como sendo de *Transferência Macromolecular de Massa*. O fenômeno fundamental da moagem (cominuição em moinhos) pode-se dividir em três partes principais: **Impacto** - quebra da partícula por golpes, normalmente de força superior à necessária; **Atrição** - forças de pressão localizadas, e **Abrasão** - esfregação de partículas entre si ou com peças de aço. O processo de moagem seletiva, como sistema, envolve principalmente três funções simultâneas: a própria **cominuição** - que é o fenômeno fundamental - a **classificação interna** e o **transporte macro – molecular**, além do sistema de **aplicação da energia**.

Na **Figura 1.2.1** é ilustrado um esquema das etapas de cominuição normalmente consideradas nas usinas de beneficiamento. O objetivo é de destacar a utilização de processos seletivos de cominuição, segundo as características dos minérios e objetivos finais da usina.



**Figura 1.2.1** – Esquema das Etapas de Cominuição

Na **Tabela 1.2.1** é apresentado um resumo dos sistemas de moagem mais conhecidos. O sistema de moinhos tubulares de barras e de bolas é chamado de sistema *convencional*, para ser diferenciado dos sistemas *autógenos*. Os moinhos a úmido, tubulares, descarga por *overflow* e de bolas, são os mais utilizados no sistema convencional, e constituem o alvo principal deste texto. A liberação das espécies minerais é a operação unitária de maior relevância prática em todo circuito de processamento de minérios; pois demanda o principal investimento de capital, incide fortemente nos custos unitários do processo metalúrgico, determina a capacidade máxima de tratamento e influi na rentabilidade da operação.

Tabela 1.2.1 – Sistemas Clássicos de Moagem

TIPO	PRODUTO	MEIO DE MOAGEM
<b>Seco</b> (tipo Aerofall) <b>Úmido</b> – Cascade ( $L/D < 1$ ) – Tubular ( $L/D > 1$ ) <b>Descarga</b> – Por Overflow – Por Diafragma	- <b>Grosso</b> (Primário) - <b>Fino</b> (Secundário) * Opção de <i>Single-Stage</i> para as duas etapas - <b>Superfino</b> (Remoagem, Pelotização)	- Totalmente <b>Autógeno</b> - Parcialmente Autógeno ( <b>Pebbles</b> ) - <b>Semi-Autógeno</b> (4 a 8% de bolas) - <b>Barras</b> - <b>Bolas</b> (vários tipos) - Cylpebs, bolas de porcelana, etc.

## 1.2.2 Evolução Tecnológica (e comercial) da Cominuição

### Período 1900 – 1950

Quando ainda não se pensava na fabricação de corpos moedores de aço, os sistemas autógenos<sup>(1)</sup> de moagem já eram notícia, **H.W. Hardinge** publicou as características técnicas do processo na Revista AIME Transactions, em Outubro de 1908. Em verdade, já em 1906 diversas empresas sul-africanas produtoras de Ouro começam a moer os seus minérios mediante moinhos tubulares em sistema autógeno. É importante registrar estas datas para comprovar que este tipo de cominuição não é uma novidade tecnológica destes tempos.

Nas operações de *britagem*, o britador de mandíbulas é o mais comum, próprio de usinas de baixa capacidade, numa época em que o tamanho das instalações não era tomado pelo gigantismo de hoje, em que os mercados estão mais globalizados e a economia de escala parece necessária (ainda considerando o menor teor das jazidas exploradas). Mesmo assim, se têm notícias de britadores giratórios naquela época. Na escala industrial, as operações de britagem, em geral, não conseguem atingir produtos inferiores que  $\frac{3}{4}$  de polegada, como tamanho de alimentação às operações de moagem, que na época possuíam pequeno diâmetro (8 a 10 pés), de modo que estas últimas operações precisam de uma etapa de moagem primária, antes da moagem que alimenta os processos de concentração. Pelas dificuldades de fabricação estrutural dos equipamentos, e pelo tamanho dos motores, a *moagem* convencional se concentra em moinhos de pequeno porte, e operando em dois estágios, pelo motivo da produção ainda grossa dos britadores. A operação auxiliar de classificação é normalmente feita por classificadores de arraste e a carga circulante retomada por elevadores de canecos. A modo de exemplo, pode-se citar que o concentrador Sewell da Empresa Minera El Teniente, Chile (**Yovanovic**, 1975-1976) instalou, durante os anos 40, 10 britadores e 72 moinhos para processar 30.000 t/dia de minério sulfetado de Cobre.

### Década de 50

Aparecem no mercado os britadores de cone tipo Symons (*Standard e Short Head*). O produto da britagem já consegue ser inferior que  $\frac{3}{4}$  de polegada, contribuindo para melhorar a eficiência dos equipamentos de moagem. Na moagem convencional permanece a tendência de utilizar dois estágios: barras e bolas. Os moinhos primários de barras, devido à resistência mecânica das barras em relação ao seu comprimento, atingem a sua potência máxima próxima de 1.800 HP. São introduzidos os hidrociclones e as bombas centrífugas no fechamento dos circuitos.

---

(1) Como o nome indica, trata-se do sistema de moagem que utiliza o mesmo minério como meio de moagem.

É desenvolvido o modelo energético de moagem por **F. Bond**, introduzindo o *Work Index* ( $W_i$ ) como propriedade macrofenomenológica da cominuição. Este modelo é amplamente aceito e até agora é o utilizado no dimensionamento de equipamentos de moagem. A fabricação de moinhos convencionais apresenta uma grande concorrência entre diversas fábricas: Hardinge, Marcy, Denver, Nordberg, Allis-Chalmers, entre outras, com base principal nos EEUU. Estratégias de desenvolvimento regional dos países escandinavos (Finlândia, Noruega e Suécia) fazem criar e desenvolver uma cultura tecnológica local, desistindo da compra de equipamentos convencionais e desenvolvendo a tecnologia de moagem Auto-Peb (Autógena modificada, ou de Pebbles – que utiliza corpos moedores, de certa condição de tamanho e peso, derivados da seleção de fragmentos do próprio minério, nas operações de britagem anteriores). Este sistema foi implantado em todas as instalações industriais da área, particularmente nas empresas dos grupos BOLIDEN e OUTOKUMPU.

### Década de 60

A britagem continua evoluindo em benefício dos sistemas convencionais. O desenvolvimento do sistema “*High Energy*” para controle de potencia dos britadores *short-head*, permite aumentar a capacidade destes equipamentos e reduzir, nas operações industriais, o tamanho do produto britado para menos de ½ polegada. Aproveitando esta menor granulometria, aparecem no mercado os circuitos de moagem “*single-stage*”, que utilizam moinhos convencionais de maior tamanho, em circuito fechado, em estágio único. É iniciado o sistema de controle automático dos moinhos, utilizando o densímetro nuclear, maximizando a capacidade dos circuitos de moagem. O benefício desta evolução tecnológica em favor das empresas produtoras foi tão grande que, a modo de exemplo, citamos o fato que a Empresa El Teniente, Chile, instalou mais um concentrador (Colon), com aproximadamente a mesma capacidade do concentrador anterior (Sewell), com apenas 4 britadores Symons (2 *Standard* e 2 *Short-head*) e 7 moinhos de bolas *single-stage*, de 14 x 24 pés.

Junto com o aparecimento de fábricas locais em países produtores e a queda das vendas nas fábricas tradicionais, floresce uma forte ofensiva de grupos multinacionais, com base no Canadá, com forte apoio governamental, pela comercialização de “tecnologias” e não necessariamente de equipamentos padronizados, optando pelo caminho das patentes. Nasceram assim as patentes dos moinhos autógenos e semi-autógenos a úmido Cascade-Mill (moinhos de grande diâmetro, com relação  $L/D < 1$ ), dos moinhos autógenos e semi-autógenos a seco Aerofall, e da Flotação em Coluna, entre outras tecnologias. O argumento de venda dos sistemas semi-autógenos baseou-se (na época) na suposta economia no consumo de energia elétrica frente aos sistemas convencionais (suposição que na prática industrial é comprovadamente inversa). Na moagem de minérios de Ferro e de Ouro começa a popularizar-se esta opção tecnológica. Nos Estados Unidos, fabricantes de menor porte, de equipamentos convencionais, se unem em grandes corporações.

Para minérios sulfetados, as empresas do grupo Kennecott (EEUU) efetuam experiências de moagem autógena e semi-autógena em suas usinas produtoras de Cobre: Utah, Nevada, Chino, Ray e Tam. Os testes incluíram confirmações em escala industrial, durante mais de 5 anos. O sistema convencional de moagem não conseguiu ser superado. A década termina com a impressão de que novas evoluções na cominuição convencional poderiam favorecer, ainda mais, o esquema de custos de investimento e operação das empresas mineradoras, e estimular o desenvolvimento sustentado das fábricas locais de equipamentos convencionais, nos países produtores de matérias primas.

## Década de 70

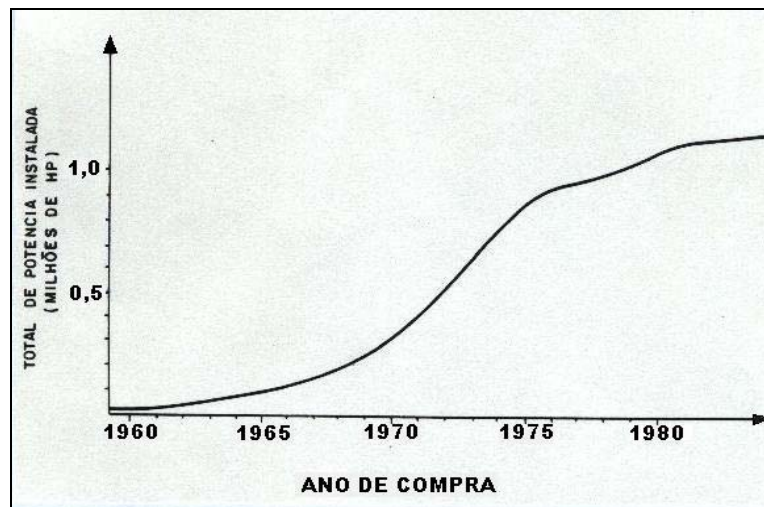
Aparecem os sistemas hidráulicos para o ajuste dinâmico de “*closed-setting*” e o sistema de *super high-energy* nos britadores short-head, permitindo um produto britado menor que 3/8 de polegada (8 a 10 mm), favorecendo ainda mais os circuitos de moagem convencional. Por sua parte, os circuitos single-stage são novamente otimizados pela incorporação do PSM (Particle Size Monitor), como elemento de comando do sistema de controle automático. Foram observados incrementos de 2% de maior capacidade de produção (El Teniente, 1975 – Instalação do primeiro PSM de América Latina).

Com relativo sucesso na *predição do consumo de energia*, a partir das experiências piloto (scale-up), foi implantada a moagem semi-autógena para o projeto Cyprus Pima, EEUU (Cobre). Esta instalação dá início a uma enorme ofensiva publicitária em favor dos sistemas semi-autógenos. Centenas de artigos técnicos foram publicados em favor desta novidade, em revistas de circulação e em Congressos de mineração, tendo o projeto Cyprus Pima como carro-chefe. Nesta estratégia foi comentado o sucesso do *scale-up*, mas não foram devidamente divulgadas as desvantagens desta tecnologia, que para este projeto significou maior consumo energético que o sistema convencional e consumo de aço 25% maior que o projetado. Nos anos 70 diversos outros sistemas autógenos e semi-autógenos foram implantados e muito pouco foi falado dos enormes problemas que estas instalações causaram às empresas produtoras. Só na moagem de minério de Cobre, observou-se que diversas usinas projetadas para operar de maneira totalmente autógenas tiveram que voltar a operar com bolas de aço como corpos moedores. Nos Estados Unidos, três empresas voltaram para moagem convencional após ter sido projetadas e implantadas em sistema autógeno: Butte (da Anaconda), Twin Buttes (Anamax) e C.E. Weed (Anaconda). No Canadá, as usinas de Similkameen e Island Copper foram projetadas para operar de forma autógena, numa etapa, e tiveram que mudar para sistema semi-autógeno, e ainda com novos moinhos de bolas para a moagem secundária, obviamente não considerados na etapa de projeto quando, comparativamente, foi descartado o sistema convencional em benefício da nova tecnologia.

A prática industrial comprovou que o consumo específico de energia é sempre maior nos sistemas autógenos ou semi-autógenos em relação aos sistemas convencionais. Além disso, quase todas as usinas industriais de moagem autógena ou semi-autógena apresentaram entre 10 a 20% a mais de consumo específico de energia quando comparado com os valores previstos na etapa de projeto, onde estes custos são favorecidos mediante a aplicação do método do *net-power*, que executa o scale-up para a escala industrial com a mínima energia possível. A alternativa convencional é severamente penalizada com uma série de fatores de correção, cargas circulantes, etc, configurando um quadro em que raramente aparece um projeto onde a alternativa convencional resulta-se ganhadora. (nas operações de flotação acontece o mesmo com as células de coluna frente às células convencionais). Ainda nos anos 70, já comprovado o maior consumo energético dos sistemas semi-autógenos, a estratégia comercial destes grupos passa agora a insistir nos menores investimentos no sistema de cominuição como um todo (britagem + moagem), onde também as usinas convencionais de britagem são sempre penalizadas com projetos superdimensionados, principalmente na estimação de obras civis (silos, prédios, etc.) e equipamentos auxiliares. A ofensiva comercial teve tal sucesso que neste período foi mais do que duplicada a quantidade de moinhos autógenos, semi-autógenos e de pebbles em operação e, a começar dos anos 80, existiam 378 moinhos operando em todo o mundo, como mostrado na **Tabela 1.2.2**. Na **Figura 1.2.2** é mostrada a evolução da instalação dos moinhos “Cascade Mill”.

**Tabela 1.2.2** – Instalações não Convencionais de Moagem  
(levantamento de **A.P.Yovanovic**, 1983)

PERIODO	MOINHOS
<b>1900 – 1973</b>	
• Canadá e EEUU	96
• África do Sul	63
• Finlândia	14
• Suécia	13
• Libéria	<u>01</u>
Sub-total até 1973	187
<b>1973 - 1983</b>	191
<b>TOTAL ATÉ 1983</b>	378



**Figura 1.2.2** – Venda de Moinhos Cascade Mill (**Jones Jr.**, 1983)

### Década de 80

A fábrica Nordberg, na época uma das últimas fabricantes de equipamentos convencionais em atividade, avança mais um passo na britagem convencional, patenteando o britador short-head do tipo “*Water-Flush*”, o qual, operando em circuito aberto, brita a úmido (65 a 70% de sólidos), favorecendo a seletividade desta operação e entregando uma polpa pronta para moer ou para pré-classificar antes de alimentar á moagem. Na Alemanha, começam a ficar populares os britadores de rolos a pressão (adequados para materiais mais homogêneos).

Nos congressos da época é feita uma grande divulgação do fracasso dos moinhos convencionais do projeto Bouganville, Nova Guiné (ao nosso entender o equipamento foi mal dimensionado e a velocidade de rotação ficou muito elevada), cujos moinhos, de 18 pés de diâmetro, apresentaram maior consumo de energia que o esperado a partir das experiências de laboratório. Em compensação, muito pouco foi falado do sucesso do projeto Pinto Valley (EEUU), com moinhos do mesmo diâmetro. A pressão comercial dos sistemas Semi-Autógenos vence a resistência dos países latino-americanos, cujas fábricas locais mais importantes foram adquiridas por grupos multinacionais e pararam de divulgar os sistemas convencionais de moagem.

O primeiro moinho do tipo Cascade Mill da América Latina foi instalado em Disputada, Chile (1981) instalação esta que somente encontrou alguma justificativa pelas dificuldades topográficas e climáticas que, na opinião dos responsáveis pelo projeto, complicariam a instalação de sistema convencional de britagem naquele local (**Von Borries e Villanueva**, 1981). Em nível operacional, o sistema semi-autógeno apresentou maiores custos de operação que a velha usina convencional existente. Além disso, a usina de flotação teve uma queda de 2% de recuperação por causa do novo sistema de moagem, provavelmente por causa da maior granulometria do produto nas novas instalações.

No final dos anos 80, a empresa El Teniente (Chile), com frágeis argumentos técnico-econômicos (**Vivanco e Barrat**, 1987), instala o maior moinho semi-autógeno do mundo, para aquela época, de 36 pés de diâmetro e 15.000 HP de potência instalada, alegando maior flexibilidade e leves melhorias de custos de investimento e operação em relação ao processo convencional existente, condição esta que parece não ter sido confirmada na prática, ao ponto que o aparelho publicitário pro Cascade Mill não tem falado nada ao respeito. A situação econômica mundial interrompe o andamento de numerosos projetos. O preço real da energia elétrica sobe mais de 100%, desfavorecendo, ainda mais, os sistemas não convencionais de moagem (**Motz J.C.**, 1982). **MacPherson** (1989) reporta valores de US\$5/kWh para o Canadá e EEUU. Lembramos ao Leitor que o projeto de Cyprus-Pima, avaliado durante os anos 1969 (projeto) e 1972 (start-up), considerava apenas 1 centavo de dólar por kWh.

### Década de 90 até Hoje

A globalização e o gigantismo dos mercados, principalmente pelo crescimento da China, motivou um rearranjo nas estruturas societárias das empresas mineradoras, em nível mundial; na falta de novos investimentos, o mesmo capital mudou diversas vezes de mãos. Os grandes fabricantes seguiram a mesma tendência, e hoje apenas um grande grupo controla 90% do mercado de equipamentos de mineração, em geral (talvez o 100% dos equipamentos de cominuição). No meio entre poucas e enormes corporações produtoras e um único fabricante, não existe muito espaço para os engenheiros projetistas locais nem para avaliações técnicas isentas de pressão comercial; os donos das empresas são anônimos dentro de sociedades do mesmo nome, e a compra de equipamentos e os custos de operação não doem tanto no bolso das personas que decidem. É um campo fértil para a introdução da tecnologia global.

Engenheiros eletrônicos, sem necessidade de possuir conhecimentos sobre processos, fabricam, comercializam e instalam sistemas de controle chamados de *otimizantes*, onde as atividades da “engenharia de processo” ficam escondidas dentro da memória neural de um aparelho eletrônico. O sistema irá utilizar todas as regras práticas dos técnicos (*expert-system*) e os “macetes” dos operadores (*fuzzy logic*) e não devolverá nenhum conhecimento em troca, pois ele não responde, limitando a atuação dos *engenheiros de processo* ao simples acompanhamento de dados de produção. Os *engenheiros de projeto* da área mineral também perdem espaço, pois, além das mineradoras deixarem os “cálculos” de dimensionamento para os próprios fabricantes, estão chegando os projetos “chave-em-mão” conveniados entre o único sistema multinacional de comercialização de equipamentos e as poucas grandes corporações produtoras.

Após quase 100 anos a cominuição continua sendo uma arte para os operadores, um desafio científico para os pesquisadores (ainda sem soluções práticas para as operações industriais) e um excelente negócio para os fabricantes.



### 1.2.3 Modelos de Cominuição

Basicamente, qualquer modelo teria que criar um sistema de equações que levem em conta: as características do minério (dureza, distribuição granulométrica, etc.), do equipamento (potência aplicada, diâmetro, velocidade de rotação, etc.) e o mais complicado, a maneira como estes dois elementos se combinam dentro do moinho (operação). Este sistema de equações busca quantificar o modo pelo qual o minério recebe a energia aplicada ao sistema. Existe um ponto na relação "*energia aplicada na moagem vs. energia recebida pela cominuição*" que conduz aos menores custos de operação e ao mínimo consumo específico de energia. Os processos auxiliares de classificação e transporte fazem parte deste sistema, contribuindo, com base nas propriedades específicas das substâncias liberadas, para melhorar a recepção de energia por parte da rocha, em geral, e da substância de interesse, em particular.

Nos circuitos fechados de moagem (não recomendados, em geral, por esta nova abordagem), a função "classificação" é externa (diferente da classificação interna que promove a cominuição seletiva), executada por um equipamento auxiliar (hidroclassificador, peneira, hidrociclone, etc.) e o transporte de massa dentro do moinho inclui a carga circulante gerada por esse sistema de classificação. Esta carga circulante, quando é muito elevada, muda significativamente o regime de distribuição de tempo das partículas dentro do moinho, homogeneizando erradamente a aplicação de energia, ao ponto que anula os benefícios derivados do sistema de classificação interna, que propicia maior seletividade e menor consumo energético do processo de moagem de partículas heterogêneas.

#### As Teorias Clássicas da Moagem

*El abordaje "energético" del fenómeno, idealizado por Bond (Bond F., 1961), es el más empleado actualmente para proyectar instalaciones de molienda, pero esta interpretación macrofenomenológica, por el hecho de basarse en condiciones estandarizadas de operación (alto nivel de carga de bolas, velocidad crítica definida, carga circulante fija, etc.) no posee fundamento teórico que permita la optimización operacional del proceso. La evolución de este tipo de modelo se basa cada vez más en fórmulas empíricas, que pretenden corregir mediante numerosos "factores de corrección" las naturales diferencias entre los parámetros obtenidos en el laboratorio y el scale-up industrial. Por otro lado, los modelos del tipo "cinético", con casi 40 años de desarrollo, todavía no evolucionaron lo suficiente como para ofrecer alternativas prácticas de simulación y optimización.*

A abordagem "**energética**" do fenômeno, idealizada por Bond (Bond F., 1961), é a mais empregada atualmente para projetar instalações de moagem, mas esta interpretação macrofenomenológica, pelo fato de basear-se em condições padronizadas de operação (alto nível de enchimento de bolas, velocidade crítica definida, carga circulante fixa, etc.) não possui fundamento teórico que permita a otimização operacional do processo. A evolução deste tipo de modelo baseia-se cada vez mais em fórmulas empíricas, que pretendem corrigir mediante numerosos "fatores de correção" as naturais diferenças entre os parâmetros obtidos no laboratório e o scale-up industrial. Por outro lado, os modelos do tipo "**cinético**", com quase 40 anos de desenvolvimento, na nossa visão ainda não evoluíram o suficiente para oferecer alternativas práticas de simulação e otimização.

Muitos Autores estabelecem que o primeiro requisito de um modelo é que este deve proporcionar uma boa aproximação com os dados observados na prática industrial, utilizando o conceito de que esses modelos teriam que *prever* a operação contínua industrial, diferentemente do **Modelo Operacional**, que pretende *otimizar* as operações, inclusive já na etapa de projeto.

### 1.2.4 Avaliação Macroscópica:

A transferência de massa devido a cominuição e suas conseqüências metalúrgicas podem ser avaliados, de maneira macroscópica, através dos resultados das análises granulométricas, químicas e de contagem de grãos sobre seções polidas ao microscópio, de amostras obtidas em ensaios de laboratório realizados com equipamentos de pequeno tamanho (contínuos ou em batelada). A “Cinética” do processo pode ser avaliada mediante o estudo do perfil de velocidades de transferência de fragmentos da rocha para a polpa (“Cinética de Quebra” - sistema convencional) ou através da velocidade de liberação dos grãos da substância do nosso interesse (“Cinética de Liberação”- como propõe o **Modelo Operacional**). A “Função Transporte” pode ser avaliada pela velocidade de retirada do produto, cujo tempo corresponde aproximadamente ao tempo de residência da água, nos processos a úmido, ou pela velocidade do ventilador de arraste, nos processos a seco. A “Seletividade” da cominuição é avaliada pelo *fator de separação* entre a substância liberada do nosso interesse e outras substâncias e a ganga, na fase rocha, e pela *Curva de Seletividade* propiciada pela classificação interna, na fase polpa. Finalmente, a forma e otimização da “Aplicação de Energia”, junto aos aspectos anteriores, serão os mecanismos macroscópicos utilizados neste texto para se avaliar o fenômeno de cominuição.

A avaliação macroscópica do processo de moagem, pela forma convencional conhecida até agora, poderia incluir os seguintes aspectos, todos eles tratados neste texto, mas agora de acordo com a nova abordagem proposta:

- a) **Características da Alimentação:** tipos mineralógicos de interesse; ganga; tamanhos de alimentação (F80) e do produto (P80); tamanho de liberação; peso específico das substâncias componentes; presença de lamas, etc.
- b) **Aspectos Mecânicos:** sistema de transmissão, diâmetro do moinho, velocidade de rotação, tipo de revestimentos, etc.
- c) **Variáveis de Processo:** preparação da alimentação (britagem, deslamagem, etc.); fluxograma (circuito, etapas, etc.); parâmetros de operação (nível de enchimento, tipo de corpo moedor; tempo de residência, % de sólidos, etc.).

As variáveis de processo são aquelas que mais dificuldades têm apresentado para as abordagens convencionais da moagem. Na **Tabela 1.2.3** é mostrado um diagrama que ilustra as etapas reais do fenômeno de cominuição.

**Tabela 1.2.3** - Diagrama do Fenômeno Real de Moagem

COMINUIÇÃO (FENÔMENO NATURAL)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Quebra (distribuição dos fragmentos)</li> <li>• Seleção (velocidade)</li> </ul>
+ OPERAÇÃO	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Função Transporte</li> <li>• Aplicação de Energia</li> </ul>
= MOAGEM HOMOGENEA	Cimento, pelletização, materiais industriais. $\Phi = f(P80)$
+ CLASSIFICAÇÃO INTERNA	Separação fases rocha e polpa <u>durante</u> o processo de moagem
= MOAGEM SELETIVA	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Moagem de partículas heterogêneas <math>\Phi_A \neq \Phi_B, (\text{mesmo } P80)</math></li> </ul>

### 1.3 Fase Rocha: Cominuição

*Para efectos de una mejor comprensión de este texto es importante reiterar que hemos establecido que el fenómeno de **conminución**, normalmente definido y estudiado en todos los abordajes teóricos más conocidos, aquí se refiere apenas al fenómeno natural de reducción de tamaño mediante los mecanismos de quiebra y distribución de los fragmentos extraídos de la roca, del punto de vista de un observador situado dentro de la fase roca, sin mucha preocupación con los aspectos ligados a la operación del equipo. Por otro lado, la **molienda** se refiere también a la producción efectiva de masa liberada de la sustancia de nuestro interés manipulando, con visión externa al fenómeno y mediante actuación operacional, diversas variables que crean ineficiencias que consumen energía y que, para el caso de **molienda selectiva**, perjudican el gradiente natural de transporte de masa en la fase pulpa, reduciendo la selectividad del proceso. La suma de estos enfoques, conminución + operación + clasificación, es llamada de “Molienda Selectiva”, como ocurre en la mayoría de los procesos industriales. La molienda es una forma de administrar el fenómeno natural de conminución. El **chancado**, con sus particularidades, es también una forma de aplicación del fenómeno de conminución.*

Para efeitos de uma melhor compreensão deste texto é importante reiterar que temos estabelecido que o fenômeno de **cominuição**, normalmente definido e estudado em todas as abordagens teóricas mais conhecidas, refere-se aqui apenas ao fenômeno natural de redução de tamanho mediante os mecanismos de quebra e distribuição dos fragmentos extraídos da rocha, do ponto de vista de um observador situado dentro da fase rocha, sem muita preocupação com os aspectos ligados à operação do equipamento. Por outro lado, a **moagem** se refere também à produção efetiva de massa liberada da substância de nosso interesse manipulando, com visão externa ao fenômeno e mediante atuação operacional, diversas variáveis que criam ineficiências que consomem energia e que, para o caso da **moagem seletiva**, prejudicam o gradiente de transporte de massa na fase polpa, reduzindo a seletividade do processo. A soma destes enfoques, *cominuição + operação + classificação*, é chamada de “Moagem Seletiva”, como ocorre na maioria dos processos industriais. A moagem é uma forma de administrar o fenômeno natural de cominuição. A **britagem**, com as suas particularidades, é também uma forma de aplicação real do fenômeno de cominuição.

#### 1.3.1 Mecanismos Macroscópicos da Quebra e Liberação

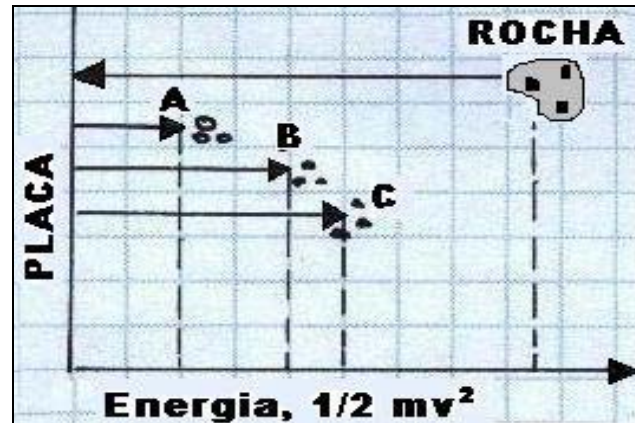
*Los fragmentos de roca requieren una determinada fuerza mínima de quiebra para distribuirse en nuevos fragmentos de menor tamaño y mayor liberación de la sustancia de interés. Cuanto mayor sea la fuerza aplicada sobre un determinado fragmento de roca, más fragmentos de menor tamaño serán producidos, hasta cierto límite a partir del cual la distribución de la quiebra para un determinado evento (balance granulométrico de los fragmentos producidos a partir de un determinado tamaño de fragmento sometido a la quiebra) permanece más o menos constante.*

Os fragmentos de rocha requerem de uma determinada força mínima de quebra para se distribuir em novos fragmentos de menor tamanho e maior liberação da substância de interesse. Quanto maior seja a força aplicada sobre um determinado fragmento de rocha, mais fragmentos de menor tamanho serão produzidos, até certo limite a partir do qual a distribuição da quebra para um determinado evento (balanço granulométrico dos fragmentos produzidos a partir de um determinado tamanho de fragmento submetido à quebra) permanece mais ou menos constante. O excesso de força, por tanto, constitui uma ineficiência do sistema, que aumenta o consumo específico de energia e pode, na maioria dos casos, produzir uma indesejada quantidade de superfinos no produto cominuído.

As forças envolvidas na quebra das partículas são principalmente três (além da combinação entre elas, como acontece nas operações massivas de cominuição, como é a moagem): *Impacto*, *Atrição* e *Abrasão*. Estas forças podem vir a ser seletivas, em maior ou menor grau, dependendo da forma de aproveitamento da energia aplicada.

- **Impacto**

Na **Figura 1.3.1** é ilustrado o efeito da aplicação de energia de impacto na cominuição observada em *operações de britagem*, onde a energia cinética é entregue à rocha, a qual bate contra a placa de desgaste do britador.



**Figura 1.3.1** – Força de Impacto na Britagem

A energia cinética entregue à rocha, no momento de atingir a placa de desgaste, cria uma força de reação, em sentido contrário. As substâncias mais pesadas **recebem** mais energia de reação (possuem mais massa); as substâncias mais duras e com grãos de menor tamanho **precisam** de mais energia, como ilustrado na figura anterior.

$$E = - \overset{\text{Ação}}{\frac{1}{2} m_R v^2} = \overset{\text{Reação}}{\frac{1}{2} m_A v^2} + \frac{1}{2} m_B v^2 + \frac{1}{2} m_C v^2 + \text{Perdas} \quad (1.15)$$

A quebra de cada substância irá ocorrendo ao atingir uma certa energia mínima, como se fosse o ponto de ebulição de cada substância dentro da mistura. Para o caso da Figura 1.3.1, a substância **A** quebra mais rápido que as outras.

O *grau de liberação* possível de ser atingido por cada uma das substâncias dependerá do grau de heterogeneidade dos componentes da rocha, como ilustrado na **Figura 1.3.2 a e b**, onde mediante a *Curva de Seletividade* é exemplificado o grau de liberação ( $\Phi$ ) das diversas substâncias em função da energia aplicada ao equipamento (ou seja, uma estimativa “Gross” da energia entregue à fase rocha). Como observado na figura, a substância **A** poderia ser liberada de forma mais ou menos seletiva dependendo da heterogeneidade da rocha e de outros aspectos ligados ao processo. Por exemplo, a Figura 1.3.2 a) poderia representar a britagem da rocha mediante britador de cone, e a Figura 1.3.2 b) poderia representar o mesmo material britado por impacto, em britadores de martelos. Para o caso da *moagem*, a diferença de seletividade entre a operação do moinho em circuito fechado (homogeneização do processo) vs. circuito aberto (aproveitamento da classificação interna) poderia parecer muito com as figuras apresentadas.

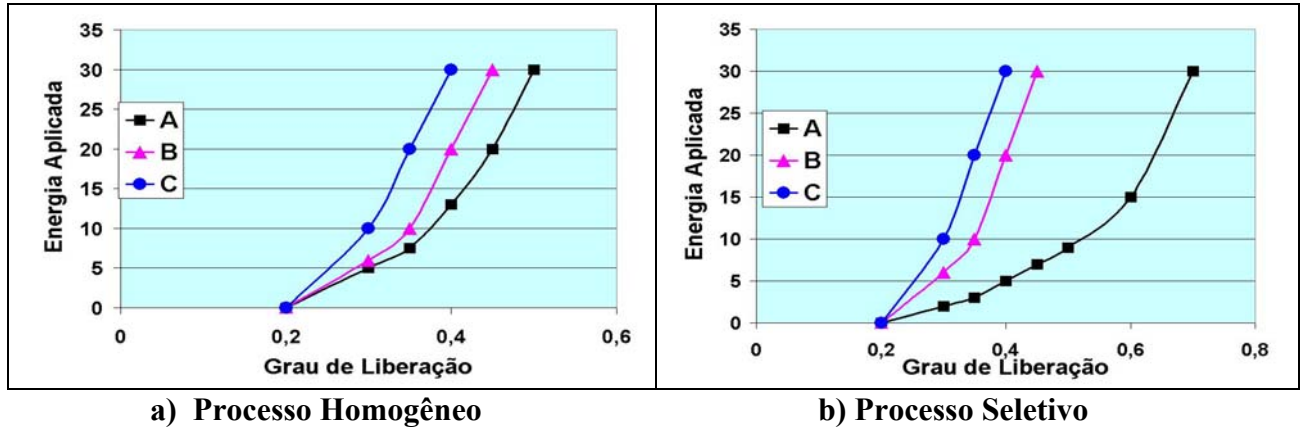


Figura 1.3.2 – Seletividade da Cominuição

A energia total consumida para materiais selecionados varia com a energia relativa de impacto. O aumento do consumo energético quando baixas energias relativas de impacto são empregadas se deve à baixa probabilidade de fratura das partículas. De fato, o comportamento da curva nessa parte depende da suscetibilidade do material à fratura por impactos repetitivos. O quartzo, por exemplo, não é muito suscetível a danos por impactos repetidos (Tavares L.M., 2003) e, portanto, o consumo energético aumenta significativamente para baixos valores de  $E$ . Por outro lado, o minério de ferro, que é particularmente suscetível a danos por impactos repetidos, apresenta somente um aumento modesto de consumo de energia para baixos valores de  $E$ . Conclui-se, portanto, que o menor consumo energético ocorre a baixas energias relativas de impacto.

Para o caso das *operações de moagem*, a energia de impacto está baseada na energia transferida ao corpo moedor, pelo levante da carga moedora, gerado pela rotação do moinho, auxiliado pelo perfil do revestimento. A energia aplicada à rocha é direta e por tanto sem espaço para exteriorizar a seletividade das substâncias (esta vez é o corpo moedor que impõe a sua força). O diâmetro do moinho, a altura da queda (que depende da fração da velocidade crítica e do perfil do revestimento) e a massa do corpo moedor são variáveis que definem diretamente a magnitude da força de impacto aplicada.

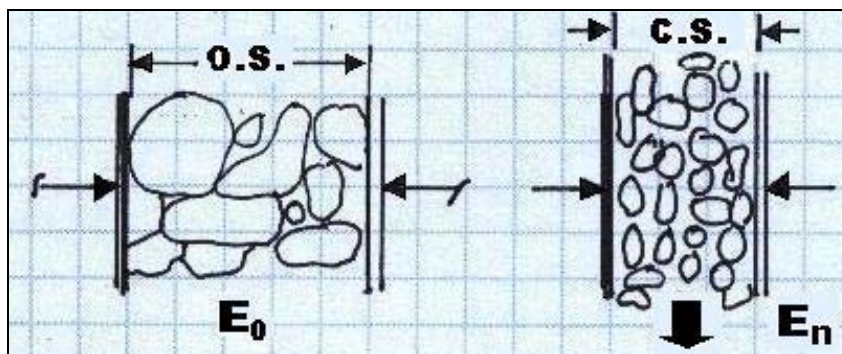
$$F = m g \quad (1.16)$$

*Lembrando da nossa analogia com o processo de destilação, a pressão massiva imposta pelos corpos moedores, tanto nas frações mais moles ou nas mais duras da rocha, equivale ao processo de fervura numa panela de pressão, onde não estamos dando chance para que substâncias com menor ponto de ebulição abandonem antes a panela (fase rocha), criando uma fase vapor (polpa) onde forçamos a homogeneidade da fase. Isso mesmo acontece com os circuitos fechados de moagem.*

Como o aproveitamento da heterogeneidade das rochas é fundamental para a maior seletividade e menores consumos de energia na liberação, é altamente recomendável que o mecanismo de impacto seja integralmente utilizado nas operações de britagem, em britadores de martelos, nas operações terciárias, gerando produtos do menor tamanho quanto possível ( $-\frac{1}{4}$  ou  $-\frac{3}{8}$  de polegada). Após esta operação, deve-se avaliar a possibilidade de pré-concentrar o minério, eliminando frações grosseiras, onde se acumulam as frações de magnetita, por exemplo, e as lamas e superfinos, que trazem muitas impureza e contaminantes dentro dos processos posteriores de concentração.

- **Atrição**

A força de atrição corresponde à aplicação de pressão sobre a rocha, entre as placas de desgaste e o manto, para as *operações de britagem*, ou de forma massiva, em todas as direções (como si se tratasse da pressão hidrodinâmica à que se encontra submetida uma partícula submersa em águas profundas), nas *operações de moagem*. O mecanismo de atrição é pouco seletivo e o equipamento impõe a sua força sobre a rocha, sem levar muito em consideração a sua heterogeneidade, pelo menos não da forma tão aguçada como observado na britagem de impacto. Na **Figura 1.3.3** é ilustrado um provável esquema de aplicação desta força em britadores convencionais. O ponto de início da aplicação da força corresponde a  $E_0$ , onde o volume ocupado pelas rochas é acomodado entre as duas placas, numa distância máxima equivalente ao “*open setting*” do britador.



**Figura 1.3.3** – Força de Atrição na Britagem

Após o evento de quebra, a rocha sofre fragmentação e, pela perda gradativa de distancia entre as placas, os fragmentos são deslocados perpendicularmente ao eixo da força aplicada. Os eventos se sucedem até atingir  $E_N$ , no ponto de menor abertura entre as placas, o “*closed setting*”, que corresponde á descarga da câmara do britador. A intensidade da força é aproximadamente a mesma, mas a distancia entre as placas vá diminuindo, acompanhando o menor tamanho dos fragmentos produzidos. Os britadores de cone normalmente aplicam esta força de forma mais gradativa, onde vários eventos ( $N = 5$  a  $10$ , na prática industrial), com força mais ou menos controlada, produzem fragmentos mais arredondados e homogêneos. Os britadores de mandíbulas, pelo contrário, apresentam forças de atrição mais acentuadas e com menor quantidade de eventos, permitindo o lajeamento do produto, o que algumas vezes é indesejado nas etapas que se seguem. A britagem por atrição é fundamentalmente um processo homogêneo, onde os resultados são acompanhados pela redução de tamanho médio das partículas e não necessariamente pela liberação de determinadas substâncias; por isso é muito utilizado nas operações de britagem primária e secundária e, nas operações terciárias, é recomendável para rochas mais ou menos homogêneas e instalações de alta capacidade de tratamento.

Como base para a melhor compreensão dos mecanismos físicos envolvidos na cominuição natural (do ponto de vista da partícula), alguns Autores têm examinado a ocorrência de deformação e fratura de partículas esféricas individuais, submetidas à compressão entre dois pratos rígidos, pelo método de elementos finitos FEM – Finite Element Method (**Kienzler R. e Schmitt W.**, 1990). É possível observar que materiais diferentes apresentam uma diferente distribuição da tensão de quebra, o que permitiria prever algumas tendências, a partir do laboratório, em auxílio dos projetos de cominuição.

O conhecimento físico da fratura requer do conhecimento da distribuição da tensão na partícula, sua redistribuição dentro da massa e sua propagação por todas as direções, assim como a sua resistência inicial frente ao esforço da quebra. A complexidade desta abordagem, que não permite soluções analíticas, requer de técnicas numéricas especiais, como o *método de elementos finitos* – FEM. Este método consiste numa aproximação numérica que considera a subdivisão teórica da partícula num número relativamente pequeno (finito) de elementos. Estes elementos são conectados com os seus vizinhos mediante pontos de contato (nodos) situados no limite entre eles. Deste modo construi-se um “caminho” de propagação para a tensão de quebra até o interior da partícula. Para aplicações práticas do FEM diversos programas comerciais de computação são comercializados.

- **Abrasão**

Trata-se da força de cisalhamento por esfregação da rocha: entre os próprios fragmentos; entre a rocha e os corpos moedores e entre a rocha e o revestimento. Este tipo de mecanismo de cominuição é observado nas operações de moagem, principalmente nas etapas de moagem secundária e de remoagem. A tensão de cisalhamento parece muito com o comportamento reológico de um fluxo não newtoniano, particularmente aquele fluxo chamado de plástico de Bingham (**Bird e outros**, 1960).

*Consideremos um fluido (líquido ou gás) contido entre duas grandes placas planas e paralelas, de área  $A$ , separadas entre si por uma distância muito pequena  $Y$ . Num determinado instante a placa inferior começa a se movimentar na direção do eixo  $x$ , com uma velocidade constante  $V$ . Ao atingir estado estacionário, pela segunda lei de Newton demonstra-se que a força  $F$ , constante, que deve ser aplicada na placa móvel para conservar o seu movimento, por unidade de área, é proporcional à diminuição desta velocidade com a distância  $Y$ . A constante de proporcionalidade é a viscosidade ( $\mu$ ), como mostrado na equação 1.17:*

$$\tau_{yx} = F/A = -\mu d_{vx}/d_y \quad (1.17)$$

*Ou seja, a força por unidade de área é proporcional ao gradiente negativo da velocidade local (vai decrescendo até encostar-se à placa fixa, onde o valor é zero).*

*A quantidade de movimento  $x$  se transmite através do fluido na direção  $y$ , a jusante do fluxo viscoso. Nos líquidos, onde as moléculas percorrem distâncias muito curtas entre as colisões, o mecanismo principal de transporte de quantidade de movimento consiste na colisão efetiva entre as moléculas. Para o caso de soluções sólidas, como as rochas, a energia inicial, no tempo  $t = 0$ , precisa atingir um determinado valor antes de começar a movimentação das placas submetidas a esforço. Isto é:*

$$\tau_{yx} = -\mu d_{vx}/d_y + \tau_0 \quad (1.18)$$

*Este comportamento é chamado como Modelo de Bingham, ou plástico de Bingham, e poderia representar, analogicamente, o mecanismo da abrasão na fase rocha, onde  $\tau_0$  é equivalente à energia necessária para produzir a quebra por cisalhamento.*

As conclusões macroscópicas que podem surgir desta abordagem são descritas a seguir, para as operações de britagem e de moagem.

## 1.3.2 Fenômeno Real de Cominuição

### 1.3.2.1 Britagem

O gradiente que promove a transferência macromolecular de massa da solução rochosa para a polpa é a intensidade e a forma da força aplicada sobre a fase rocha, que nas operações de britagem são fundamentalmente de atrição e impacto, como resumido na **Tabela 1.3.1**.

**Tabela 1.3.1** – Esquema de Aplicação de Energia na Britagem

FORÇA	BRITADORES	COMENTÁRIOS
<b>ATRIÇÃO</b> Pressão localizada $(P = F/A)$ placa → rocha ← manto	(Mandíbulas, cone, rolos) A pressão é exercida pelas placas de desgaste dos equipamentos contra o manto fixo (ou vice-versa).	<b>Cominuição homogênea</b> , onde não é relevante a classificação interna, mas apenas a redução de tamanho, em geral. A distribuição dos fragmentos é relativamente homogênea, ou seja, a composição dos fragmentos é muito próxima à composição da rocha cominuída.
<b>IMPACTO</b> Força por energia cinética $F = \frac{1}{2} m v^2$ rocha → placa	(Britadores de Martelos) A energia cinética é transferida à rocha, que bate contra a placa de desgaste do equipamento.	<b>Cominuição seletiva</b> , onde a rocha “administra” a quebra. As substâncias mais moles são rapidamente desprendidas das partículas mais duras. A distribuição da quebra é tão heterogênea quanto sua rocha base.

As forças utilizadas na britagem são diretas e localizadas, permitindo um eficiente uso da energia aplicada. O consumo energético total nas operações de britagem é normalmente inferior a 0,5 kWh/t, com pouquíssima dependência de propriedades intrínsecas do minério, como a dureza, tamanho dos grãos, tamanho da alimentação (**F80**) - desde que consiga entrar na câmara de britagem (*open setting*) - etc. O fator que mais influencia a capacidade e a potencia dos equipamentos de britagem é o tamanho médio desejado (**P80**), controlado pelo *closed-setting*. Tem sido comprovado que, nestas operações, o custo financeiro do investimento é maior que o custo direto de operação (**Yovanovic**, 1989), de modo que a otimização destas operações deve ser enfrentada pelo lado do investimento, procurando fluxogramas simples e enxutos, como será visto no item 7.2.

A *cominuição seletiva* que proporciona a britagem por impacto permite efetuar a pré-concentração de minérios altamente heterogêneos, como acontece comumente nas jazidas a céu aberto de rochas degradadas (secundárias), retirando as frações granulométricas com baixo teor de substância de interesse, normalmente as frações grossas (magnetita) e as lamas e superfinos (argilas, micas, alumina, sílica, etc.), que se constituem em impurezas indesejáveis nos processos de concentração que se seguem. O sistema de britagem chamado de “*water flush*”, introduzido pela Nordberg na década de 80 para os britadores de cone do tipo short-head, é uma forma de tornar um pouco mais seletiva, do ponto de vista granulométrico (tamanho), a cominuição nas operações de britagem, onde o fluxo de água arrasta os finos produzidos, liberando a câmara de britagem para os fragmentos de maior tamanho e evitando o amortecimento que os finos criam ao tomar conta dos interstícios entre estes fragmentos.

### 1.3.2.2 Moagem

Nas operações de moagem as forças atuantes são, resumidamente: a *atrição*, o *impacto* e a *abrasão*, todas elas aplicadas de forma massiva, misturada, com pouco controle e com baixíssima eficiência pelos corpos moedores (todos contra todos) com a ajuda eventual do próprio revestimento do moinho, e sem localização definida, atuando sobre toda a superfície das partículas, permanentemente, como resumido na **Tabela 1.3.2**.

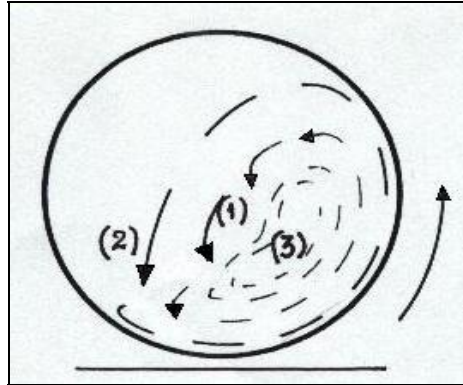


Tabela 1.3.2 – Esquema de Aplicação de Energia na Moagem

FORÇA	COMENTÁRIOS
<b>ATRIÇÃO</b> Presão na superfície da rocha	Presão massiva dos corpos moedores, relativamente constante, ao redor dos fragmentos de rocha (como se fosse pressão hidrostática).
<b>IMPACTO</b> Força de gravidade $F = m g$ Corpo moedor → rocha	O moinho entrega energia à bola, levantando-a pelo efeito da velocidade periférica do manto. O diâmetro do moinho, a altura da queda (que depende da fração da velocidade crítica) e a massa do corpo moedor são variáveis que definem diretamente a magnitude da força de impacto aplicada.
<b>ABRASÃO</b> Força de cisalhamento por esfregação da rocha	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Entre os próprios fragmentos</li> <li>• Entre a rocha e os corpos moedores</li> <li>• Entre a rocha e o revestimento</li> </ul>

*En general, la molienda a húmedo en molinos cilíndricos es esencialmente **selectiva** cuando la roca es relativamente heterogénea, como acontece con la gran mayoría de los minerales. Las partículas liberadas tienden a clasificarse y, dependiendo de la calidad de la operación y del circuito de molienda, estas peculiaridades pueden ser aprovechadas, en mayor o en menor grado, en beneficio de la selectividad de la cominución, que conduce a mejores resultados metalúrgicos en las operaciones posteriores de concentración y a menores consumos de energía específica en la molienda. Apenas en las operaciones de molienda primaria, en la quiebra inicial de partículas de top-size, se puede esperar algún beneficio en la aplicación de la fuerza de impacto en la cominución. Es muy recomendable en rocas heterogéneas agotar el efecto del impacto en las operaciones de chancado terciario, con molinos de martillos. De este modo, el diámetro del molino y el tamaño de los cuerpos moedores pueden ser dimensionados sin exagerar, utilizando con más intensidad las fuerzas de atrición y de abrasión. Cuando el molino gira, los cuerpos moedores son elevados por el lado ascendente del molino hasta obtener una situación de equilibrio dinámico donde los cuerpos moedores caen en cascada (1 – pequeñas caídas sucesivas) y en catarata (2 – caída libre) sobre la superficie libre de los otros cuerpos, alrededor de una zona muerta (3) donde ocurre poco movimiento, hasta el “pié” de la carga del molino, como se ilustra en la **Figura 1.3.4**.*

Em geral, a moagem a úmido em moinhos tubulares é essencialmente **seletiva** quando a rocha é relativamente heterogênea, como acontece com a grande maioria dos minérios. As partículas liberadas tendem a se classificar e, dependendo da qualidade da operação e do circuito de moagem, estas peculiaridades podem ser aproveitadas, em maior ou em menor grau, em benefício da seletividade da cominuição, que conduz a melhores resultados metalúrgicos nas operações posteriores de concentração e a menores consumos de energia específica na moagem. Apenas nas operações de moagem primária, na quebra inicial de partículas de *top-size*, pode-se esperar algum benefício na aplicação da força de impacto na cominuição. É muito recomendável em rochas heterogêneas esgotar o efeito do impacto nas operações de britagem terciária, com moinhos de martelos. Deste modo, o diâmetro do moinho e o tamanho dos corpos moedores podem ser dimensionados sem exageros, utilizando com mais intensidade as forças de abrasão. Quando o moinho gira, os corpos moedores são elevados pelo lado ascendente do moinho até obter uma situação de equilíbrio dinâmico onde os corpos moedores caem em cascada (1 – pequenas quedas sucessivas) e em catarata (2 – queda livre) sobre a superfície livre dos outros corpos, ao redor de uma zona morta (3) onde ocorre pouco movimento, até o “pé” da carga do moinho, como é ilustrado na **Figura 1.3.4**. Na ótica do **Modelo Operacional**, a energia aplicada ao processo em relação aos objetivos desejados para o produto ( $\Phi$  ou P80), segue três etapas típicas, de acordo com o tamanho e/ou etapa de cominuição: a) desagregação da rocha, rompendo as ligações básicas da ganga sobre as substâncias; b) propagação da tensão de quebra pelos bordes entre grãos; e c) quebra dos próprios grãos.



**Figura 1.3.4** – Movimento da Carga Moedora na Moagem

Resumindo, podem-se distinguir três tipos de movimento dos meios de moagem num moinho rotatório: a) rotação ao redor do seu próprio eixo, b) queda em *cascata*, onde os corpos moedores descem rodando pela superfície dos outros corpos e c) queda em *catarata*, que corresponde à queda livre dos meios de moagem sobre o “pé” da carga. A magnitude da elevação que sofrem os corpos moedores depende da velocidade de rotação do moinho e do seu tipo de revestimento. Para velocidades relativamente baixas e com revestimentos lisos, os corpos moedores tendem a rodar até o pé do moinho e os mecanismos de cominuição mais utilizados são os de atrição e de abrasão, o que é desejável na moagem fina (chamado de “non-catacting mill”- Myers, 1957).

Para a queda em *catarata* se espera que a aplicação de energia seja mais intensa, com maior produção de superfinos e com incremento no desgaste dos revestimentos. A partir de uma determinada velocidade, que depende do nível de enchimento e do perfil dos revestimentos, os corpos moedores são projetados sobre a carga descrevendo uma série de parábolas antes de aterrar no pé da carga; esta queda em *cascata* pode produzir um produto um pouco mais grosso da ganga e com menor desgaste dos revestimentos. A velocidade crítica do moinho é a velocidade mínima na qual a camada exterior de corpos moedores fica aderida à superfície interior do cilindro, devido à força centrífuga gerada pela rotação do moinho, gerando um equilíbrio entre a força centrífuga e o peso dos corpos moedores. A faixa de trabalho dos moinhos industriais fica em torno a 60-80% desta velocidade.

As operações de moagem são altamente dependentes das características da rocha, como a dureza, tamanho do grão, F80 e P80 (principalmente este último). A heterogeneidade da rocha, com base na variedade de espécies presentes, o tamanho dos grãos e a diferente gravidade específica dos componentes, pode ser aproveitada mediante um adequado circuito e sua correta operação. A moagem é comumente a operação de maior custo de investimento e de operação dentro das usinas de beneficiamento, de modo que devem ser utilizados todos os esforços em dimensionar de forma ótima os circuitos e operá-los corretamente. Como antes comentado, um procedimento de simulação foi desenvolvido que permite estimar o consumo energético na cominuição de partículas individuais a partir das características de quebra e fragmentação de partículas, determinadas na Célula de Carga de Impacto (Tavares, L.M., 2003). Resultados de simulação mostram que a energia total consumida depende significativamente da razão entre a energia usada em cada impacto e a energia média de fratura das partículas em cada classe de tamanhos. Comparações entre a energia mínima de cominuição e a energia consumida na moagem indicam que a eficiência energética situa-se tipicamente entre 8 e 23% (Detalhes no **Capítulo 3**).

### 1.3.3 A Propriedade Macrofenomenológica da Quebra

#### Britagem

*Las operaciones de chancado son generalmente observadas apenas en estado estacionario, pues el tiempo de duración del proceso es muy corto y la cantidad de eventos es bastante reducida; por otro lado, por la facilidad de trabajar con poca cantidad de muestra y la inmediata obtención del estado estacionario, es posible estudiar el proceso directamente en la escala continua, no siendo necesario un esfuerzo tan grande en el modelado de estas operaciones. En la práctica industrial, en chancadores primarios, por ejemplo, es posible observar que la roca no recibe más que 3 o 5 eventos de atrición por parte de la coraza del chancador hasta salir por el closed-setting; en el caso de los chancadores secundarios o terciarios es esperado un número de eventos un poco mayor (5 a 10).*

As operações de britagem são geralmente observadas apenas em estado estacionário, pois o tempo de duração do processo é muito curto e a quantidade de eventos é bastante reduzida; por outro lado, pela facilidade de trabalhar com pouca quantidade de amostra e a imediata obtenção do estado estacionário, é possível estudar o processo diretamente na escala contínua, não sendo necessário um esforço tão grande na modelagem destas operações. Na prática industrial, em britadores primários, por exemplo, é possível observar que a rocha não recebe mais do que 3 ou 5 eventos de atrição por parte da couraça do britador até sair pelo *closed-setting*; no caso dos britadores secundários ou terciários é esperado um número de eventos um pouco maior (5 a 10).

#### Moagem

*El Índice de Trabajo, o Work Index, es el parámetro de conminución utilizado por los modelos llamados de energéticos y expresa la resistencia de un material a ser triturado y molido. Numéricamente, son los kilowatts-hora por tonelada corta requeridos para reducir un material desde un tamaño teóricamente infinito a un producto de 80% menos 100  $\mu$ m.*

O Índice de Trabalho, o Work Index, é o parâmetro de cominuição utilizado pelos modelos chamados de energéticos e expressa a resistência de um material a ser britado e moído. Numericamente, são os kilowatts-hora por tonelada curta requeridos para reduzir um material desde um tamanho teoricamente infinito a um produto de 80% menos 100  $\mu$ m. A terceira Lei da teoria de Bond (**Bond**, F.C., 1961) estabelece uma relação entre a energia aplicada ao sistema e a recebida pelo material, dentro de uma determinada faixa granulométrica. Nesta faixa, Bond extrai uma constante do minério denominada “**work index**” ( $W_i$ , kWh/st), valor este que poderia ser extrapolado à escala industrial. Este índice é uma estimativa do consumo específico de energia a ser aplicado ao moinho para reduzir a granulometria do minério dentro de uma faixa definida. Detalhes desta abordagem podem ser observados no **Capítulo 3**.

$$W = \frac{10 W_i}{\sqrt{P80}} - \frac{10 W_i}{\sqrt{F80}}, \text{ kWh/st} \quad (1.19)$$

Pela expressão anterior, uma determinada rocha, de dureza  $W_i$ , consome  $W$  (kWh/st) para ser reduzida de tamanho **F80** para **P80**. Esta propriedade fundamental dos **modelos energéticos**, o “*work index*”, é obtida em moinhos de laboratório operando em batelada, mas a experiência encontra-se padronizada com a operação paralela de um moinho industrial de 8,0 pés de diâmetro interno, que Bond utilizou para calibrar o seu modelo.

Porém, pode-se pensar que para projetar um moinho idêntico ao de Bond (8,0 pés de diâmetro interno, 8,0 pés de comprimento nominal, 70% de velocidade crítica, 37% de enchimento de bolas, 77% de sólidos, etc.) a experiência de laboratório conduziria, com muita aproximação, ao “prognóstico” do comportamento industrial do novo minério. As dificuldades do modelo de Bond, para dimensionar equipamentos de diferentes tamanhos ou condições operacionais, foram superadas com relativo sucesso por **Rowland C.** (1980). Este autor criou, com base em experiências industriais, uma série de fatores de correção, chamados fatores de “eficiência” ou de “ineficiência”, conforme o caso. Tais fatores, quando aplicados convenientemente, corrigem a projeto industrial do “work index” para diferentes tamanhos de moinho e condições operacionais. Estudos mais recentes (**Deister R.J.**, 1987, e **Magdalinovic N.M.**, 1989), apresentam interessantes sugestões para melhorar a confiabilidade de cálculo e “scale-up” dos parâmetros energéticos, obtidos na experiência de Bond no laboratório.

**Austin e outros** (1982), apontam quatro grandes desvantagens ou erros do método de Bond para cálculo de moinhos, comentários compartilhados pelo **Modelo Operacional**:

- 1) O consumo específico de energia não coincide com o valor previsto quando se modificam as condições de referência: carga circulante, nível de enchimento de bolas, condições reológicas, etc.;
- 2) O modelo de Bond explicitamente assume que o consumo específico de energia não é função do nível de enchimento de bolas (o que é comprovadamente falso);
- 3) O método de Bond utiliza uma referência granulométrica restrita a F80 e P80, sem considerar a distribuição em toda sua amplitude. O Modelo Operacional não apresenta restrições, desde que se leve em conta a relação **P80-Φ** para operações seletivas;
- 4) O método de Bond não distingue claramente as causas da ineficiência de operação do moinho, em determinadas condições.

Como veremos no **Capítulo 4**, alguns Autores descrevem o fenômeno de cominuição natural mediante o acompanhamento do balanço populacional, baseado apenas no tamanho das partículas, ou seja, como se o processo fosse apenas homogêneo, mediante dois mecanismos que são muito utilizados nas abordagens atuais, do **tipo cinético**: a *função quebra* e a *função seleção*. O modelo populacional desenvolvido por **Reid K.J** (1965), que estende o sistema cinético obtido no estado estacionário para moinhos contínuos, é mostrado na expressão 1.20 a seguir. Sua aplicação e a evolução desta abordagem desenvolvida por outros Autores será discutida no **Capítulo 4**.

$$\frac{dm_i(t)}{dt} = -S_i m_i(t) + \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij} S_j m_j(t) \quad (1.20)$$

**B** = Matriz Quebra,

Onde o termo  $b_{ij}$  indica a fração de massa originalmente na faixa “j”, reduzida à faixa “i” após o evento de quebra. Observa-se que o coeficiente  $b_{ij}$  é análogo a um coeficiente estequiométrico de uma reação química.

**S** = Função Seleção,

Onde  $S_i$  representa a frequência de fragmentação das partículas localizadas na faixa granulométrica “i”.  $S_i$  é função do tempo, e tem o mesmo significado que uma constante cinética de uma reação química de primeira ordem (requisito de “linearidade” exigido pelos modelos cinéticos). Obviamente,  $i$  é maior ou igual que  $j$ , e  $j$  é maior ou igual que 1.

No fundo, estes dois componentes misturam o conceito cinético da engenharia química com o processo físico da cominuição (**Franks R.G.E.**, 1972; **Lynch A.J.**, 1977; **Austin L.G. e outros**, 1982-1984 e **Herbst J.A.**, 1987). Restrições dos modelos cinéticos, tais como: linearidade das funções analíticas que descrevem o comportamento cinético (muito difícil de acontecer na prática); transferência direta das constantes cinéticas do processo descontínuo a condições de estado estacionário e a extrapolação direta e sem condições limites da função específica de quebra em relação ao diâmetro do moinho, constituem alguns dos problemas desta abordagem macrofenomenológica (**Brossaud A.**, 1988).

**Lynch A.J.** (1977), utilizando os conceitos cinéticos dos modelos conhecidos, cria uma alternativa de tipo matricial, onde a cominuição é uma sucessão de eventos de quebra, na qual a alimentação de cada evento é o produto do evento precedente. Segundo o Autor, isto é válido para cada tamanho ou faixa granulométrica e sua correspondente distribuição de quebra. A maneira pela qual as partículas são fragmentadas, gerando um conjunto de distribuições granulométricas, é condensada numa matriz “**X**”, a qual deve ser definida experimentalmente no laboratório. A distribuição granulométrica resultante de um evento de quebra é obtida a partir do produto vetorial:

$$\mathbf{p} = \mathbf{X} \times \mathbf{f} \quad (1.21)$$

Onde **f** representa a distribuição granulométrica da alimentação, distribuição esta variável após cada evento. Por outro lado, a função quebra do modelo de Lynch é um conceito probabilístico que varia em função do tamanho da partícula. A abordagem de Lynch apresenta maiores limitações que as dos outros modelos de tipo cinético, devido à pouca consideração dos aspectos de transporte dentro do moinho.

O **Modelo Operacional** utilizará a seguinte expressão para descrever a transferência de massa pelo evento de quebra, nas operações de **moagem**, para uma rocha constituída por ganga e uma substância de interesse (derivada da expressão 1.5):

$$\mathbf{R}\Phi_0 \times \mathbf{IC} \rightarrow \mathbf{G} + \mathbf{M}\Phi + \mathbf{F} \quad (1.22)$$

Onde **IC** é o *Índice de Cominuição*, introduzido pelo Modelo Operacional (**Yovanovic e Moura**, 1991, 1993) e que será intensamente utilizado ao longo do texto. Uma determinada quantidade de contatos massivos entre corpos moedores e minério, por unidade de força, permite que o material seja cominuído até um tamanho definido. Poucos contatos, mas de grande força, podem eventualmente equivaler a muitos contatos de menor intensidade (diferença de diâmetro do moinho, por exemplo).

Isto é válido dentro de certos limites impostos ao diâmetro do moinho e ao tamanho do corpo moedor (**Austin L.G.**, 1984):

- i) diâmetro mínimo, que corresponde à altura mínima necessária para produzir a quebra por impacto do “*top-size*” do minério;
- ii) diâmetro máximo, a partir do qual aumentos na altura de queda, e por tanto da força de impacto, não produzem maior cominuição das partículas (quebra constante).

**Austin, L.G. e outros** (1982) observam que o efeito cascata (ao nosso entender o melhor efeito de movimentação da carga moedora dentro do moinho) que acontece em moinhos de grande diâmetro, proporciona uma *série de pequenos impactos* da mesma magnitude que a proporcionada por moinhos de menor diâmetro. Não é o caso do efeito catarata (que promove a quebra por impacto), o qual é maior nos moinhos de maior diâmetro.

É importante lembrar que, na perspectiva desta nova abordagem, o conceito de quebra refere-se realmente à liberação de grãos de dentro de uma solução rochosa, de modo que os fragmentos produzidos são, normalmente, diferentes do fragmento original e diferentes dos outros fragmentos gerados pela redução de tamanho do fragmento base, de modo que as abordagens microscópicas que estudam a propagação das forças de tensão serviriam apenas para partículas de substâncias homogêneas. No conceito do **Modelo Operacional**, o fenômeno de cominuição é, na realidade, a resultante do produto dos vetores quebra e seleção que, necessariamente, *não varia de forma linear* com o tempo, principalmente nas frações granulométricas mais grossas.

O modelo propõe que, dependendo do tempo de residência das partículas e das condições operacionais, definindo-se a quantidade mais provável de contatos massivos entre os corpos moedores e o material e a intensidade deste contato, o **Índice de Cominuição** pode ser expresso por:

$$IC = (BL / TM) \times TZ \times DI \times RM \times FG, (\text{Potência} - \text{hora})/t \quad (1.23)$$

Onde,

**TZ** = Tempo de residência dos fragmentos de rocha dentro da *zona de moagem*, min;

**TM** = Taxa de alimentação, em toneladas métricas por hora, base seca;

**BL** = Peso da carga de bolas dentro do moinho, toneladas métricas;

**RM** = Velocidade de rotação do moinho, rpm;

**DI** = Diâmetro interno do moinho, pés;

**FG** = Fator de golpe, por rpm. Quantidade estimada de golpes (ações sobre o material) que um corpo moedor qualquer poderia proporcionar por cada rotação do moinho, a qual é função do nível de enchimento.

*Un mineral duro requiere mayor Índice de Conminución que otro más quebradizo para ser reducido de un tamaño F80 a P80, alcanzando una deseada liberación, condición que puede ser estudiada en laboratorio. Las condiciones operacionales del equipo, elemento clave e innovador del modelo aquí propuesto, definen IC en función del tiempo, llevando en cuenta los fenómenos auxiliares de transporte y clasificación (interna y externa), como mostrado en los capítulos siguientes. Un **evento macroscópico de quiebra**, en la visión del modelo, equivale a la energía aplicada en una revolución del molino; o sea, el efecto masivo del contacto roca/cuerpos moedores e no eventos individuales, por cada fragmento e para cada franja granulométrica.*

Um minério duro requer maior Índice de Cominuição que outro mais friável para ser reduzido de um tamanho F80 a P80, atingindo uma desejada liberação, condição que pode ser estudada em laboratório. As condições operacionais do equipamento, elemento chave e inovador do modelo ora proposto, definem **IC** também em função do tempo, levando em conta os fenômenos auxiliares de transporte e classificação (interna e externa), como mostrado nos capítulos seguintes. Um **evento macroscópico de quebra**, na visão do modelo, equivale à energia aplicada em uma unidade do Índice; ou seja, o efeito massivo do contato rocha/corpos moedores e não os eventos individuais por cada fragmento e para cada faixa granulométrica. **Tavares e Kreischer** (2004) comentam que, principalmente nas frações mais grossas, uma proporção significativa dos eventos ocorre com magnitude insuficiente para causar ruptura completa da partícula, e imaginam que, em parte devido a esta situação, as taxas de quebra (usadas nos modelos cinéticos) se tornam não-lineares. A expressão massiva do evento de quebra proposta nesta nova abordagem não leva em consideração situações pontuais como a mencionada, pois nas operações industriais o tempo de moagem é mais do que suficiente para superar esses desvios.

*El abordaje mecánico de entrega de energía al equipo (Capítulo 3), está representado en la expresión 1.19, a través de las variables inherentes al equipo y la carga a ser movida, de modo que el modelo puede definir la condición óptima mecánico-operacional que permite suministrar al mineral el Índice de Cominuição necesario al mínimo consumo de energía. Por otro lado, el término **TZ** lleva en consideración el mecanismo de clasificación interna que favorece la molienda selectiva, a través de la sedimentación de las partículas más pesadas. En este texto introduciremos también el **Índice Base de Conminución (IB)**, que el material precisa para pasar de la condición F80 a P80, y que será la propiedad macrofenomenológica posible de obtener a partir de diversas maneras: en el laboratorio, mediante procedimiento experimental propuesto por el Modelo Operacional (detalles en ítem 5.4); en tests en planta piloto; o en experiencias comparativas con molinos industriales.*

*Salvo indicación contraria, todo el desarrollo teórico sobre conminución y molienda utilizado en este libro corresponde a la visión de transferencia macromolecular de masa introducida por el **Modelo Operacional**, y la determinación de sus mecanismos macroscópicos será preferentemente observada para sistemas continuos (estado estacionario).*

A abordagem mecânica da entrega de energia ao equipamento (**Capítulo 3**), está representada na expressão 1.23, através das variáveis inerentes ao equipamento e a carga a ser movimentada, de modo que o modelo pode definir a ótima condição mecânico-operacional que permite fornecer ao minério o Índice de Cominuição necessário ao mínimo consumo de energia. Por outro lado, o termo **TZ** leva em consideração o mecanismo de classificação interna que favorece a moagem seletiva, através da sedimentação das partículas mais pesadas. Neste texto estaremos introduzindo também o **Índice Base de Cominuição (IB)**, que o material precisa para passar da condição F80 a P80, e que será a propriedade macrofenomenológica possível de obter a partir de diversas maneiras: no laboratório, mediante procedimento experimental proposto pelo Modelo Operacional (detalhes no item 5.4); em testes em planta piloto; ou em experiências comparativas com moinhos industriais.

Salvo indicação em contrário, todo o desenvolvimento teórico sobre cominuição e moagem utilizado neste livro corresponde à visão de transferência macromolecular de massa introduzida pelo **Modelo Operacional**, e a determinação dos seus mecanismos macroscópicos será preferentemente observada para sistemas contínuos (estado estacionário).

Na falta de testes específicos, mediante o conhecimento do  $W_i$  (Work Index) ou do  $W_{io}$  (Work Index Operacional), obtidos pelos procedimentos experimentais convencionais, efetuados pelo teste padrão de Bond, também, é possível deduzir o Índice Base de Cominuição (IB) que teria acontecido no moinho de referência de Bond (8 pés de diâmetro interno, 8 pés de comprimento nominal, etc.)

#### MODELOS ENERGÉTICOS

$$W = \frac{10 W_i}{\sqrt{P80}} - \frac{10 W_i}{\sqrt{F80}}, \text{ kWh/st}$$

#### MODELOS CINÉTICOS

$S_i$  = função seleção  
 $b_{ij}$ , função quebra

#### MODELO OPERACIONAL

$$IC = (BL/TM) TZ DI RM FG, (\text{Potência} - \text{hora})/t$$

#### A PROPRIEDADE MACROFENOMENOLÓGICA

## 1.4 Fase Polpa: Classificação Interna

*La fase llamada de **pulpa** es obviamente una referencia analógica del flujo másico de producto, donde ni siempre los procesos acontecen por la vía húmeda. A rigor, desde el punto de vista del proceso de destilación, que es la analogía de transferencia de masa utilizada, estaríamos hablando de la fase vapor. De este ángulo, hemos definido que las operaciones de cominución homogénea acontecen por causa de la homogeneidad de la roca o, como acontece en muchos casos, porque la fase pulpa es extraída sin explotar la heterogeneidad de las rocas conminuidas, sea utilizando equipos y circuitos que tienden a la homogeneización de los fragmentos de roca y las partículas con algún grado significativo de liberación, o por una inadecuada operación en las plantas de beneficio.*

A fase chamada de **polpa** é obviamente uma referência analógica do fluxo mássico de produto, onde nem sempre os processos acontecem pela via úmida. A rigor, do ponto de vista do processo de destilação, que é a analogia de transferência de massa utilizada, estaríamos falando da fase *vapor*. Desse ângulo, temos definido que as operações de cominuição homogênea acontecem por causa da homogeneidade da própria rocha ou, como acontece em muitos casos, porque a fase polpa é extraída sem explorar a heterogeneidade das rochas cominuidas, seja utilizando equipamentos e circuitos que tendem à homogeneização dos fragmentos de rocha e as partículas com algum grau significativo de liberação, ou por uma inadequada operação nas usinas de beneficiamento (circuitos fechados, alto enchimento, etc.).

Nas *operações de britagem*, os britadores de impacto fornecem uma alta seletividade na cominuição, devido à administração individual da energia recebida por parte das diferentes substâncias presentes, como descrito na equação 1.15 do item 1.3.1. Como o estudo destas operações é feito sempre em estado estacionário, o conhecimento científico destes mecanismos não é fundamental para o projeto de instalações e otimização de circuitos. Os próximos itens serão dedicados a discutir com maior profundidade as *operações de moagem*.

### 1.4.1 Mecanismos da Classificação Interna

Corresponde à separação interna entre os fragmentos de rocha e as partículas liberadas (ou com algum grau significativo de liberação), que acontece **durante o processo de cominuição**, entre os eventos de quebra. A fim de definir realisticamente a eficiência da moagem, é necessário estabelecer um processo ideal de cominuição. Reconhecendo que a quebra de partículas individuais representa o modo mais eficiente de cominuir materiais, visto que perdas devido ao atrito e a eventos mal sucedidos são minimizadas ou totalmente evitadas, uma representação que simula um processo ideal que consiste múltiplos estágios de quebra de partículas individuais seguida de classificação granulométrica, é ilustrada na **Figura 1.4.1**, onde a seletividade do processo e o consumo energético são ótimos. Consideremos um processo de cominuição que consiste de N estágios; em cada um desses estágios, partículas compreendidas num intervalo estreito de tamanhos são submetidas, uma a uma, a sucessivos impactos seguidos de classificação numa peneira ideal. Quando nenhum material resta nessa fração, prossegue-se ao estágio seguinte e aí por diante, até que a granulometria do produto seja atingida. Esse processo é ilustrado esquematicamente na Figura 1.4.1. Na figura se observa que, após cada evento, é separado o produto  $P_i$ , referido às partículas cuja liberação tenha sido atingida ( $\Phi = 0,8$ ) ou cujo tamanho (**P80**) represente mais ou menos essa situação.



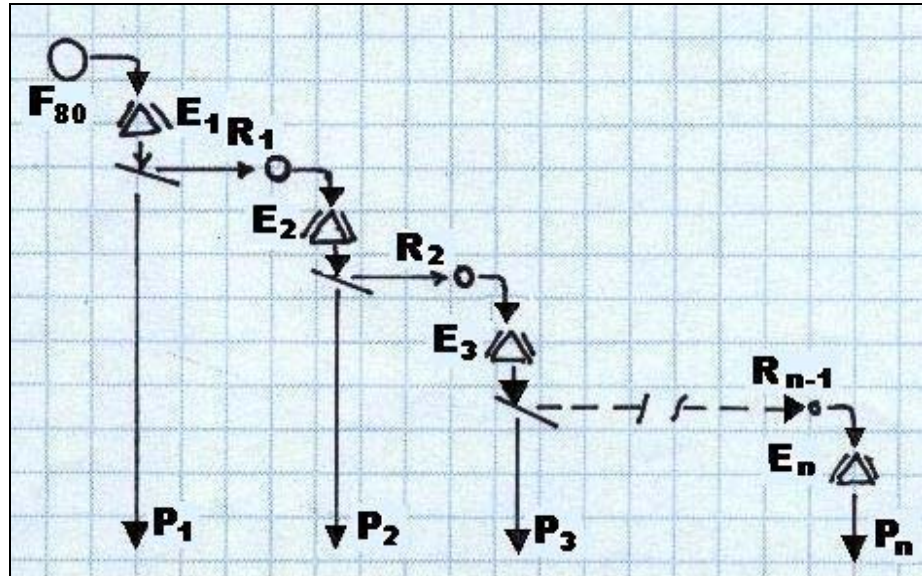


Figura 1.4.1 – Classificação Interna Ideal

Da forma ilustrada na Figura 1.4.1, a energia utilizada em cada evento é aplicada apenas sobre os fragmentos de rocha que precisam ser cominuídos. A rigor, o que realmente estamos querendo representar na figura é algum sistema que classifique e separe, antes de cada evento, as partículas cuja liberação é suficiente ( $\Phi$ ), mesmo que as partículas de ganga permaneçam de tamanhos maiores. Para efeitos de compreensão do problema, achamos que o leitor poderá imaginar esta situação e nos desculpar pela simplicidade da figura anterior. Na prática industrial, as particularidades das substâncias imersas na rocha facilitam ou dificultam esta classificação, como por exemplo, a gravidade específica e o tamanho (e peso dos grãos) de modo mais expressivo, e outras menos significativas como, por exemplo, a hidrofobia de algumas partículas sulfetadas e a plasticidade das micas, que são resistentes a qualquer mecanismo de cominuição.

## 1.4.2 O Caso Copperhill

Myers, J.F. (1957) discute com detalhes esse sub mecanismo de classificação interna (IMC – In Mill Classification) e estuda o comportamento de polpa de minério de Cobre, dentro do moinho, em camadas de 10 polegadas de profundidade, num corte transversal situado a 3 pés da boca de descarga, mais ou menos na metade do moinho. Trata-se do caso acontecido na usina de Copperhill (Tennessee Copper Co., EEUU) e moinho de bolas de 7 x 10 pés, que após muitos anos de operação em circuito fechado, teve a sua carga de bolas reduzida de 45 para 29% em volume, colocando em evidencia o mecanismo de classificação interna e a seletividade na moagem de minérios heterogêneos, comprovando a viabilidade de operar em circuito aberto e, junto com isso, inúmeros outros “paradigmas” da moagem foram rompidos. O moinho, operando a 63% de sólidos, produz um espessamento próximo de 75% na “zona de moagem”, definida pelo **Modelo Operacional** como a fração de volume mais profunda, onde normalmente se concentra a fase rocha, alvo do processo de cominuição, cuja densidade se aproxima do teor de saturação da polpa, ou seja, no ponto onde a polpa chega ao limite da sua fluidez, como ilustrado na **Figura 1.4.2**. A gravidade específica do minério estudado é de 4,2, que em relação à água equivale a 3,2. A velocidade de decantação numa polpa diluída (63% sólidos) produz o efeito ilustrado na Figura 1.4.2.

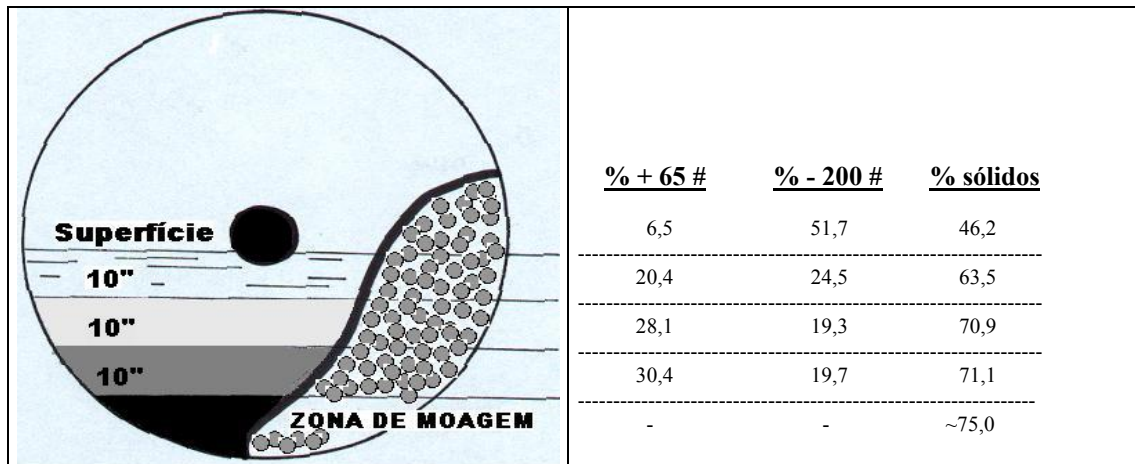


Figura 1.4.2 – Classificação Interna do Moinho Aberto, com Baixo Enchimento

**J.F. Myers** complementa os resultados com os seguintes comentários:

- Operações industriais que moem normalmente materiais constituídos por diferentes espécies minerais, com diferentes gravidades específicas, produzem diferentes curvas: % passante vs. mesh, para cada substância.
- Os minérios mais pesados são moídos mais finamente.
- Ao atingir o tamanho de liberação definido pelos métodos convencionais (P80), muito minério já foi moído mais que o necessário (*overgrinding*).
- A diluição da polpa que alimenta o moinho é fundamental para produzir a classificação interna. Numa certa faixa de diluição não se observam perdas de capacidade, ou seja, a “zona de moagem” mantém a sua alta densidade. Myers testou com bons resultados diluições próximas de 35% de sólidos na alimentação.

Os compromissos da operação de moagem são: processar um determinado fluxo mássico (ton/hora), atingir um determinado tamanho no produto (**P80**); produzir uma adequada liberação das partículas do nosso interesse ( $\Phi$ ); e, para preparação de material para o processo posterior de flotação, atingir o grau necessário de flotabilidade dos mistos grossos. Em muitos casos será necessária a remoagem destes mistos grossos para atingir melhor recuperação global do processo.

Examinando o caso de exemplo, **Bunting S. Crocker**, da Lake Shore Mines Ltd. (**Lewis F.M.**, 1953), comenta que a ganga constitui mais de 60% da massa alimentada ao moinho. Essa fração resultou menos moída pela condição de operação mais seletiva do moinho, quando comparada com a operação convencional de alto enchimento e em circuito fechado (35% contra 40% - 200 mesh). *Ou seja, o moinho não mói mais, apenas proporciona uma cominuição preferencial aos sulfetos.* **E.H. Crabtree**, Director of Milling, Eagle Picher Co., comenta que, devido à maior liberação dos sulfetos e ao tamanho mais grosso da ganga, mais Cobre é flotado com menor quantidade de reagentes. **J.F. Myers** (1957), baseado nos resultados mostrados na Figura 1.4.2, após avaliar as curvas granulométricas do produto da moagem em circuito aberto, com baixo enchimento, e comparando com o produto do sistema fechado convencional, de alto enchimento, conclui que, devido ao “fator de depressão” (definido por Myers para mostrar a seletividade produzida pela diferença de moagem entre a ganga e o minério), *o sistema de classificação interna mostrada no exemplo apresenta uma adequada liberação a 140  $\mu\text{m}$ , contra 112  $\mu\text{m}$  requeridas pelo sistema fechado convencional.*

Este aspecto é muito importante, pois o moinho operando em circuito aberto pode produzir **a mesma liberação do minério de interesse para um P80 superior**, confirmando que a operação de moagem nem sempre deve ser avaliada como um compromisso de obter um determinado P80, mas de liberação em geral. **Silva, J.C.F e outros (2004)** estudam o fluxo granulométrico da alimentação a flotação numa usina de concentração de rocha fosfática, após etapas de britagem e moagem a P80 de 149  $\mu\text{m}$ . Os resultados da análise granuloquímica do material são apresentados na **Tabela 1.4.1** e nela se observa que os componentes mais pesados da ganga são moídos mais finamente e, pelo contrario, os componentes mais leves ficam concentrados nas frações mais grossas, como era de se esperar.

**Tabela 1.4.1** – Análise da Alimentação a Flotação (**Silva, J.C.F. e Outros, 2004**)

Tamanho ( $\mu\text{m}$ )	Ganga pesada		Minério		Ganga leve		
	TiO <sub>2</sub>	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	CaO	SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	MgO
210	7,5	12,5	6,5	15,5	33	4,5	10
149	10,5	12,5	12	24	23	2,0	6,0
74	12,5	17,0	13	27	17	1,0	4,0
37	15,0	29,5	10,5	23	12,5	0,5	3,0

\* Os valores referem-se ao teor de cada substância, %.

### 1.4.3 Como Melhorar a Classificação Interna

Diversos estudos foram desenvolvidos por **Yovanovic**, sobre a otimização da moagem via manipulação da polpa. No item 2.5 são estudadas diversas alternativas para melhorar a seletividade nos processos de moagem, de onde podemos resumir:

- A moagem em circuito aberto com baixo enchimento apresenta as melhores condições reológicas para o sistema;
- No interior do moinho a polpa atinge maior temperatura no circuito aberto que no circuito fechado. A carga circulante resfria o interior do moinho, jogando calor fora do sistema, no ambiente e tubulações de recirculação;
- Nas mesmas condições de densidade (% de sólidos) e de temperatura, a polpa “suja” com carga circulante possui maior viscosidade que a polpa nova (**Yovanovic, 1975**). Este conceito é muito importante, também, para as operações de hidrocicloneamento;
- Em processos que alimentam a operação de flotação é de muita conveniência a adição antecipada de reagentes, inclusive de espumante, que para o circuito aberto apresenta grande utilidade. Além do melhor condicionamento, aproveitando o moinho como reator e da redução do efeito de oxidação da superfície de determinadas partículas, que reduz a adsorção do coletor, esta nova condição incrementa o gradiente de separação hidráulica aproveitando a hidrofobia de determinadas partículas coletadas, evitando o excesso de moagem de partículas já liberadas;
- Outros reagentes específicos podem ser adicionados como depressores e os chamados “ajuda à moagem”, que colaboram para reduzir a viscosidade da polpa e aumentar o espessamento na “zona de moagem”;
- Em circuitos alcalinos a reação exotérmica [ $\text{CaO} \rightarrow \text{Ca}(\text{OH})_2$ ] devido à hidratação da Cal pode ser aproveitada adicionando diretamente a Cal granulada dentro do moinho.

Nas condições em que a classificação hidráulica não é efetiva (vale dizer, mais de 20% das partículas descarregadas pelo moinho são de tamanho superior ao P80 definido), o modelo determina as equações fundamentais do *processo auxiliar de classificação*, ou classificação externa, como será estudado no item 1.6.

## 1.5 Contato entre as Fases

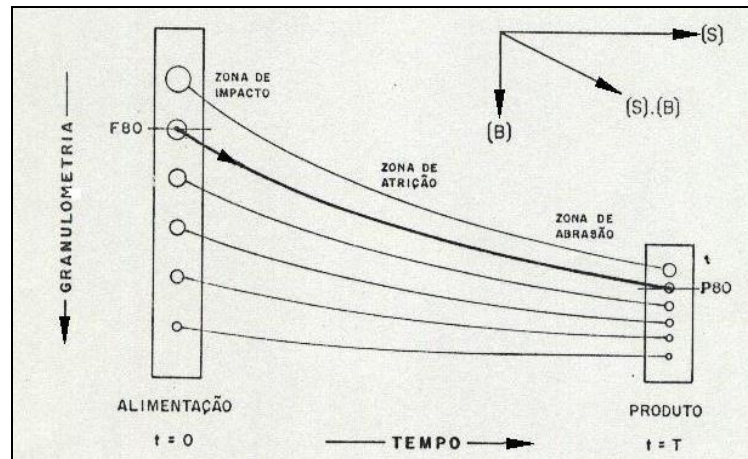
### 1.5.1 Operações Descontínuas

*En el estado no estacionario, los mecanismos son observados en función del tiempo de duración y, por lo tanto, de la cantidad de eventos de quiebra posibles de ejecutar durante el periodo o periodos evaluados, en equipos de bancada. Como en los sistemas discontinuos no existe la función transporte, que establece la tasa de retiro del producto (detalles en el ítem 1.5.2 a seguir), el inventario dentro del molino es el mismo y todas las partículas disponen del mismo tiempo de residencia. La homogeneidad de la fase roca es obtenida mediante la agitación proporcionada por el movimiento de la carga en función de la rotación del molino y, en estado no estacionario, el material sometido a la molienda está convenientemente homogeneizado dentro del equipo, venciendo otras fuerzas que concurren con el proceso, notadamente la fuerza de gravedad y la viscosidad, esta última aumentando significativamente junto con la reducción de tamaño de las partículas.*

Nas operações descontínuas os mecanismos são observados em função do tempo de duração, e por tanto da quantidade de eventos de quebra possíveis de executar durante o período ou períodos avaliados, em equipamentos de batelada. Como nos sistemas descontínuos não existe a *função transporte*, que estabelece a taxa de retirada de produto (detalhes no item 1.5.2 a seguir), o inventário dentro do moinho é o mesmo e todas as partículas dispõem do mesmo tempo de residência. A homogeneidade da fase rocha é obtida mediante a agitação proporcionada pelo movimento da carga em função da rotação do moinho e, em estado não estacionário, o material submetido à moagem está convenientemente homogeneizado dentro do equipamento, vencendo outras forças que concorrem com o processo, notadamente a força de gravidade e a viscosidade, esta última aumentando significativamente junto com a redução de tamanho das partículas.

Nas operações de moagem, dependendo do tipo de circuito e de outras diversas variáveis, o tempo de obtenção do estado estacionário ( $\tau$ ) pode ser muito alto (acima de 40 minutos), além disso, para fins científicos, em experiências que pretendam simular processos via modelos cinéticos, não é possível acompanhar os eventos de quebra com o grau de precisão desejado, além da falta de linearidade dos mecanismos de quebra e de outros aspectos que desaconselham a utilização destas abordagens, principalmente quando se trata de minérios heterogêneos, como é a maioria deles. Na visão do **Modelo Operacional**, como será visto ao longo do **Capítulo 5**, que inclui os procedimentos laboratoriais, a melhor forma de executar testes com finalidades de pesquisa e projeto é justamente *em continuidade*, principalmente quando se trata de estabelecer relações de *scale-up* que considerem a seletividade na classificação observada na moagem de minérios heterogêneos e também a *Função Transporte*, que tão somente acontece nos processos contínuos. Os testes em sistema descontínuo poderiam ser aproveitados, ainda que de forma qualitativa, para efetuar testes comparativos entre tipos de minério, aproveitando alguns dos conceitos introduzidos pelas abordagens energéticas do fenômeno, desde que se conte com parâmetros de operação industrial já calibrados com a experiência do laboratório.

Para melhor compreensão geral do fenômeno de cominuição, em estado não estacionário, na **Figura 1.5.1** são mostrados resumidamente os dois mecanismos principais de cominuição natural num equipamento de moagem por batelada. Os eventos são avaliados dentro de um lapso de tempo, em intervalos discretos, onde centenas de micro-eventos poderiam ter acontecido nesse intervalo.



**Figura 1.5.1** - Mecanismos em Sistema por Batelada

A grande confusão teórica com a qual convivemos até hoje é que o desenvolvimento científico dessa importante operação unitária tem evoluído apenas considerando a cominuição natural, e só para processos homogêneos, onde é apenas o tamanho das partículas a variável de controle do processo. Para um minério heterogêneo, como são a maioria dos minérios, é de se esperar que componentes provenientes de diferentes partes da jazida possuam diferentes características de liberação. O circuito de moagem, quando erradamente é controlado apenas pelo tamanho do produto e não pela liberação, não responde a essas mudanças de minério (Malghan, S.G., 1986; e McIvor, R.E. e Finch, J.A., 1991).

Outra desvantagem dos trabalhos em escala descontínua é que, para operações posteriores de flotação, como os testes de laboratório são normalmente executados com amostras moídas em moinhos do tipo batch, a liberação do íon ferro a partir dos corpos moedores é diferente na usina, dependendo do revestimento do moinho, meio de moagem e de outros fatores. Além disso, como o moinho de laboratório é fechado, não acontece uma suficiente aeração na polpa. Esses fatores possuem um profundo efeito sobre as condições físico-químicas da polpa, especialmente nos sulfetos, que consomem grandes quantidades de oxigênio (Suttill, K.R., 1990).

## 1.5.2 Operações Contínuas

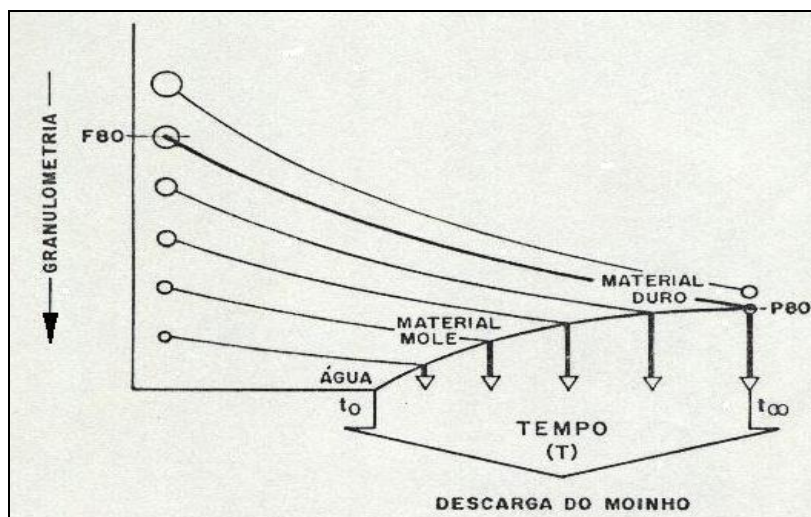
O **Modelo Operacional** considera que existe classificação hidráulica dentro do moinho, classificação esta que é suficiente para operar em circuito aberto, em determinadas condições de processo (produto relativamente grosso, baixo nível de enchimento de corpos moedores, etc.). Experiências feitas na Noruega (Forsund B. e outros, 1988) para moagem de minério de ferro, demonstram que a classificação interna funciona corretamente abaixo de 22% de enchimento, produzindo em aberto a mesma granulometria de descarga que outro moinho operando em circuito fechado, e ainda, com 16% a menos de consumo específico de energia. A existência de classificação interna dentro do moinho, para baixos níveis de enchimento, foi confirmada industrialmente na moagem de minério de ferro em moinho Sydvaranger de bolas *single-stage* de 6,5 metros de diâmetro (Forsund e outros, 1988) e também para minério sulfetado de Cobre (Revista **E&MJ**, 1953 e Myers, 1957). A performance do moinho Sydvaranger, operando com 22% de enchimento de bolas, foi comparada com a dos outros moinhos da usina, operando em circuito fechado. Os moinhos em circuito fechado consomem 29% a mais de energia específica que o moinho em aberto.

O novo moinho, além disso, apresentou uma redução de 33% no consumo de revestimento e 14% no consumo de bolas. Tudo isto avaliado *durante cinco anos contínuos de operação*, como resumido na **Tabela 1.5.1**.

**Tabela 1.5.1** – Circuito Aberto Moagem Minério de Ferro (Forsund e outros, 1988)

ITEM	MOINHO ABERTO	MOINHOS FECHADOS
Enchimento de Bolas, %	22	35 – 40
Produto, % - 208 $\mu\text{m}$	82,4	80,0
Consumo Bolas, g/t	653	759
Consumo Liners, g/t	44	66
Consumo Específico de Energia, kWh/t	7,90	10,22

O que foi dito é facilmente observável na operação de moinhos industriais, em circuito aberto. Quando um sistema começa a operar, demora algum tempo antes de atingir o estado estacionário, de 30 a 40 minutos, dependendo do processo (o circuito fechado demora muito mais tempo, talvez 3 a 4 vezes mais, dependendo da % de carga circulante). Neste ponto nota-se que a densidade da polpa na descarga, no primeiro sinal de vazamento pelo “*overflow*”, atinge valores muito próximos aos da água e logo vai crescendo até chegar ao mesmo valor da polpa alimentada ao moinho (estado estacionário). Rogovin e Herbst (1989) estudam este aspecto e se referem a trabalho anterior de Herbst e Vanderbeek (1983), os quais, mediante estudos de RTD, que a água consome menos tempo que os sólidos dentro do moinho. Rowland e Kjos (1975) comentam que a densidade da polpa no interior do moinho é maior que na descarga (e na alimentação) pelo diferente tempo de residência entre a água e o minério. A **Figura 1.5.2** ilustra este conceito; na mesma, o tempo zero é o tempo de residência da água, e o tempo infinito  $t_{\infty}$  é o tempo de residência da partícula de maior dureza que abandona o moinho. Por sua vez, isto produz um aumento de densidade dentro do moinho (ou seja, aumenta a percentagem de sólidos), produto da sedimentação ou classificação hidráulica das partículas, em geral. Chega-se a um equilíbrio no estado estacionário com uma distribuição do tempo de residência da forma ilustrada na Figura 1.5.2.



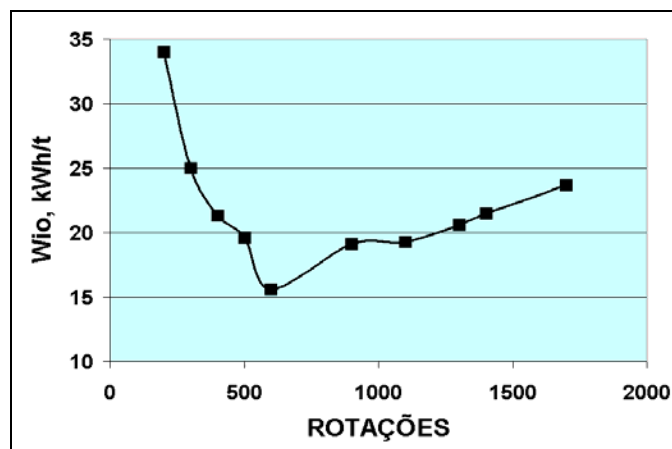
**Figura 1.5.2** – Função Transporte em Sistema Estacionário

O **Modelo Operacional** apresenta equações específicas para descrever este fenômeno secundário, em função de diversas variáveis que podem melhorar ou prejudicar a classificação hidráulica.

Neste último caso, o modelo indica as condições limites acima das quais seria necessário um *equipamento auxiliar de classificação* (em circuito fechado) para completar o processo de classificação obtido de forma insuficiente no próprio moinho. Nas operações de cominuição o *fator tempo* não é muito utilizado nos mecanismos de scale-up, desde que atendidos os tempos mínimos para a Quebra (TZ), na zona de moagem, e o tempo utilizado pela Função Transporte (t), que retira oportunamente o material liberado. A *aplicação específica da energia* é o mecanismo macroscópico utilizado por todas as abordagens, de modo que as considerações que este texto faz sobre estado estacionário e não estacionário servem principalmente para conhecer os mecanismos envolvidos e tentar maximizar a seletividade do processo, atuando sobre as variáveis possíveis de manipular.

### 1.5.3 A Função Transporte

Levin J. (1992) apresenta os resultados de moagem para minério de Ouro em diferentes tempos de moagem (medido indiretamente através da quantidade de rotações do moinho – tempo “macroscópico” da ação massiva dos corpos moedores), em operação descontínua, a seco, no moinho padrão e nas condições estabelecidas por Bond (detalhes no item 4.2.4). Observa-se claramente que, na moagem a seco, por batelada, da forma estabelecida por Bond, existem três etapas no processo de moagem. Na primeira etapa, o Work Index Operacional ( $W_{io}$ , kWh/t) cai rapidamente, de um valor muito alto para uma faixa mínima observada na etapa seguinte, situada entre 600 a 1100 rotações (9 a 15 minutos, considerando 70 rpm do moinho). Nesta segunda etapa, o  $W_{io}$  aumenta de forma gradativa junto com o tempo e, na terceira etapa, o  $W_{io}$  volta a subir fortemente, pela acumulação de finos, como ilustrado na **Figura 1.5.3**.



**Figura 1.5.3** – Variação do  $W_{io}$  com o Tempo de Moagem em Batelada (Levin J., 1992)

Na ótica do **Modelo Operacional** podemos concluir em algumas interessantes observações sobre este teste, com muita coerência com os postulados do Modelo Operacional. Simulações feitas em computador tinham apontado que na Função Transporte (retirada de produto), num circuito aberto, a água possui um tempo de residência entre 10 a 13 minutos, dependendo do processo e da densidade da polpa alimentada. Experiências práticas com minério de Ouro (Yovanovic, 1991) mostraram que, em moinho de grelha, a retenção de finos dentro do moinho reduz a capacidade de produção e aumenta fortemente o valor de potencia aplicada ao moinho, na forma de picos de carga; a forma de lidar com este problema, na usina, foi justamente reduzir a % de sólidos na alimentação (agregando mais água), permitindo a retirada oportuna dos finos produzidos.

Os modelos do **tipo energético**, derivados da Lei de Bond, não consideram este aspecto de maneira fenomenológica, mas a determinação experimental do “*work index*” leva implícita a correlação com o moinho de referência das experiências originais de Bond (8,0 pés de diâmetro interno, 70% da velocidade crítica, 35% de enchimento de bolas, 77% de sólidos, 250% de carga circulante). Qualquer mudança das condições operacionais de referência invalida a extrapolação direta do “*work index*”, motivo pelo qual, também baseado em experiências práticas, **Rowland (Mular, A.L. e Bhappu, R.B., 1980)** cria novos fatores de correção. Estes fatores não resolvem a maior parte das variáveis operacionais envolvidas.

- **EF1**, para processos de moagem a seco, multiplica-se por 1,2 o consumo específico de energia obtido para a moagem a úmido, buscando compensar as dificuldades de movimento das partículas dentro do equipamento.
- **EF6, EF7**, tentam corrigir o consumo específico de energia para razões de redução (fator F80/P80) superiores a certos valores considerados como base, tanto para moinhos de barras como de bolas. Este aspecto, a nosso ver, está relacionado à necessidade de altos tempos de residência dentro do moinho.

Os modelos do **tipo cinético**, pelo fato de não trazerem implícita uma correlação experimental com processos no estado estacionário, enfrentam as seguintes dificuldades:

- 1 Adaptar os parâmetros **S** e **B** às diversas condições operacionais do processo industrial (% de sólidos, carga de bolas, % da velocidade crítica, etc.);
- 2 Transformar o tempo de residência “batch” em tempo no estado estacionário.

O primeiro tópico é abordado de maneira mais profunda por **Austin L. G. (1982, 1984)**, resumindo o conjunto de condições operacionais numa expressão que relaciona de forma volumétrica o quociente minério/bola ( $U$ ). Austin define valores ótimos acima ou abaixo dos quais o processo entra em ineficiência. Austin chama de ineficiência indireta quando o moinho entra em “*overflowing*”, ou seja, quando o inventário de material é superior, em volume, ao dos corpos moedores ( $U > 1$ ). O caso contrário é chamado de “*underfilling*”.

Na distribuição real do tempo de residência, a abordagem cinética divide-se em duas interpretações principais, ambas radicalmente opostas: **Herbst e outros** (diversas referências, em parceria com **Lo, Y.C., Rajamani, K., Rogovin Z. e outros**), aplicam novamente conceitos de engenharia química para distribuir o tempo (RTD, ou *Residence Time Distribution*), criando um modelo auxiliar de transporte utilizando a analogia de  $N$  - misturadores em série. Na nossa visão, como relatado no item anterior, o que acontece é que existe classificação hidráulica dentro do próprio moinho. Essa classificação não é perfeita e depende, entre outros aspectos, da granulometria do produto, porcentagem de sólidos e, quase que fundamentalmente, da porcentagem de enchimento de corpos moedores, aspectos que os Autores citados parecem não considerar no seu modelo.

**Austin e outros (1982, 1984); Klimpel R.C. e outros (1989); Nomura, S. e Tanaka, T. (1989) e Gao, M.W. e Forssberg E. (1989)**, além de manifestarem sua rejeição ao modelo de transporte baseado em RTD, assumem que não existe distribuição de tempo de residência dentro do moinho e, para uma relação volumétrica minério/bola igual à unidade ( $U = 1$ ), a massa total que se encontra dentro do moinho é transportada da maneira chamada de “*fully mixed*”, onde água, grossos e finos teriam o mesmo tempo de residência dentro do moinho. No conceito de Austin, existe uma combinação ótima entre a carga de bolas e a carga circulante (para o caso de circuitos fechados) que conduzem à condição  $U = 1$ , acima da qual o moinho entra em “*overflowing*” ou sobre carregamento.



Austin considera como carga ao total de massa dentro do moinho; para o Modelo Operacional, a carga de minério é apenas aquela compreendida na *zona de moagem*. Simulações feitas em computador (Yovanovic e Moura, 1991) indicam que, para se atingir a condição sugerida por Austin ( $U = 1$ ), o moinho requer um enchimento de bolas próximo a 42%, dependendo da percentagem de carga circulante, condição esta muito longe do valor ótimo calculado pelo **Modelo Operacional** (20-25%), o que conduziria a valores de “U” superiores a 1. O modelo de tipo matricial sugerido por Lynch, A.J. (1977), considera o mesmo conceito “*fully-mixed*” de Austin, assumindo só um fator de probabilidade que define a proporção de partículas atingidas e outras não atingidas pelos corpos moedores.

Na falta de medidas experimentais o **Modelo Operacional** propõe uma expressão empírica para o cálculo da fração de sólidos da polpa no interior do moinho, em função da gravidade específica das substâncias mais pesadas, a granulometria do produto (P80) – que influencia a viscosidade da polpa – e outros aspectos. A densidade máxima possível de obter na zona de moagem (no fundo do moinho) é muito próxima da densidade de saturação da polpa alimentada, ou seja, a densidade observada no *underflow* do hidrociclone. Desta forma, é possível obter o tempo estimado de residência da água e finos, e o tempo médio total de residência dos fragmentos de rocha dentro do moinho (TZ, definido na equação 1.23), valor que é considerado na determinação do **Índice de Cominuição** introduzido pelo modelo.

Os *moinhos de grelha* produzem uma certa retenção de massa dentro do moinho, a qual poderia ser útil para altos enchimentos (evitando o refugo da carga moedora pela boca do moinho), mas envolve altos consumos de energia, deficiente função de transporte na retirada de produto e inexistente classificação hidráulica dentro do moinho. Experiências industriais (Yovanovic, 1991) com moinho de bolas de descarga com grelha, mostraram que a potencia aplicada sobe de forma pronunciada junto com o incremento da densidade da polpa alimentada (demonstrando a acumulação de massa). A operação foi normalizada, com máxima capacidade de produção, para densidades próximas a 50 ou 55% de sólidos. Em resumo, a *função transporte* é fundamental para obter determinadas características no produto da moagem; um alto fluxo de transporte “arrasta” partículas maiores, dentro de certos limites que serão vistos no **Capítulo 2**; ou seja, **a retirada oportuna do produto é tão importante quanto a própria cominuição que acontece na zona de moagem dentro do moinho**. Nas condições em que a classificação hidráulica não é efetiva (vale dizer, mais de 20% das partículas descarregadas pelo moinho são de tamanho superior ao P80 definido), o modelo determina as equações fundamentais do *processo auxiliar de classificação*, como será visto no item 1.6.

<b>MODELOS ENERGÉTICOS</b>		
(Condição Padrão de Bond)		
D = 8,5 pés	CC = 350%	NE = 35%
VC = 70%	PS = 77%	
<b>MODELOS CINÉTICOS</b>		
Herbst e Outros		$\tau = f(\text{RTD})$
Austin e Outros		$\tau = T$ (Fully Mixed)
<b>MODELO OPERACIONAL</b>		
Fator de Espessamento divide o tempo		
$\tau \rightarrow t$ (Água, Transporte)		$\tau \rightarrow \text{TZ}$ (Rocha)

QUADRO RESUMO FUNÇÃO TRANSPORTE

### 1.5.4 Gradiente e Forças Impulsoras

En la Figura 1.5.3 se ilustra un esquema de movimiento de los fragmentos de la quiebra después de un evento  $E_i$ , donde las partículas con algún grado significativo de liberación avanzan impulsadas por la función transporte y por la tendencia a la levitación (sea por condición natural o inducida, o también por desplazamiento másico motivado por la preferencia de otras partículas afondar). Los fragmentos de roca, que todavía precisan ser cominuidos, avanzan en el sentido descendente, sufriendo sedimentación motivada por el mayor peso individual del fragmento o por la mayor gravedad específica de las sustancias presentes en aquel fragmento.

Na Figura 1.5.4 é ilustrado um esquema de movimentação dos fragmentos da quebra após um evento  $E_i$ , onde as partículas com algum grau significativo de liberação avançam impulsionadas pela função transporte e pela tendência à *levitação* (seja por condição natural ou induzida, ou também por deslocamento mássico motivado pela preferência de outras partículas afundarem). Os fragmentos de rocha, que ainda precisam ser cominuidos, avançam no sentido descendente, sofrendo *sedimentação* motivada pelo maior peso individual do fragmento ou pela maior gravidade específica das substâncias presentes naquele fragmento.

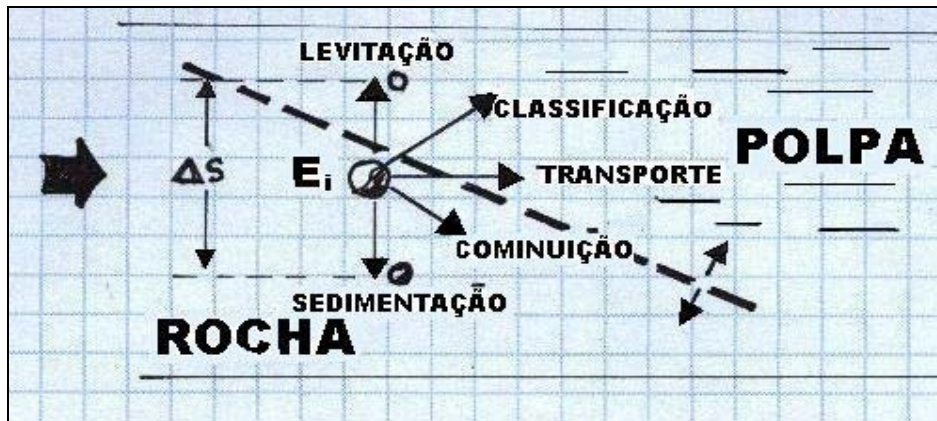


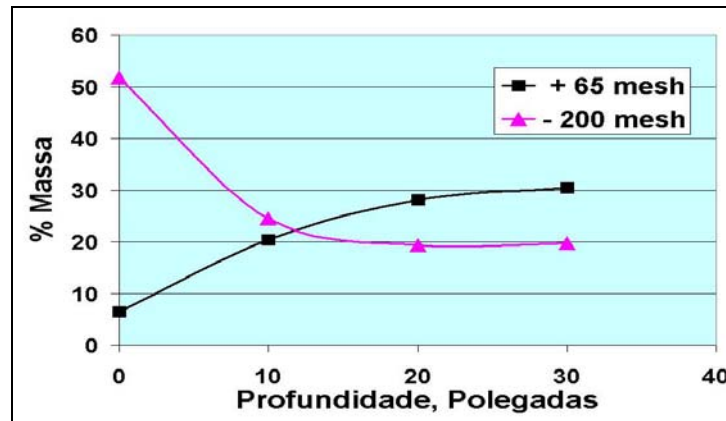
Figura 1.5.4 – Gradiente e Forças Impulsoras

Na Figura 1.4.2 pudemos observar que as partículas grossas e as finas ocupam distinta posição vertical dentro do moinho, da forma resumida na Tabela 1.5.2.

Tabela 1.5.2 – Distribuição Vertical de Partículas Caso Copperhill (Myers, J.F, 1957)

Profundidade (polegadas)	% + 65 mesh (+ 210 $\mu\text{m}$ )	% - 200 mesh (% - 74 $\mu\text{m}$ )
Superfície	6,5	51,7
10	20,4	24,5
20	28,1	19,3
30	30,4	19,7

O gradiente que impulsiona a classificação interna ( $\Delta S$ ) pode ser deliberadamente maximizado entre as fases rocha e polpa, estabelecendo condições operacionais adequadas à *moagem seletiva*, como descrito resumidamente no item 1.4.3 e em detalhe no próximo **Capítulo 2**. Como observado na Tabela 1.5.2, entre 210 e 74  $\mu\text{m}$  existe algum tamanho de equilíbrio, cujas partículas se distribuem homogeneamente dentro do moinho, o qual depende de numerosos fatores, tais como o tamanho do produto ( $P_{80}$ ) e a viscosidade da polpa. Na Figura 1.5.5 é ilustrado este efeito.



**Figura 1.5.5** – Distribuição Vertical de Partículas dentro do Moinho (Myers, J.F, 1957)

Os mecanismos de **cominuição** (eventos  $E_1$  até  $E_N$ ) e de **classificação interna** operam nas respectivas fases *rocha* e *polpa*, de acordo com as seguintes forças impulsoras:

### Levitação

As partículas se dirigem até a camada de transporte, na fase polpa (ou na corrente de ar, nos processos a seco), quando possuem algumas das seguintes características: a) possuem um tamanho ou peso inferior que a média das partículas dentro do moinho; b) são finas demais para afundar e, em estado de suspensão, são arrastadas pelo fluxo da camada de transporte e c) possuem características hidrofóbicas e são transportadas até a superfície. Quando a moagem é feita para preparar o material para o processo de flotação, é altamente conveniente a adição de reagentes dentro do moinho, permitindo que as partículas mais hidrófobas, mesmo de maior tamanho, floten até a superfície. O efeito observado nos processos unitários de flotação de grossos, chamada de “*flash flotation*”, é um exemplo do evento que poderia ser antecipado já dentro do moinho.

### Sedimentação

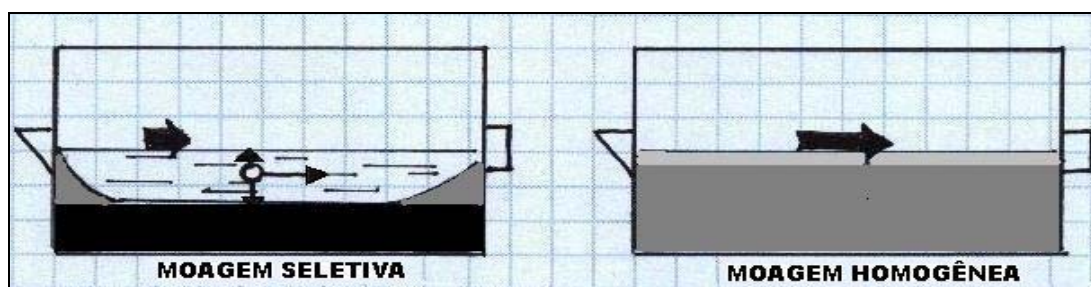
O fenômeno natural de sedimentação acontece sempre nas polpas, onde as partículas maiores ou mais pesadas sedimentam até o fundo do equipamento, como mostrado na Tabela 1.5.2 e Figura 1.5.4 anteriores. O processo de cominuição é executado na *zona de moagem*, aproximadamente no volume equivalente a 20 ou 25 % do volume interno do moinho, exatamente o volume ocupado pela carga otimizada de corpos moedores (**JA**), como será visto mais adiante. O desejável é incrementar a sedimentação (aumentar a densidade da polpa no fundo do moinho) para concentrar a energia aplicada pelos corpos moedores acima das partículas que realmente interessa cominuir.

Para maximizar o gradiente de classificação, pelo lado da sedimentação, são recomendadas entre outras as seguintes ações operacionais: a) moagem em circuito aberto; b) baixo enchimento de corpos moedores, aumentando a profundidade da camada de sedimentação; c) baixo % de sólidos na polpa alimentada ao moinho (entre 55 a 60 % de sólidos, evitando o excessivo incremento da viscosidade da polpa dentro do moinho); d) baixa velocidade de rotação (60 a 65 % da velocidade crítica) e baixa altura dos “*lifters*” do revestimento, para evitar a turbulência da polpa; e) baixa velocidade de transporte, para evitar o arraste hidráulico de partículas (o fato de não incorporar cargas circulantes junto com a alimentação é um bom fator em benefício deste fluxo); f) maior área de sedimentação, o qual é conseguido com altas relações L/D (comprimento/diâmetro do moinho); g) melhoria das condições reológicas da polpa, em geral (aumento de temperatura, adição de reagentes, etc.).

Todos os argumentos indicados para incrementar a seletividade das operações de moagem contribuem simultaneamente para a obtenção dos menores consumos de energia, o que indica a vantagem dos equipamentos convencionais operando em circuito aberto com baixo enchimento, como ilustrado na **Tabela 1.5.3** e na **Figura 1.5.6** a seguir.

**Tabela 1.5.3** – Comparação de Filosofias de Moagem

<b>MOAGEM SELETIVA</b> <b>Recomendada pelo Modelo Operacional</b>	<b>MOAGEM HOMOGENEA</b> <b>Cultura Tecnológica Convencional</b>
• Preparação com britagem convencional, em circuito aberto	Preparação com britagem em circuito fechado, quando a moagem a seguir é convencional
• Introduzir etapa de pré-concentração após britagem terciária com britador de impacto. Não todo o R.O.M. é minério	O projeto considera que todo o R.O.M é minério, por tanto é britado de forma homogênea
• Primeira opção (alternativa base) de projeto deve ser a moagem convencional	Tendência para “dirigir” o uso da moagem semi-autógena como primeira opção
• Circuito aberto	Circuito fechado – paradigma obrigatório
• Sem carga circulante (do anterior)	Altas cargas circulantes (300 a 500 %)
• Baixo nível de enchimento (20 a 30 %)	Alto nível de enchimento (> 40 %)
• Baixa densidade da polpa alimentada (55 a 60 % de sólidos) – baixa viscosidade	Alta densidade (75 a 80 % de sólidos) Alta viscosidade
• Baixa velocidade de rotação (60 a 65 % da velocidade crítica)	Alta velocidade de rotação (75 a 80 % da velocidade crítica)
• Alta relação L/D Alta área de sedimentação	Baixa relação L/D Baixa área de sedimentação
• Diâmetro não superior ao necessário	Máximo diâmetro possível
• Baixa velocidade de transporte $Q = f(\text{TPH})$	Alta velocidade de transporte $Q = f(\text{TPH} + \text{carga circulante})$
• Alto tempo de residência	Baixo tempo de residência
• Baixa altura dos <i>lifters</i>	Excesso de altura dos <i>lifters</i>
• Potencia instalada de acordo a motores padronizados de fabricação local	Máxima potência instalada. Motores que não possam ser fabricados localmente
• Mínima potência aplicada	Máxima potência aplicada ( <i>High Energy</i> )
• Mínimo consumo específico de energia	Máximo consumo específico de energia
• Mínimo consumo de corpos moedores	Máximo consumo de corpos moedores
• Mínimo consumo de revestimentos	Máximo consumo de revestimentos
• Melhor seletividade nas operações posteriores	Menor seletividade das partículas cominuídas
• Menor produção de superfinos	Maior produção de superfinos
• Otimização Operacional – Manual, antes de implantar sistemas automáticos.	Implantar Sistemas Especialistas sem antes “otimizar” realmente o processo
• Estabelecimento de cultura tecnológica nacional. Fomentar a fabricação de equipamentos padronizados	Alianças estratégicas com consultores e fornecedores de equipamentos (existe apenas um fornecedor mundial) e de corpos moedores



**Figura 1.5.6** – Filosofias de Moagem

## 1.6 Classificação Externa

### 1.6.1 A Classificação Externa

*La utilización de circuitos cerrados de molienda es generalmente aceptada, casi sin contestación, y es producto de una tradición de la propia determinación de los parámetros energéticos del modelo de Bond, cuya experiencia en laboratorio es hecha para circuitos cerrados. El molino industrial que utilizó Bond como referencia operaba con 35% de llenado de bolas y con 350% de carga circulante, no permitiendo producir una adecuada clasificación hidráulica dentro del molino. Esta deficiencia operacional, para condiciones de alto nivel de llenado, es compensada por C. Rowland (Mular e Bhappu, 1980), que define un nuevo factor de ineficiencia, denominado EF2. Este factor aumenta en 20% el consumo específico de energía para molinos operando en circuito abierto, cuando la referencia de control granulométrico está basada en P80 (80% de partículas abajo del tamaño P). El abordaje energético presenta en este fenómeno secundario su punto más débil, porque no considera ninguna corrección, ni estima un punto óptimo de carga circulante para circuitos cerrados, permitiendo que el estado estacionario sea alcanzado por la simple satisfacción hidráulica del propio equipo clasificador.*

A utilização de circuitos fechados de moagem é comumente aceita, quase sem contestação, e é produto de uma tradição da própria determinação dos parâmetros energéticos do modelo de Bond, cuja experiência em laboratório é feita para circuitos fechados. O moinho industrial que utilizou Bond como referência operava com 35% de enchimento de bolas e com 250% de carga circulante, não permitindo produzir uma adequada classificação hidráulica dentro do moinho. Esta deficiência operacional, para condições de alto nível de enchimento, é compensada por C. Rowland (Mular e Bhappu, 1980), que define um novo fator de ineficiência, denominado EF2. Este fator aumenta em 20% o consumo específico de energia para moinhos operando em circuito aberto, quando a referência de controle granulométrica é baseada em P80 (80% de partículas abaixo do tamanho P). A *abordagem energética* apresenta neste fenômeno secundário seu ponto mais fraco, porque não considera nenhuma correção, nem estima um ponto ótimo de carga circulante para circuitos fechados, permitindo que o estado estacionário seja atingido pela simples satisfação hidráulica do próprio equipamento classificador. Por outro lado, devemos lembrar que, em circuito aberto, a mesma liberação da substância de interesse poderia ser obtida com um produto de P80 maior.

Os *modelos cinéticos* introduzem um modelo auxiliar para o que chamam de “função classificação” (diferente do conceito de *classificação interna* introduzido nesta abordagem), cujo desenvolvimento teórico, a nosso entender, também ficou muito longe das características reais do fenômeno. **Herbst e outros** (diversas referências), ainda sem divulgar detalhadamente seu modelo, criam uma rotina de cálculo de alta complexidade, que pretende representar a eficiência do classificador e carga circulante de maneira *independente das causas* que motivaram a necessidade de recircular massa, como veremos mais adiante. **Lynch e outros** (diversas referências), por sua parte, apresentam rotinas que “fecham” matematicamente o circuito pela simples *probabilidade* de retorno daquelas partículas não atingidas por corpos moedores.

O **Modelo Operacional** reconhece a classificação hidráulica como fenômeno auxiliar produzido no próprio moinho, fenômeno que já foi comprovado industrialmente. O erro da classificação hidráulica pode ser medido nas operações industriais ou estimado matematicamente em função do nível de enchimento de bolas, da percentagem de sólidos, da granulometria do produto e da espessura da camada livre de polpa em trânsito pelo moinho.

O equipamento de classificação utilizado para o fechamento do circuito deve ser coerente com a filosofia de cominuição utilizada, além de considerações sobre o método utilizado (seco ou úmido). Deste modo, nas operações de britagem e nalgumas operações homogêneas de moagem ( $F \rightarrow P$ ) poderiam utilizar-se peneiras, que classificam as partículas apenas pelo seu tamanho. Porém, a grande maioria dos processos de moagem acontecem com minérios com diferentes graus de heterogeneidade, de modo que a separação por tamanho não faz muito sentido. Como nestes moinhos a classificação interna acontece por sedimentação, é este o critério que deve ser utilizado no fechamento do circuito, mediante a utilização de hidroclassificadores. Os hidrociclones são atualmente os equipamentos mais utilizados.

A decisão de fechamento do circuito depende do destino a ser dado a um relativamente pequeno grupo de partículas expurgadas pelo moinho, que podem ser remoídas em outra etapa ou realimentadas ao mesmo moinho, como acontece nos sistemas *single-stage*. Esta pequena parcela de massa chamaremos de *carga circulante natural ou necessária* para o sistema. Estima-se que, por experiências práticas em equipamentos industriais (Yovanovic, 1975-1976), para P80 próximo a 150  $\mu\text{m}$ , o erro absoluto de classificação interna do moinho com alto enchimento ( $> 40\%$ ) não deve ser superior a 45%, ou seja, em caso de abrir o circuito e atingir novo estado estacionário, com a mesma capacidade de produção, 45% das partículas descarregadas podem ser de tamanho superior ao P80 pretendido. Por outro lado, é fato conhecido que o erro absoluto de classificação de um hidrociclone, operando em circuito aberto, é próximo de 10% (90% de eficiência). Seja:

$$E = E_m \times E_c \quad (1.24)$$

Onde:

$E$  = eficiência conjunta do sistema operando teoricamente em circuito aberto;

$E_m$  = eficiência absoluta do moinho;

$E_c$  = eficiência absoluta do classificador.

Ao se fechar o circuito, demonstra-se por indução matemática (ver demonstração em quadro anexo, da **Figura 1.6.1**) que a carga circulante no estado estacionário é dada pela seguinte expressão:

$$C = \frac{(1 - E)}{E} \quad (1.25)$$

Colocando-se na Equação 1.24 os valores das eficiências  $E_m = 0,55$  e  $E_c = 0,9$  e substituindo-se o valor de  $E$  na Equação 1.25, é evidente que a carga circulante, no pior dos casos, dever ser próxima a 100 % na malha de referência utilizada (neste caso de 100 mesh, ou 149  $\mu\text{m}$ ). O excesso de carga circulante observado na quase totalidade dos circuitos industriais de moagem (300 a 500 %), deve-se simplesmente ao erro hidráulico do próprio sistema de classificação, cuja combinação “*apex/vortex*” deve ser satisfeita hidraulicamente ao se atingir o estado estacionário. O que muitas vezes passa despercebido é que o classificador impõe sua performance ao moinho, e não o contrário, como deveria ser.

O interesse dos fabricantes sobre este paradigma é muito grande, já que a capacidade da bomba e dos equipamentos de classificação (inclusive algumas operações intermediárias como a separação gravítica, por exemplo) deve ser dimensionada para todo o fluxo, ou seja, o fluxo real de alimentação mais a carga circulante, que para altos valores faz triplicar ou quadruplicar o investimento em equipamentos auxiliares. O aumento de capacidade de tratamento de um moinho pela via do aumento da carga de bolas, **não recomendado pelo Modelo Operacional**, implicaria no fechamento do circuito a partir de mais ou menos 30% de enchimento, o que requer o uso de um equipamento auxiliar.

$E_m$  = eficiência absoluta do moinho;  
 $E_c$  = eficiência absoluta do classificador.  
 $P$  = Produto;  $F$  = Alimentação, (ton/hora)  
 $P = F \times E_m \times E_c$  (circuito aberto)  
 Primeira Carga Circulante:  
 $C_0 = F - P = F(1 - E_m \times E_c)$   
 Sejam  $F = 1$  e  $E = E_m \times E_c$   
 $C_0 = 1 - E$   
 Segunda Carga Circulante:  
 $C_1 = (1 + C_0) \times (1 - E)$   
 “  
 $C_n = (1 + C_{n-1}) \times (1 - E)$   
 Para  $n = \infty$   $C_n = C_{n-1}$   
 $C = (1 + C) \times (1 - E)$   
 $C = \frac{(1 - E)}{E}$

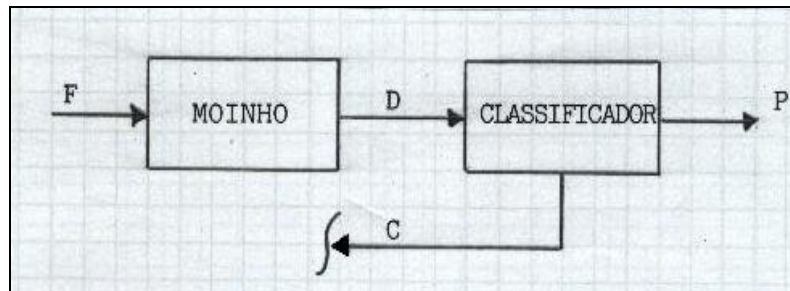


Figura 1.6.1 – Carga Circulante em Estado Estacionário (Yovanovic)

Na Figura 1.6.2 pode-se observar esquematicamente o efeito da carga circulante na granulometria de descarga do moinho. As partículas mais grosseiras, descarregadas em sistemas de alta carga circulante, reduzem a vida útil dos revestimentos da bomba e aumentam o refugo de partículas de maior tamanho e até de corpos moedores. Junto com o aumento da carga circulante, a distribuição de tempo dentro do moinho aproxima-se ao “fully-mixed”.

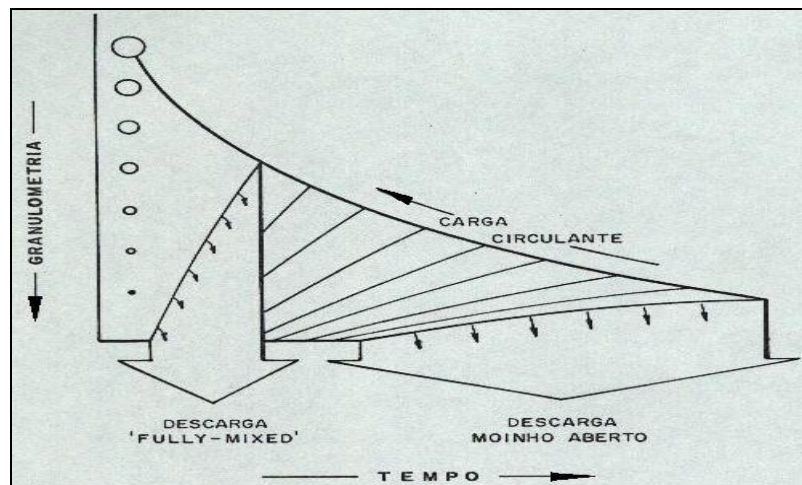


Figura 1.6.2 – Efeito da Carga Circulante na Função Transporte

Para satisfazer a Equação 1.25 a carga circulante terá que aumentar à medida que o nível de enchimento de bolas aumenta. Medindo-se a granulometria do produto no moinho aberto, processando a mesma tonelagem que em circuito fechado, verifica-se a eficiência absoluta da classificação hidráulica do moinho ( $E_m$ ) e, utilizando-se as equações 1.24 e 1.25, calcula-se a carga circulante *necessária* pelo sistema. Esta simples rotina de cálculo elimina de forma definitiva qualquer arbitrariedade na estipulação da carga circulante.

### 1.6.2 Continuidade em Circuitos Fechados

No caso de circuitos fechados, o tempo médio de residência do minério (base seca) é dado por:

$$T_m = TM / FM \quad (1.26)$$

Onde, FM = Fração de massa alimentada no moinho, em relação à alimentação nova:

$$FM = 1 + C/100 \quad (1.27)$$

A eficiência total de cominuição do sistema para produzir e classificar partículas finas (abaixo de P80) foi deduzida pelo **Modelo Operacional**, no estado estacionário, da seguinte forma:

$$E = \frac{E_m \times E_c}{[1 - E_m (1 - E_c)]}, \text{ para circuitos fechados} \quad (1.28)$$

Onde,

$E_m$  = relação entre a massa de partículas abaixo de P80 (em t/h) na descarga e as alimentadas ao moinho, incluindo carga circulante (eficiência dinâmica).

$E_c$  = idem, entre a descarga fina (*overflow*, no caso de um hidrociclone) do equipamento de classificação e sua alimentação incluindo a carga circulante (eficiência dinâmica).

*Se demostró que la capacidad de producción en circuitos cerrados es casi constante para cargas circulantes del orden de 100 a 500%. Tal hecho muestra una cierta indiferencia del proceso dentro de este rango de operación (Yovanovic, set.1988), demostrando que la carga circulante es función apenas del error hidráulico de la partición de pulpa en el clasificador. La eficiencia total del sistema puede ser levemente mejorada al reducirse la carga circulante a valores próximos a los definidos por la Ecuación 1.21, permitiendo, además, reducir significativamente los costos de inversión y operación (Orwe D. e Noreen D., 1988). Apenas la bomba centrífuga que alimenta el equipo de clasificación, para altos niveles de carga circulante, consume más de 1,5 kWh/t de mineral procesado por el molino (para una planta proyectada para procesar anualmente 9.000.000 de toneladas, por ejemplo, la economía es superior a US\$ 600.000,00/año). Por otro lado, la reducción de la carga circulante trae consigo un incremento en la densidad de la pulpa del overflow, reduciendo las necesidades de espesamiento, maximizando los tiempos de residencia en las operaciones unitarias posteriores y reduciendo el consumo y bombeo de agua dentro del proceso.*

Demonstrou-se que a capacidade de produção em circuitos fechados é quase constante para cargas circulantes na faixa de 100 a 500%. Tal fato evidencia uma certa indiferença do processo dentro desta faixa de operação (Yovanovic, set.1988), demonstrando que a carga circulante é função apenas do erro hidráulico da partição de polpa no classificador. A eficiência total do sistema pode ser levemente melhorada ao se reduzir a carga circulante a valores próximos aos definidos pela Equação 1.25, permitindo, ainda, reduzir significativamente os custos de investimento e operação (Orwe D. e Noreen D., 1988). Só a bomba centrífuga que alimenta o equipamento de classificação, para altos níveis de carga circulante, consome mais de 1,5 kWh/t de minério processado pelo moinho (para uma usina projetada para processar anualmente 9.000.000 de toneladas, por exemplo, a economia é superior a US\$ 600.000,00/ano).



Por outro lado, a redução da carga circulante traz consigo um incremento na densidade da polpa do *overflow* do hidrociclone que fecha o circuito, reduzindo as necessidades de espessamento, maximizando os tempos de residência nas operações unitárias posteriores e reduzindo o consumo e bombeamento de água dentro do processo.

Na **abordagem energética**, diversas fórmulas empíricas têm sido desenvolvidas na tentativa de calcular a carga circulante ótima no processo de moagem, todas elas longe dos conceitos mencionados nas Equações 1.24 e 1.25.

Por outro lado, **na abordagem cinética**, **Austin** (1984) insiste na otimização do processo pela busca do valor  $U=1$  (relação: minério/bola, em volume), tentando calcular teoricamente o nível de carga circulante que, incrementando o inventário total de partículas dentro do moinho, via *aumento do nível de polpa*, venha atingir aquela condição de carga. Esta abordagem, até agora, não apresenta nenhuma aplicação prática. Num trabalho posterior, de **Klimpel R.C.**, do próprio **Austin L.G.** e **Hogg R.** (1989), chega-se a conclusões diferentes e acaba contradizendo a teoria original de transporte de massa no estado estacionário. Neste último trabalho, de 1989, é reconhecido que não é o nível de polpa dentro do moinho, incrementada pela carga circulante, que cria condições de aumento do inventário total de massa em relação aos corpos moedores (incrementando o valor de  $U$ ), pois verificou experimentalmente que o nível de polpa permanece quase constante em moinhos *overflow*. Este aumento de inventário, como os próprios autores verificaram, é devido ao *aumento da densidade da polpa* dentro do moinho, fato que o **Modelo Operacional** considera. Isto cria também uma séria contradição com a teoria da distribuição constante do tempo de residência (*fully-mixed*), porquanto este aumento de densidade, na nossa opinião, só pode dever-se ao fenômeno de classificação hidráulica dentro do moinho.

A classificação hidráulica permite uma distribuição variável do tempo de residência, numa faixa que vai desde a própria água até as partículas mais duras e de maior tamanho. Experiências de laboratório, em batelada (**Gao M.W. e Forssberg E.**, 1989), fazem concluir a pesquisadores do modelo cinético, que a função seleção decresce rapidamente com o aumento do inventário de massa dentro do moinho ( $U > 1$ ). O principal problema da abordagem utilizando o valor de  $U$  (Austin e outros) é o fato de considerar que toda a massa dentro do moinho está sujeita à cominuição, somando a massa da *zona de moagem*, que realmente está sendo cominuída, com a massa que está sendo apenas transportada.

#### MODELOS ENERGÉTICOS

$$W (\text{ABERTO}) = 1,2 \times W (\text{FECHADO})$$

$$CC = \text{FIXA}, 300 \text{ a } 350\%$$

#### MODELOS CINÉTICOS

DESCONHECIDO

#### MODELO OPERACIONAL

- $CC = f(\text{Eficiência dos Equipamentos})$   
 $= 100 (1-E) / E$
- $CC = 0$ , para  $E_m = 80\%$
- Equação de Continuidade  
 $E = \frac{E_m \times E_c}{[1 - E_m (1 - E_c)]}$ , para circuitos fechados

#### QUADRO RESUMO CLASSIFICAÇÃO EXTERNA

## 1.7 Modelo Operacional de Moagem

### 1.7.1 A Estrutura do Modelo Operacional

*El Modelo Operacional establece una analogía con los procesos químicos de transferencia de masa sugiriendo, inclusive, la creación de una nueva materia específica para introducir en el programa de estudios de los ingenieros químicos y de minas, la Transferencia Macromolecular de Masa, que propone estudiar diversos procesos de tratamiento de minerales en la perspectiva macromolecular (partículas, granos), mas de la forma como son estudiados los procesos moleculares de la ingeniería química, o sea: **Cómo las partículas actuarían si ellas fuesen moléculas?**. Conociendo esta condición, que normalmente hace tender los procesos hasta el equilibrio o, en la falta de este, indica el mejor camino para llegar al producto, el operador puede actuar sobre el circuito, induciendo el flujo másico bajo esta importante orientación, y por eso el modelo es llamado de operacional. El modelo no simula condiciones aleatorias de proceso, mas define su camino óptimo, o sea, **es un modelo de optimización y no de simulación**. El proceso de Concentración de Masa por Flotación fue integralmente desarrollado bajo esta óptica, en analogía con el proceso de absorción gaseosa (Yovanovic, 2004).*

O **Modelo Operacional** estabelece uma analogia com os processos químicos de transferência de massa sugerindo, inclusive, a criação de uma nova matéria específica para introduzir no programa de estudos dos engenheiros químicos e de minas, a *Transferência Macromolecular de Massa*, que propõe estudar diversos processos de tratamento de minérios na perspectiva macromolecular (partículas, grãos), porém da forma como são estudados os processos moleculares da engenharia química, ou seja: **Como as partículas agiriam se elas fossem moléculas?**. Conhecendo esta condição, que normalmente faz tender os processos até o equilíbrio ou, na falta dele, indica o melhor caminho para chegar ao produto, o *operador* pode atuar sobre o circuito, induzindo o fluxo mássico acima desta importante orientação, e por isso o modelo é chamado de *operacional*. O modelo não simula condições aleatórias de processo, mas define o caminho ótimo dele, ou seja, é um **modelo de otimização e não de simulação**. O processo de Concentração de Massa por Flotação foi integralmente desenvolvido sob esta ótica, em analogia com a absorção gasosa (Yovanovic, 2004).

Estabelecendo a **analogia** com os processos moleculares, neste caso da cominuição: a *destilação fracionada*, o modelo passa, numa segunda fase, a identificar o **fenômeno real** que deve ser estudado e extrapolado para as operações industriais de moagem, que consiste numa combinação entre a *cominuição*, que é o fenômeno fundamental, a *classificação interna* (conceito introduzido por esta abordagem), a *aplicação de energia*, a *função transporte em estado estacionário* e a *operação*, que pode induzir o processo sob a combinação ótima de todos os fatores anteriores. O terceiro passo é definir a **propriedade macrofenomenológica** do modelo, que para este caso é o *Índice de Cominuição*, definido na equação 1.23.

### 1.7.2 Princípios do Modelo Operacional de Cominuição

Ao longo do texto serão aplicados diversos conceitos introduzidos pelo Modelo, alguns deles são resumidos a seguir, para uma melhor compreensão do Leitor:

**Primeiro Princípio:** Frente a uma determinada tensão os *materiais homogêneos quebram*, em diversos fragmentos, de acordo com uma determinada propagação de esforço no interior das partículas, possível de simular e estudar em nível de laboratório.

Nos *materiais heterogêneos*, como é a grande maioria dos minérios, a energia aplicada permite desagregar a ganga que dissolve os grãos das substâncias que desejamos liberar, e os fragmentos produzidos são diferentes entre si e do fragmento original, tanto em dureza, no grau de liberação dos seus grãos e na sua composição química.

***A partícula gerada de uma partícula heterogênea é uma nova partícula diferente.***

**Segundo Princípio:** A forma como a energia mecânica aplicada ao equipamento é transferida para o material é de forma *massiva*, mediante inúmeros contatos (corpos moedores / rocha).

***Energia Mecânica Aplicada → contatos massivos bola/minério***

**Terceiro Princípio:** Uma determinada quantidade/qualidade de contatos massivos entre corpos moedores e minério, por unidade de força, permite que o material seja cominuído até um valor definido. Poucos contatos, mas de grande força, podem eventualmente equivaler a muitos contatos de menor intensidade. Esta **intensidade massiva de contatos é constante** para a massa se transferir de  $F \rightarrow P$ , e se trata de uma necessidade energética específica de cada material para atingir um determinado objetivo.

**Quarto Princípio:** O conjunto de contatos bola/minério depende de diversos fatores, como as dimensões do equipamento (D, L), a velocidade de rotação, o nível de enchimento, etc. Existe, para cada equipamento e condições de processo, uma **combinação ótima** entre estes fatores que proporcionam a mesma quantidade/qualidade de contatos bola/minério ao mínimo custo energético possível.

### 1.7.3 Leis do Modelo Operacional

As seguintes Leis matemáticas, introduzidas pelo modelo, são absolutamente análogas às utilizadas no processo de flotação (Yovanovic, 2004):

- **Primeira Lei:** Define o fenômeno fundamental, ou propriedade macro-fenomenológica e o seu scale-up para a operação contínua industrial. É o caso do *Índice de Cominuição (IC)* no processo de moagem.

$$IC = (BL / TM) \times TZ \times DI \times RM \times FG, \text{ (Potência – hora)/t}$$

O Índice de Cominuição leva implícita a relação entre a aplicação mecânica de energia e o mecanismo da cominuição seletiva (atingir  $\Phi$  ao máximo P80 e ao mínimo consumo energético possível).

$$E, \Phi = f(IC)$$

A partir do laboratório, em testes piloto ou, inclusive, a partir de testes comparativos com operações industriais, é possível determinar o Índice Base de Cominuição (**IB**), o qual é diretamente extrapolado para o projeto industrial desejado, para F80 e P80 constantes:

$$IB = IC, \text{ Primeira Lei} \quad (1.29)$$

- **Segunda Lei:** Expressão matemática que descreve o processo em estado estacionário, chamada de **Equação de Continuidade**. Esta equação <sup>(1)</sup> é utilizada para interpretar o processo completo do circuito fechado, estabelecendo uma expressão que relacione a performance do moinho e também do classificador externo, normalmente hidrociclone.

Equação de Continuidade:

$$E = \frac{E_m \times E_c}{[1 - E_m (1 - E_c)]}, \text{ equação 1.28}$$

- **Terceira Lei:** Equação matemática que expressa a condição ótima para o processo. Chamada de **Equação de Otimização** e que orienta a operação para trabalhar sobre o Ponto Ótimo do sistema.

Na verdade, pelo fato de considerar a aplicação de energia como parte do processo, foi necessário estabelecer uma *série de equações* que relacionam as características da alimentação e do produto, da energia específica, do transporte em estado estacionário e as variáveis que otimizam a classificação interna.

Foram desenvolvidos, pelo Autor, os programas **OPERAMILL.PR**, para o projeto de novas instalações e **OPERAMILL.OPT**, para a otimização operacional de instalações existentes, este último com base para a implantação de sistemas de controle otimizante. Além de inúmeras variáveis e equações consideradas nos cálculos, foi criada uma rotina de operação virtual de moinhos, incluindo 14 variáveis:

#### DO PROCESSO

01. Umidade do minério alimentado.
02. Tamanho da alimentação (**F80**).
03. Tamanho do produto (**P80**).
04. Peso específico médio do material.
05. Peso específico do componente mais duro e pesado.
06. Valor estimado de dureza (O programa recalcula e ajusta este valor).

#### CONDIÇÕES MECÂNICAS

07. Dados básicos relativos ao equipamento.

#### DA OPERAÇÃO

08. Porcentagem da velocidade crítica.
09. Tipo de corpo moedor (volume aparente, consumo específico e peso específico do material).
10. Diâmetro (tamanho) do corpo de reposição.
11. Nível estimado de Enchimento (o programa o recalcula e ajusta).
12. Porcentagem de sólidos na moagem.
13. Porcentagem de carga circulante.
14. Porcentagem de sólidos na polpa bombeada.

A **Figura 1.7.1** ilustra a estrutura do modelo.

---

(1) Para o processo de flotação em etapas, na recuperação composta de duas etapas de flotação interconectadas em série (R), o modelo desenvolveu uma equação que expressa este valor em função da recuperação individual de cada etapa ( $R_1$  e  $R_2$ ) da mesma forma que a equação 1.28:

$$R = (R_1 \times R_2) / [1 - R_1(1-R_2)]$$



**Figura 1.7.1** – A Estrutura do Modelo Operacional

A moagem em circuito fechado, diferentemente dos modelos convencionais, é analisada com maior transparência e sentido prático, mediante a aplicação da 2ª lei. Por outro lado, a moagem em circuito aberto pode ser uma boa alternativa quando são considerados aspectos de investimento e custos de operação do sistema em geral. Em circuitos fechados, a redução da carga circulante, além de promover uma maior eficiência energética, contribui para reduzir a diluição da polpa no *overflow* do classificador, melhorar as condições reológicas da polpa, reduzir as necessidades de bombeamento, etc.

#### 1.7.4 Resumo Fenomenológico

Na Figura 1.1.2 foi ilustrado um resumo dos conceitos anteriores, e esta ilustração será muito utilizada ao longo do texto. No eixo horizontal, o material R (rocha) entra ao processo com tamanho F80 e liberação  $\Phi_0$ , transferindo-se para uma condição de Produto, onde possui um tamanho P80 e liberação  $\Phi$ . Para perfazer este caminho, o material entra ao equipamento e é submetido às regras do jogo deste médio, na energia aplicada massivamente pelos contatos bola/minério; aos aspectos operacionais que mudam a combinação entre estes contatos (variáveis mecânicas, densidade da polpa, etc); às características do transporte de retirada de produto e à classificação interna que fomenta a seletividade do processo. Pelo lado vertical, a energia entra ao equipamento (detalhes no **Capítulo 3**) de forma eletromecânica, aceita algumas variações em termos de otimização desta aplicação (diâmetro, velocidade, revestimentos, tipo de corpo moedor, enchimento, etc.), que constitui um interessante campo de otimização.

Os modelos energéticos lidam muito bem com a aplicação mecânica da energia, que conduz a dimensionamentos bastante aproximados, em termos de potência *Gross* aplicada, mas são muito limitados na compreensão do trânsito do material no eixo horizontal da figura. Os modelos cinéticos, pelo contrário, enfrenta com maior detalhe o caminho da redução do tamanho e da energia líquida - teórica possível de utilizar, com pouco aprofundamento nas considerações energéticas envolvidas no plano macroscópico. O **Modelo Operacional** pretende lidar simultaneamente com os fluxos de massa e de energia, de forma macroscópica, de acordo aos conceitos indicados na Figura 1.7.2.

Na Equação 1.10 tinha-se observado que, para manter constante a taxa de produção, as expressões que definem a transferência de massa, tanto da fase rocha como da fase polpa têm que ser iguais. Na rocha acontece a cominuição e na polpa o transporte do produto, tudo isso dentro do moinho.

$$N_x = t/h = \underbrace{K}_{\text{ROCHA}} \times A \times \Delta E = \underbrace{K_t}_{\text{POLPA}} \times A_t \times (\Phi - \Phi_0) \text{ , Equação 1.10}$$

Na **Tabela 1.7.1** são resumidas as variáveis mais importantes que definem a transferência de massa por cominuição. O objetivo otimizado do processo é maximizar  $N_x$  para o mínimo consumo de energia ( $\Delta E$ ), para um determinado  $\Phi$ .

**Tabela 1.7.1** – Variáveis que Afetam a transferência de Massa

ROCHA	POLPA
<b>COMINUIÇÃO = <math>K \times A \times \Delta E</math></b>	<b>TRANSPORTE = <math>K_t \times A_t \times (\Phi - \Phi_0)</math></b>
<u>COEFICIENTE DE COMINUIÇÃO (K)</u> Tempo de Moagem (TZ) Fator de Golpe FG (Frequência de contato) Velocidade Crítica (VC)	<u>COEFICIENTE DE TRANSPORTE</u> Fluxo mássico por unidade de tempo (t) = Q
<u>ÁREA DE CONTATO BOLA/MINÉRIO</u> Nível otimizado de enchimento igual ao volume da zona de moagem: JA/VZ = 1	<u>ÁREA DE INTERFASE ROCHA/POLPA</u> Área superficial da carga = f (L/D)
<u>GRADIENTE DE ENERGIA</u> Diâmetro interno Tamanho do corpo moedor	<u>GRADIENTE DE TRANSPORTE</u> A partícula será transportada quando atinja uma determinada liberação, por tanto = f(SG, tamanho)

Os seis grupos de variáveis resumidos na Tabela 1.7.1 interagem entre si e a otimização do processo envolve a harmonização destes valores para conduzir aos objetivos descritos, de maximizar  $N_x$  ao mínimo consumo de energia.

Por exemplo, para manter a produção, um moinho de menor diâmetro (por tanto com maior relação L/D) significaria:

K: Aumenta o tempo TZ e a frequência do contato (Mais RPM para a mesma VC);

A: Pode ser mantido igual a 1

$\Delta E$ : Diminui o gradiente de energia (diferença entre a energia aplicada e a tensão de quebra da partícula)

$K_t$ : Aumenta o tempo t, pelo aumento de volume interno.

$A_t$ : Aumenta significativamente a área superficial (detalhes no item 3.4.2) favorecendo a seletividade da classificação interna.

$\Delta\Phi$ : Pode ser mantido.

A Tabela 1.7.1 pode ser muito útil para ajudar a compreender as mudanças que poderiam acontecer no processo frente a diversas decisões, por exemplo: Mudar a % de sólidos da polpa, mudar o enchimento, velocidade, etc.

A propriedade macrofenomenológica introduzida pelo **Modelo Operacional**, o Índice de Cominuição, considera estas mesmas variáveis. Ao dividir a equação 1.10 pela taxa de produção TM:

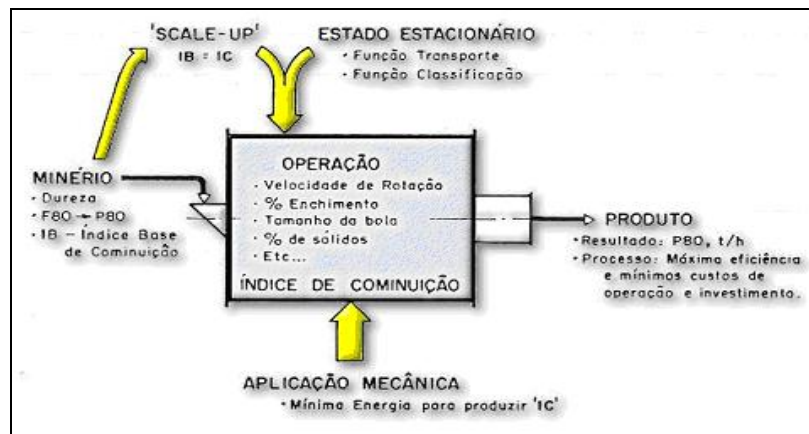
$$\frac{K \times A \times \Delta E}{TM} = \frac{K_t \times A_t \times (\Phi - \Phi_0)}{TM} = \text{Constante}$$

$$IC = (BL / TM) \times TZ \times DI \times RM \times FG = \frac{K_t \times A_t \times (\Phi - \Phi_0)}{TM} = \text{Constante}$$

### 1.7.5 A Otimização do Processo

La ecuación mecánica del proceso tiene como objetivo la busca de valores optimizados para las variables mecánicas involucradas, alcanzando el mínimo consumo específico de energía para producir el Índice de Cominuição requerido por el material. Existen muchas formas de alcanzar el valor deseado de IC, combinando de diferentes formas las variables que hacen parte de su determinación (velocidad, nivel de llenado, % de sólidos y otras); una de estas combinaciones es óptima y permite alcanzar el Índice de Cominuição que el mineral requiere al mínimo consumo específico de energía. Una parte importante del modelo fue comprobada a través de la resolución de sus rutinas de cálculo por medio de computador. Para esto, fueron introducidos los datos operacionales de algunos molinos industriales conocidos, comprobándose la validez y la precisión del modelo. En la **Figura 1.7.2** está resumida la metodología de cálculo del **Modelo Operacional** para diseño, simulación y optimización de molinos tubulares.

A equação mecânica do processo objetiva a busca de valores otimizados para as variáveis mecânicas envolvidas, atingindo o mínimo consumo específico de energia para produzir o Índice de Cominuição requerido pelo material. Existem muitas formas de atingir o valor desejado de **IC**, combinando de diferentes formas as variáveis que fazem parte da sua determinação (velocidade, nível de enchimento, % de sólidos e outras); uma destas combinações é ótima e permite atingir o Índice de Cominuição que o minério requer ao mínimo consumo específico de energia. Uma parcela importante do modelo foi comprovada através da resolução de suas rotinas de cálculo por meio de computador. Para tanto, foram introduzidos os dados operacionais de alguns moinhos industriais conhecidos, comprovando-se a validade e a precisão do modelo. Na **Figura 1.7.2** está resumida a metodologia de cálculo do **Modelo Operacional** para dimensionamento, simulação e otimização de moinhos tubulares.



**Figura 1.7.2** – Esquema de Aplicação do Modelo Operacional de Moagem

O Programa **OPERAMILL** foi utilizado para avaliar a moagem de 9 milhões de toneladas/ano para um projeto de sulfetos de Cobre (**Yovanovic e Moura, 1991**). Os resultados da simulação são apresentados na **Tabela 1.7.2**. As avaliações não levaram em conta a maior seletividade do sistema aberto otimizado, de modo que ambas alternativas foram avaliadas para o mesmo P80 no produto. Lembramos que a liberação obtida em circuito aberto é bem maior, de modo que para uma avaliação mais real, considerando um produto com a mesma liberação ( $\Phi$ ), as vantagens do circuito otimizado seriam bastante maiores; para começar, não precisaria de 1 moinho a mais.

## Princípios do MODELO OPERACIONAL Para a Otimização do Processo de Moagem

1. Operar, sempre que possível, em **circuito aberto**.
2. Existe um **nível ótimo de enchimento de corpos moedores**, próprio para cada caso, que normalmente varia entre 20 e 30%, como observado nas nossas rotinas de cálculo e confirmado em algumas operações industriais. O nível máximo de enchimento (acima de 40%) conduz geralmente a grandes ineficiências para o processo (maior consumo específico de energia, de revestimentos e de corpos moedores).  
*A empresa Kirkenes (Noruega), que mói taconita, atingiu o valor ótimo de enchimento em 22%; por outro lado, a usina de cobre de Tennessee (USA), atingiu o ótimo em 29%, ainda com 5% de maior capacidade quando comparado à sua operação anterior com 45% de enchimento. Ambas usinas operando em circuito aberto de moagem.*
3. Existe uma **velocidade de rotação ótima** para cada diâmetro de moinho.
4. Existe uma **faixa ótima de diâmetro de moinho** para cada situação de processo estudada. A partir de certo valor, a energia aplicada é parcialmente desperdiçada.
5. **Os moinhos convencionais são mais eficientes que os semi-autógenos.** As avaliações técnicas utilizadas para comparar ambos os sistemas são normalmente tendenciosas em favor das tecnologias importadas (Yovanovic e Moura, 1992).
6. No caso de operar em circuito fechado, existe uma % de **carga circulante mínima - necessária**, possível de calcular e definir.
7. Os mecanismos principais envolvidos no processo de moagem (cominuição, transporte macromolecular e classificação hidráulica) dependem diretamente da **viscosidade da polpa** dentro do moinho.

**Tabela 1.7.2 – Avaliação de Alternativas de Moagem (Yovanovic e Moura, 1991)**

ITEM	CONVENCIONAL	OTIMIZADO
Nº de Moinhos	6	7
Dimensões	16,5 x 31,7 pés	16,5 x 31,3 pés
Consumo Específico kWh/t, net	16,85	14,91
Potência Aplicada por Moinho, HP	4.875	3.700
Potência Total Aplicada, HP	29.250	25.900
Nível de Enchimento, %	40,0	22,0
Carga Circulante, %	350	-
Investimento Total, US\$ Miles	38.098	37.298
<b>Custo de Operação, US\$/t</b>	<b>1,97</b>	<b>1,60</b>

De acordo com tabela, a opção pela moagem seletiva significaria uma economia de quase US\$ 3,3 milhões/ano para o projeto. Considerando a maior seletividade da condição otimizada, a diferença entre as alternativas poderia subir ainda mais.



### 1.7.6 Critérios de Avaliação e Aplicações

Os objetivos metalúrgicos de um processo de cominuição são a *Liberação* da substância de interesse ( $\Phi$ ) e o *Tamanho do Produto* (**P80**), ao mínimo custo possível.

#### **Liberação**

O grau de liberação da partícula do nosso interesse deve ser avaliada por faixa granulométrica, de acordo com o **Índice de Liberação** ( $\Phi$ ). As faixas granulométricas consideradas não devem ser muito numerosas, para reduzir o tempo e o custo dos trabalhos experimentais. É efetuado, ao microscópio, um estudo de contagem de grãos sobre seções polidas, para cada faixa granulométrica considerada. Para o caso da *flotação* de muitas espécies, por exemplo, partículas acima de 200  $\mu\text{m}$  ou menores que 5  $\mu\text{m}$  são difíceis de flotar, de modo que a avaliação de placas polidas no microscópio é feita preferencialmente entre estas faixas ( $200 > M > 5$ ). É de esperar-se uma maior liberação das partículas finas com respeito ao valor base da faixa **M** e, pelo contrário, uma menor liberação nas partículas mais grosseiras, de modo que não é importante conhecer exatamente os graus de liberação destas faixas.

$\Phi = (\text{Peso da substância livre} / \text{Peso total de substância})$ , para cada faixa

O grau de liberação ( $\Phi$ ) corresponde então à proporção de grãos de substância e de ganga dentro das partículas mistas. O objetivo da moagem é definido com base numa determinada liberação dos grãos do nosso interesse, considerada aceitável para a operação de separação que se segue, e que normalmente corresponde a 80% de proporção de grãos liberados dentro de uma partícula mista ( $\Phi = 0,8$ ).

A eficiência obtida na liberação da substância **A**, de nosso interesse, no produto da moagem, depende diretamente da aplicação de energia, da forma:

$$\text{Energia} = f(\Phi / \Phi_0) \quad , \text{Equação 1.6}$$

Como veremos, na moagem seletiva de rochas heterogêneas a liberação das partículas pode ser obtida moendo o material de diferentes formas, onde normalmente será utilizado o menor consumo específico de energia quando o valor de  $\Phi$  seja obtido com o máximo tamanho possível no produto (**P80**). O **Modelo Operacional** estabelece que, nas operações de moagem, o produto não deve ser apenas avaliado como uma questão de **tamanho**, mas de **liberação** da substância do nosso interesse.

#### **Tamanho**

Para processos convencionais de moagem é adotado como critério de medida a avaliação da malha onde 80% das partículas são passantes (**F80** – Alimentação e **P80** - Produto). Em processos de moagem muito fina é considerada a medida da **superfície específica** obtida no produto (a moagem de alguns materiais industriais, de cimento e de finos de minério de ferro para pelotização, são alguns exemplos). A britagem de material de construção é também um processo de cominuição que não persegue um processo posterior de separação com concentração de massa. Uns dos maiores problemas atuais no estudo e modelagem das operações de moagem é que os trabalhos de pesquisa e de projeto utilizam quase que unicamente a concepção homogênea do fenômeno, inclusive para processos de moagem seletiva com separação e concentração posterior de massa, onde a medida do **P80** no produto não reflete exatamente o grau de liberação necessário das substâncias.

## Seletividade

A seletividade da cominuição é definida como um fator de separação entre as partículas mineralizadas do nosso interesse e a ganga (e outras partículas que não são do nosso interesse), e essa seletividade pode ser modificada mediante a ação de diversas variáveis. Para uma condição definida, a seletividade é explicada mediante dois mecanismos principais: a preferência pela liberação de partículas do nosso interesse, na fase rocha (*seletividade na quebra*), e pelo gradiente de concentração que é produzido na camada de polpa que contém os fragmentos produzidos (*seletividade na polpa*).

O Modelo Operacional propõe a utilização da **Curva de Seletividade** como elemento macroscópico para o estudo deste mecanismo, o qual pode ser observado em função da aplicação de energia ( $E$  vs.  $\Phi$ ) ou da redução de tamanho ( $P80$  vs.  $\Phi$ ). Para o caso de materiais homogêneos ou quando a cominuição não tenha objetivos de separação com concentração, este mecanismo não precisa ser levado em conta nos procedimentos experimentais.

## Fator de Separação

Este fator é utilizado nas operações de destilação, para verificar a seletividade da substância de interesse na fase vapor ( $y^*$ ), em comparação com a sua concentração na fase líquida ( $x$ ). Para as operações de cominuição podemos expressar a concentração em função do grau de liberação dos grãos da substância do nosso interesse, de modo que o fator de separação pode-se definir da seguinte forma:

$$S = \frac{\Phi (1 - \Phi_0)}{\Phi_0 (1 - \Phi)} \quad (1.30)$$

Onde,

$\Phi$  = Grau de liberação observado no produto (fase polpa), da substância de interesse;

$\Phi_0$  = Grau de liberação no fluxo alimentado (fase rocha) ao processo de cominuição.

Para minérios homogêneos, o valor de  $S$  é igual à unidade. Para minérios heterogêneos, beneficiados por cominuição seletiva, o valor do fator de separação deve ser o maior possível.

## CAPÍTULO 2 SELETIVIDADE

### 2.1 Seletividade na Cominuição

*La Selectividad, en las operaciones de conminución, es una forma de medir la eficiencia de liberación de la sustancia o sustancias de nuestro interés a través del proceso. En este Capítulo serán discutidos diversas definiciones, métodos de evaluación y la utilidad práctica de la Selectividad, como mecanismo macroscópico de la conminución. La Selectividad ha sido un mecanismo muy poco discutido en la literatura convencional sobre el tema de conminución, tanto en los procedimientos de laboratorio como en la práctica industrial. El **Modelo Operacional** pretende estudiar la conminución como operación unitaria, en función de los mecanismos macroscópicos seleccionados por el modelo, y la Selectividad es uno de ellos <sup>(1)</sup>. El gradiente proporcionado por la mayor liberación de los granos, que coloca en evidencia y maximiza determinadas diferencias de propiedades entre las sustancias, es la fuerza impulsora que promueve la transferencia de partículas dentro del equipo de molienda (clasificación interna), propiciando una mayor selectividad de la conminución en favor de determinadas partículas, notadamente aquellas especies de mayor gravedad específica. La Selectividad se define como la forma de medir como la sustancia (o sustancias) de nuestro interés es liberada preferentemente frente a las otras sustancias contenidas en la roca, y es la propiedad del proceso que, a partir de determinados indicadores, define cuando la operación es de **conminución selectiva**. Esta definición permitiría tomar determinadas providencias en el diseño y en la operación del proceso, para maximizar esta selectividad y reducir los costos de energía.*

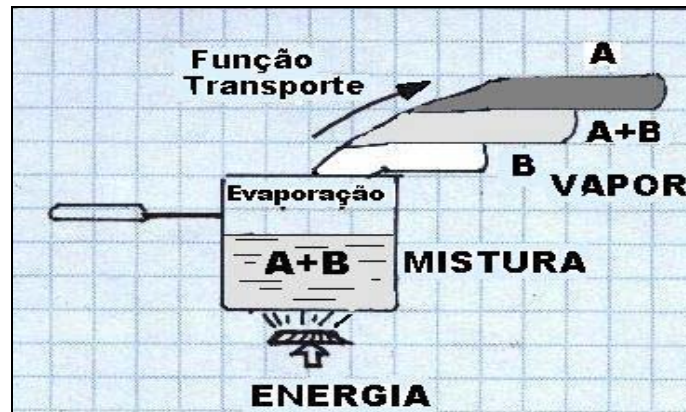
A Seletividade, nas operações de cominuição, é uma forma de medir a eficiência de liberação da substância ou substâncias do nosso interesse através do processo. Neste Capítulo serão discutidas diversas definições, métodos de avaliação e a utilidade prática da Seletividade, como mecanismo macroscópico da cominuição. A Seletividade tem sido um mecanismo muito pouco discutido na literatura convencional sobre o tema da cominuição, tanto nos procedimentos laboratoriais como na prática industrial. O **Modelo Operacional** pretende estudar a cominuição como *operação unitária*, em função dos mecanismos macroscópicos selecionados pelo modelo, e a *Seletividade* é um deles <sup>(1)</sup>. O gradiente proporcionado pela maior liberação dos grãos, que evidencia e maximiza determinadas diferenças de propriedades entre as substâncias, é a força impulsora que promove a transferência de partículas dentro do equipamento de moagem (*classificação interna*), propiciando uma maior seletividade da cominuição em favor de determinadas partículas, notadamente aquelas espécies de maior *gravidade específica*. A Seletividade se define como a forma de medir como a substância (ou substâncias) de interesse é *liberada preferencialmente* frente às outras substâncias contidas na rocha, e é a propriedade do processo que, a partir de determinados indicadores, define quando a operação é de **cominuição seletiva**. Esta definição permitiria tomar determinadas providências no dimensionamento e na operação do processo, para maximizar esta seletividade e reduzir os custos de energia.

Na atualidade, ao não considerar o mecanismo da seletividade, a grande maioria das usinas considera apenas a visão homogênea do processo, incorrendo em maiores custos de energia (alto enchimento, circuito fechado, etc.) e obtendo produtos de menor qualidade (excesso de finos, cominuição desnecessária de ganga, etc.).

---

(1) Os **mecanismos macroscópicos** considerados pelo Modelo Operacional para o estudo da Cominuição são: a *Cinética de Liberação*, a *Função Transporte*, a *Seletividade* e a *Aplicação de Energia*.

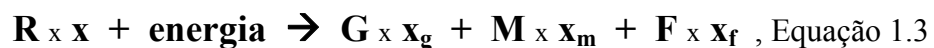
Imaginemos uma solução com determinada concentração de substâncias **A** e **B**, sendo a substância **A** mais volátil (com menor ponto de ebulição). Ao aplicar calor e ferver lentamente esta mistura, os vapores formados são enviados rapidamente a um condensador, onde voltam à fase líquida; e o condensado (destilado) é recolhido num coletor. A primeira parcela do destilado será a mais rica em **A** e, ao continuar a destilação, o produto vai ficando menos concentrado, da forma ilustrada na **Figura 2.1.1**. O destilado pode ser recolhido em várias parcelas chamadas de “cortes”, para dar uma série de produtos destilados de distintas purezas.



**Figura 2.1.1** – Seletividade da Destilação

### 2.1.1 Seletividade na Britagem

A definição do processo seletivo é iniciada nas operações de britagem terciária. Para o caso da britagem de materiais heterogêneos (como são a maioria dos minérios), podemos expressar a reação de quebra levando em conta a seletividade derivada da *concentração* da substância **A** do nosso interesse (teor **x**) em determinadas faixas granulométricas, na operação de **britagem seletiva**, onde o produto pode ser posteriormente separado para produzir a *pré-concentração* do minério de interesse, como mostrado anteriormente na expressão 1.3.



Onde,

**R** = Rocha; [**R**] = **R** × **x** = concentração da substância de interesse na Rocha

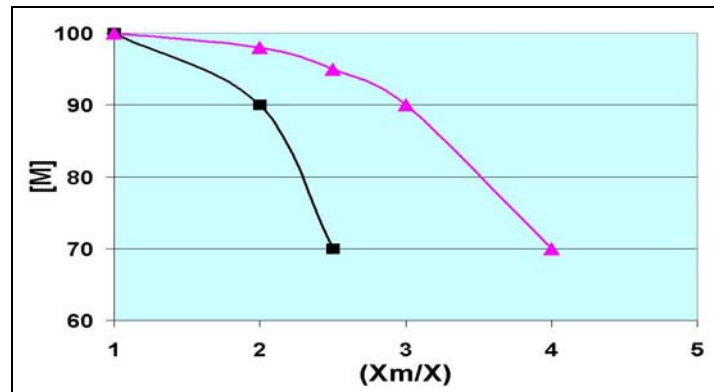
**G** = Grossos, com teor **x<sub>g</sub>**;

**M** = Minério pré-concentrado, com teor **x<sub>m</sub>**;

**F** = Finos, com teor **x<sub>f</sub>**.

Esta expressão descreve a abordagem analógica do processo de **britagem seletiva** de partículas heterogêneas, com finalidade de pré-concentração. Se **x<sub>g</sub>** for baixo, por exemplo, inferior ao teor de corte (cut-off) estabelecido na operação de lavra (**x<sub>g</sub>** < **x<sub>c</sub>**), o material grosso poderia ser descartado mediante a operação de peneiramento do fluxo, como acontece com minérios cuja base rochosa contém excesso de magnetita. Além disso, se o teor da parcela fina (**x<sub>f</sub>**) é pouco significativo, de modo que a distribuição [**F**] não é muito importante, esta parcela de massa pode ser descartada mediante a operação de hidrociclonagem. Este último procedimento é muito importante para minérios alterados, principalmente em lavras a céu aberto, onde os finos (lama) naturais provenientes da jazida são altamente prejudiciais para os processos posteriores de concentração, acarretando diversas impurezas difíceis de separar após a mistura entre elas e os finos de minério, gerados nas operações de moagem.

A seletividade nas operações de britagem será avaliada mediante a *Curva de Seletividade* desta operação, introduzida neste texto pelo **Modelo Operacional**, onde diferentes minérios (fase rocha) e diferentes processos (tipo de britador, tamanho do *closed-setting*, velocidade, etc) conduzem a diferentes curvas, onde poderia ser selecionada a condição mais seletiva para o processo, da forma ilustrada na **Figura 2.1.2**.

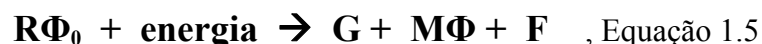


**Figura 2.1.2** – Curva de Seletividade da Britagem (Yovanovic)

O processo será mais ou menos seletivo em função do enriquecimento da massa pré-concentrada ( $x_m/x$ ) com respeito à recuperação da substância de interesse,  $[M] = M \times x_m$ . Na Figura 2.1.2 se ilustram as opções possíveis de atingir, por exemplo, dois minérios diferentes ou o mesmo minério testado a diferente velocidade de rotação do britador de martelos. Os minérios totalmente homogêneos apresentarão uma linha quase vertical, paralela ao eixo  $[M]$ .

### 2.1.2 Seletividade na Moagem

Para o caso da moagem de materiais heterogêneos (como são a maioria dos minérios), podemos expressar a reação de quebra levando em conta a seletividade derivada da *liberação* da substância **A** do nosso interesse ( $\Phi$ ) em determinadas faixas granulométricas, na operação de **moagem seletiva**, onde o produto pode ser posteriormente submetido a operações de separação com concentração de massa (separação magnética, flotação, etc.), como mostrado na expressão 1.5.



Onde,

$\Phi_0$  = Grau de liberação da substância de interesse (**A**) na Rocha;

$\Phi$  = Grau de liberação da substância de interesse na parcela principal do produto.

A expressão 1.5 descreve a abordagem analógica do processo de **moagem seletiva** de partículas heterogêneas. Este tipo de representação admite diversas formas e, na nossa ótica, a mais simples delas deve ser sempre utilizada, dada a enorme complexidade desta operação na escala contínua industrial, onde outros sub-processos devem ainda ser considerados. O grau de liberação ( $\Phi$ ) corresponde à proporção de grãos de substância e de ganga dentro das partículas mistas. O objetivo da moagem é definido com base numa determinada liberação dos grãos do nosso interesse, considerada aceitável para a operação de separação que se segue, e que normalmente corresponde a 80% de proporção de grãos liberados dentro de uma partícula mista. A avaliação de  $\Phi$  é feita considerando o valor médio da liberação entre diversas faixas granulométricas, considerando valores máximo (**G**) e mínimo (**F**), de acordo com o tamanho de partícula compatível com o processo que se segue.

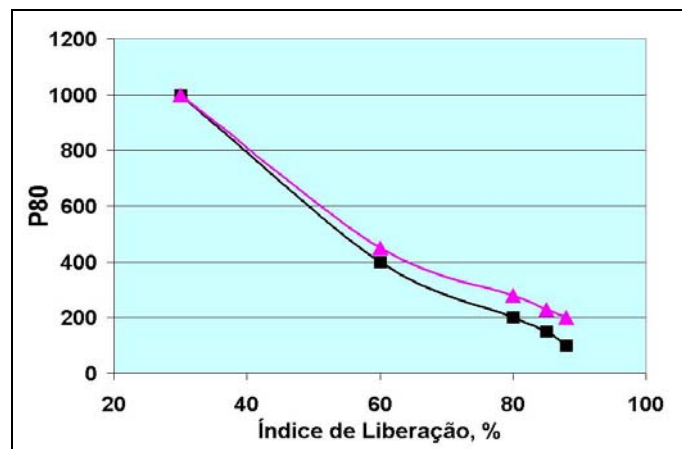
Existem diversas formas de definir a seletividade nos processos de moagem seletiva; por exemplo, pode ser chamada de moagem seletiva a moagem “diferencial” de diversas substâncias dentro da rocha, como acontece com a destilação fracionada, de modo que diferentes produtos podem ser gerados mediante a utilização de diversas *etapas* de moagem. A liberação primária de magnetita, para sua separação antes da moagem secundária de rocha fosfática, é um exemplo deste conceito. A seletividade poderia ser medida através do quociente entre a liberação de uma substância com respeito à outra, do tipo:  $(\Phi_A / \Phi_B)$ .

Para operações unitárias avaliadas com base numa única substância principal, a seletividade pode ser medida em função de:

- *Fator de Separação (S)*, que verifica o esforço de liberação entre  $\Phi$  e  $\Phi_0$ ; ou seja, a relação entre a liberação atingida com respeito à liberação original, na fase rocha, como mostrado na expressão 1.30: 
$$S = \frac{\Phi (1 - \Phi_0)}{\Phi_0 (1 - \Phi)}$$

Este indicador não é de muita utilidade para fins práticos.

- *Curva de Seletividade da Moagem*, a qual relaciona o grau de liberação atingido pela substância de interesse com o consumo de energia ou com o tamanho médio do produto (P80). Quanto maior seja o tamanho médio do produto, para atingir o Índice de Liberação desejado ( $\Phi$ ), menor será a energia utilizada no processo, da forma ilustrada na **Figura 2.1.3**, onde a curva superior representa uma condição mais seletiva, atingindo 80% de liberação com P80 de 250  $\mu\text{m}$ , contra 200  $\mu\text{m}$  da condição de moagem menos seletiva.



**Figura 2.1.3** – Curva de Seletividade da Moagem (Yovanovic)

Na Figura 2.1.3 é ilustrado um exemplo que compara duas condições de moagem para o *mesmo minério*, a operação de um moinho em circuito aberto, com baixo enchimento, e de um moinho em circuito fechado, com alto enchimento e alto nível de carga circulante. Neste caso se observa que no circuito aberto com baixo enchimento a substância atinge a liberação desejada com P80 superior, por conseguinte com menor consumo de energia na moagem e, muito provavelmente, com menor geração de superfinos, tornando mais seletivo o processo de concentração que se segue. A seletividade do processo de moagem, para um determinado material, pode ser otimizada mediante a maximização do gradiente de *classificação interna*, permitindo retirar oportunamente o produto terminado e oferecer uma cominuição preferencial sobre determinadas partículas. Na Tabela 1.5.3, do item 1.5, é mostrado o conjunto de condições de processo que favorecem a moagem seletiva de minérios.

El proceso de molienda selectiva libera primero las sustancias de mayor gravedad específica, no necesariamente las más blandas o de mayor tamaño de grano. Será llamada de **molienda selectiva directa** al procesamiento de minerales o sustancias cuya gravedad específica sea mayor que la de su ganga, como es el caso de los Sulfuros (Cobre, Chumbo, Zinc, Oro, Plata y otros) y de muchos minerales oxidados. Por el contrario, serán denominados de **molienda selectiva indirecta** a los procesos que involucran minerales o sustancias de baja gravedad específica con relación a la ganga, como acontece mucho con los minerales no metálicos y no sulfuros, como es el caso de la roca fosfática, la Sílice, Pirocloro, Dolomita, Talco, etc. Definiremos como **molienda diferencial** a los procesos que procuran liberar diferentes sustancias, con diferente grado de molienda para cada una de ellas.

O processo de moagem seletiva libera primeiro as substâncias de maior gravidade específica, não necessariamente as mais moles ou de maior tamanho de grão. Será chamada de **moagem seletiva direta** ao processamento de minérios ou substâncias cuja gravidade específica seja maior que a da sua ganga, como é o caso dos Sulfetos (Cobre, Chumbo, Zinco, Ouro, Prata e outros) e de muitos minérios oxidados. Pelo contrário, serão denominados de **moagem seletiva indireta** aos processos que envolvem minérios ou substâncias de baixa gravidade específica com relação à ganga, como acontece muito com os minérios não metálicos e não sulfetos, como é o caso da rocha fosfática, a Sílica, Pirocloro, Dolomita, Talco, etc. Definiremos como **moagem diferencial** aos processos que procuram liberar diferentes substâncias, com diferente grau de moagem para cada uma delas.

### 2.1.3 Mecanismos da Seletividade

A seletividade da cominuição é definida como um fator de separação, dentro do evento de cominuição, entre as partículas mineralizadas do nosso interesse e a ganga (e outras partículas que não são do nosso interesse), e essa seletividade pode ser modificada mediante a ação de diversas variáveis como iremos explicar ainda no final deste Capítulo. Para uma condição definida, a seletividade é explicada mediante dois mecanismos principais: a preferência pela liberação de determinadas partículas, na fase rocha (*seletividade na quebra*), e pelo gradiente de concentração que é produzido na camada de polpa que contém os fragmentos produzidos, nas operações de moagem (*seletividade na classificação interna*). Na **Tabela 2.2.1** é mostrado um resumo dos processos de cominuição:

**Tabela 2.1.1** – Sistemas Básicos de Cominuição

OPERAÇÃO	HOMOGÊNEA	SELETIVA
<b>BRITAGEM</b> Seletividade na Quebra	Britadores de Cone Britadores de Mandíbulas	Britadores de Impacto Etapa Terciária (Martelos)
<b>MOAGEM</b> Seletividade na Classificação Interna	Cimento Parcial: Pelotização, Remoagem	<b>Direta:</b> Sulfetos, Min. Metálicos. <b>Indireta:</b> Não Metálicos

Os sistemas autógenos e semi-autógenos juntam ambas operações: britagem e moagem, ainda considerando que todo o material é homogêneo, com *maior custo de energia*, ao perder a aplicação direta de energia, como acontece na britagem, e permitindo que a quebra de grandes tamanhos aconteça com a ineficiência própria das operações de moagem, onde apenas 10 ou 20% da energia aplicada pode ser considerada como atingindo o minério. Por outro lado, o impacto seletivo das operações de britagem de impacto, é trocado por o impacto homogêneo que produz a energia potencial transferida ao corpo moedor, cuja ação sobre o minério possui *pouquíssima seletividade*. Ou seja, obtemos um produto menos seletivo e ainda com maior consumo específico de energia.

### 2.1.3.1 Curva de Seletividade da Britagem

Como indicado no item 1.3.1, a seletividade das operações de britagem é possível de evidenciar mediante as operações de impacto, de modo que as substâncias recebem a energia de uma forma onde as particularidades de cada substância se refletem no produto obtido. A quebra de cada substância irá ocorrendo ao atingir uma certa energia mínima, como se fosse o ponto de ebulição de cada substância dentro de uma solução (analogia da destilação). O grau de liberação possível de ser atingido por cada uma das substâncias dependerá do tamanho dos grãos e da dureza dos componentes. A *Curva de Seletividade da Britagem*, introduzida pelo **Modelo Operacional** no item 2.1, Figura 2.1.2, será utilizada para selecionar as melhores condições e para decidir sobre a opção de pré-concentração da substância de interesse.

### 2.1.3.2 Curva de Seletividade da Moagem

O Modelo Operacional propõe a utilização da **Curva de Seletividade** como elemento macroscópico para o estudo deste mecanismo, o qual pode ser observado em função da aplicação de energia ( $E$  vs.  $\Phi$ ) ou da redução de tamanho ( $P_{80}$  vs.  $\Phi$ ). Para o caso de materiais homogêneos ou quando a cominuição não tenha objetivos de separação com concentração, este mecanismo não precisa ser levado em conta nos procedimentos experimentais. A equação  $\Phi = f(P_{80})$ , também chamada de Equação de Seletividade, ilustrada na Figura 2.1.3, pode ser representada graficamente com um mínimo razoável de pontos ( $P_{80}$ ,  $\Phi$ ), obtidos experimentalmente; esta é a **Curva de Seletividade da Moagem**.

### 2.1.3.3 Classificação Interna

Os dados mostrados na Tabela 1.5.2 e Figura 1.5.4, que correspondem ao “Caso de Copperhill”, ilustram o fenômeno de classificação interna, mais não da forma correta, do ponto de vista do mecanismo de sedimentação e de levitação. As análise de partículas é feito apenas por classificação granulométrica (por tamanho) e não pelo peso das partículas e pela sua composição química ou mineralógica. Para o Caso de Copperhill, o circuito aberto de moagem permitiu que a classificação interna contribuísse para obter uma moagem preferencial nos sulfetos, com respeito à ganga, como mostrado na **Tabela 2.1.2**. O sistema de classificação interna apresentou uma adequada liberação dos sulfetos a **140  $\mu\text{m}$** , contra **112  $\mu\text{m}$**  requeridas pelo sistema fechado convencional.

**Tabela 2.1.2** – Operação em Circuito Aberto Caso Copperhill (Lewis F.M., 1953)

Item	AGORA (ABERTO)	ANTES (FECHADO)
Nível de Enchimento, % Vol	29 %	45 %
Potência aplicada, HP	370	490
Moagem Sulfetos - 200 mesh	65 %	62 %
Moagem Ganga - 200 mesh	35 %	40 %



## 2.2 Britagem Seletiva

*En casi la totalidad de los minerales brutos provenientes de la mina, en mayor o menor grado, la sustancia de nuestro interés no está distribuida exactamente junto con la masa, inclusive en fracciones todavía gruesas. Lo recomendable en estos casos es efectuar testes de pre-concentración a través de chancado terciario por impacto, con producto del menor tamaño posible ( $\frac{1}{4}$  a  $\frac{1}{2}$  pulgadas), y tentar descartar determinadas fracciones inconvenientes para el proceso de flotación posterior. Por ejemplo, la presencia de magnetita haciendo parte de la ganga, contribuye para la producción de superfinos, en el caso de ser molida junto con el mineral de interés; la presencia de exceso de lama natural, proveniente de la mina, es preferible descartar inclusive antes de la operación de molienda. En la **Tabla 2.2.1** se muestra el producto de chancado homogéneo de un mineral de Cobre, donde podemos observar que, a pesar de no utilizar chancador de impacto, así mismo el mineral tiende a concentrarse en el intervalo entre 48 y 200 mallas.*

Na quase totalidade dos minérios brutos provenientes da mina, em maior ou menor grau, a substância do nosso interesse não está distribuída exatamente junto com a massa, inclusive em frações ainda grossas. O recomendável nestes casos é efetuar testes de pré-concentração através de britagem terciária por impacto, com produto do menor tamanho possível ( $\frac{1}{4}$  a  $\frac{1}{2}$  polegadas), e tentar descartar determinadas frações inconvenientes para o processo de flotação posterior. Por exemplo, a presença de magnetita fazendo parte da ganga, contribui para a produção de superfinos, no caso de ser moída junto com o minério de interesse; a presença de excesso de lama natural, proveniente da jazida, é preferível descartar inclusive antes da operação de moagem. Na **Tabela 2.2.1** é mostrado o produto de britagem homogênea de um minério de Cobre, onde podemos observar que, apesar de não utilizar sistema de impacto, assim mesmo o minério tende a concentrar-se na faixa entre 48 e 200 #.

**Tabela 2.2.1** –Descarga de Usina de Britagem (McIvor R.E. e Finch J.A., 1991)

Tamanho	% em Peso	Teor, % Cu
+ 20 mm	4	2,1
+ 13 – 20 mm	22	2,1
+ 6 – 13 mm	28	2,2
+ 3 – 6 mm	12	2,4
+ 10# - 3 mm	9	2,8
+ 48 – 10 #	12	4,0
+ 200 – 48#	5	4,8
- 200 #	8	2,7
Total	100	2,6

A decisão de pré-concentração do minério deve levar em conta o teor da substância de interesse, a heterogeneidade do minério (por exemplo, alta concentração de magnetita nas faixas grossas, que envolveria um alto custo de moagem) o maior custo de reagentes e outros para recuperar frações muito finas, o qual sugeriria uma deslamagem previa e, principalmente, o teor de corte (“cut-off”) da extração do minério na lavra.

Após a operação de moagem, atingindo um tamanho conveniente para o processo de flotação, o fenômeno de pré-concentração pode ainda persistir para muitos minérios, como observado por **Capponi F. e outros** (2004) para um minério de Cobre e Molibdênio. Na **Tabela 2.2.2** é resumida a distribuição mássica e de cobre (teor médio de 0,94% Cu) por faixa granulométrica na amostra de alimentação a flotação.

**Tabela 2.2.2** – Distribuição mássica e de Cobre na alimentação á Flotação (Capponi e outros, 2004)

Tamanho, $\mu\text{m}$	Massa, % Retido	Teor, % Cu
> 295	17,7	0,47
295-212	12,9	0,65
212-150	10,0	0,81
150-75	10,9	1,17
75-40	16,0	1,31
40-15	12,1	1,39
15-5	8,0	1,25
< 5	12,4	0,67

Observando a Tabela 2.2.2 anterior, o leitor deve fazer-se a pergunta se acaso para aquele material da tabela não seria melhor eliminar logo a fração + 295  $\mu\text{m}$  e aumentar a produção do ROM em 17,7%; ainda lembrando que a utilização de moinhos terciários de martelos poderia evidenciar muito mais a separação granulométrica da substância do nosso interesse, em minérios altamente heterogêneos. É possível que o teor de corte do exemplo anterior esteja próximo de 0,47%, o qual justificaria a pré-concentração. **Pereira C.E. e outros** (1991), por exemplo, para o desenvolvimento do projeto de Cobre Salobo, Brasil, reportam um teor médio de ROM. (Run of Mine) de 1,1 %Cu contra um cut-off de 0,6 %Cu na jazida.

*La preconcentración debería constituirse en una etapa obligatoria para determinados minerales, entre la mina y el concentrador. Cuando todo el material es mezclado, homogeneizado, realimentado con cargas circulante, y cuando son mezclados los finos naturales con los finos de conminución, etc., hemos desandado varios pasos en el camino de “concentrar” un mineral. No siempre toda la roca extraída de la mina es “mineral”, algunas veces este mineral viene dentro de ganga, fácilmente separable antes de entrar a las operaciones de alto costo operacional, como la molienda y la flotación. Lamentablemente, por las dificultades propias de la minería, raramente es posible extraer el mineral con buena sensibilidad, lo cual puede significar mudanzas significativas en la ley de alimentación. En cuanto eso ocurre, son efectuados grandes esfuerzos de investigación y de inversión para, por ejemplo, reducir una cola de flotación de 0,09 para 0,08 %. La “ingeniería de procesos” tiene que saber tomar las decisiones comercialmente más adecuadas en la etapa correcta del proceso, dentro del contexto general del negocio mineral.*

A pré-concentração deveria constituir-se numa etapa obrigatória para determinados minérios, entre a mina e a usina de concentração. Quando tudo o material é misturado, homogeneizado, realimentado com cargas circulantes, e quando são misturados os finos naturais com os finos de cominuição, etc., temos desandado vários passos no caminho de “concentrar” um minério. Nem sempre toda a rocha extraída da mina é “minério”, às vezes este minério vem dentro de ganga, facilmente separável antes de entrar às operações de alto custo operacional, como a moagem e a flotação. Lamentavelmente, pelas dificuldades próprias de lavra, nem sempre é possível extrair o minério com boa sensibilidade, o qual pode significar mudanças significativas no teor de alimentação. Em quanto isso acontece, são efetuados grandes esforços de pesquisa e de investimento para, por exemplo, reduzir um rejeito de flotação de apenas 0,09 para 0,08 %. A “engenharia de processos” tem que saber tomar as decisões comercialmente mais adequadas na etapa certa do processo, dentro do contexto geral do negócio mineral.

***Nem sempre toda a Rocha extraída da Mina é Minério***

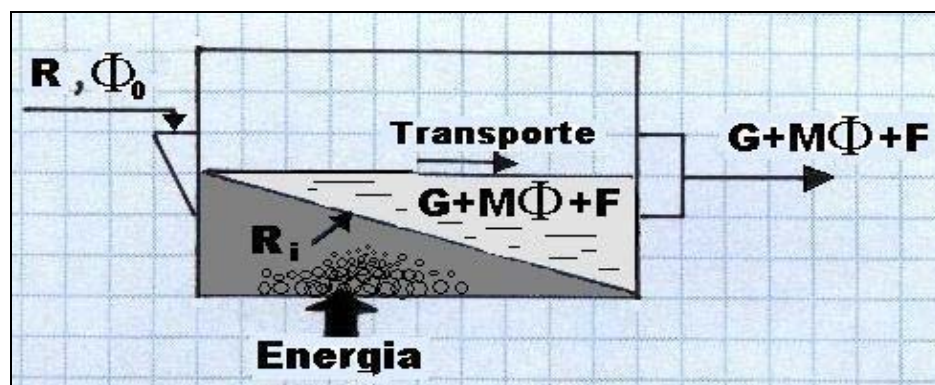
## 2.3 Moagem Seletiva

### 2.3.1 Caracterização de Minérios

*Gran parte de las evaluaciones hechas comúnmente en laboratorio están basadas en la hipótesis de que el mineral es relativamente homogéneo en sus condiciones de alimentación al proceso. En este Capítulo veremos la conveniencia de establecer un Teste de Estandarización en los laboratorios de la planta, para identificar los tipos mineralógicos presentes en la mina (tema mejor analizado en el **Capítulo 5**). Minerales con significativa diferencia de selectividad, para las condiciones normales de proceso en la planta, producirán mudanzas significativas en la operación y, en algunos casos, puede ser conveniente su homogeneización antes de entrar en el proceso o, al contrario, su tratamiento por separado (**Capítulo 6**).*

Grande parte das avaliações feitas comumente em laboratório estão baseadas na hipótese de que o minério é relativamente homogêneo nas suas condições de alimentação ao processo. Neste Capítulo veremos a conveniência de estabelecer um Teste de Padronização nos laboratórios da usina, para identificar os tipos mineralógicos presentes na jazida (tema mais bem analisado no **Capítulo 5**). Minérios com significativa diferença de seletividade, para as condições normais de processo na usina, irão produzir mudanças significativas na operação e, em alguns casos, pode ser conveniente a sua homogeneização antes de entrar no processo ou, pelo contrário, o seu tratamento por separado (**Capítulo 6**).

A Curva de Seletividade definida pelo **Modelo Operacional** e introduzida neste texto,  $P_{80} = f(\Phi)$ , pode ser utilizada, com certa indiferença do teor de alimentação, para avaliar a Seletividade do processo em diferentes condições, no laboratório. Na **Figura 2.3.1** é ilustrado o efeito da classificação interna, criando um incremento de inventário dentro do moinho, pela maior densidade da zona de moagem com respeito à densidade de operação, que é a mesma para a alimentação, transporte e produto do moinho, quando o processo atinge o estado estacionário.



**Figura 2.3.1** – Esquema Fenomenológico da Moagem Seletiva

O conceito ilustrado na Figura 2.3.1 é facilmente observável na operação de moinhos industriais. Quando um sistema começa a operar, demora algum tempo antes de atingir o estado estacionário (de 30 a 40 minutos, dependendo do processo). Neste ponto nota-se que a densidade da polpa na descarga, no primeiro sinal de vazamento pelo “*overflow*”, atinge valores muito próximos aos da água e logo vai crescendo até chegar ao mesmo valor da polpa alimentada ao moinho (estado estacionário). O esquema proposto pode expressar-se da forma sugerida na equação 2.1.

$$\begin{array}{ccc}
 \text{ALIMENTAÇÃO} & \text{INTERIOR DO MOINHO} & \text{DESCARGA} \\
 \mathbf{R\Phi_0} \rightarrow (\mathbf{R_i + energia}) + (\mathbf{G + M\Phi + F}) \rightarrow \mathbf{G + M\Phi + F} & & \\
 \text{Rocha} & \text{Zona de Moagem} & \text{Transporte} & \text{Produto} & (2.1)
 \end{array}$$

Onde,

$R_i$  = Fragmentos de Rocha ocupando o fundo do moinho, na *Zona de Moagem*;

$\Phi_0$  = Grau de liberação da substância de interesse (**A**) na Rocha;

$\Phi$  = Grau de liberação da substância de interesse na parcela principal do produto.

Os dois principais benefícios da cominuição seletiva podem ser deduzidos mediante a observação da expressão 2.1:

1. A aplicação de energia se concentra apenas na *zona de moagem*, sobre o material definido como  $R_i$  (*rocha interna*), atingindo baixos consumos unitários de energia (energia específica) para obter a liberação desejada em M ( $\Phi$ ).
2. Existe uma cominuição preferencial sobre a substância de interesse (quando esta possui maior gravidade específica que a ganga), com menor produção de finos e com a maior parte da ganga nas frações grossas, favorecendo as operações de concentração de massa que se seguem. Para o caso especial em que a substância de interesse é mais leve que a ganga (por exemplo, em minérios não metálicos com rocha rica em magnetita, como o Fosfato), é conveniente atingir primeiro a liberação da magnetita, evitando supermoagem da substância de interesse, seguida de uma etapa de separação magnética; após esta separação, o processo deve considerar uma segunda etapa de moagem para atingir a liberação desejada da substância principal.

Na **Tabela 2.3.1** são apresentados alguns minérios típicos, junto com o valor estimado da sua gravidade específica. Como regra geral, para um determinado tamanho de produto (P80), a moagem sempre irá liberar primeiro o minério mais pesado. Para similar gravidade específica, as substâncias cujo grão individual possui maior tamanho terão obviamente o benefício de serem liberadas antes que outras substâncias.

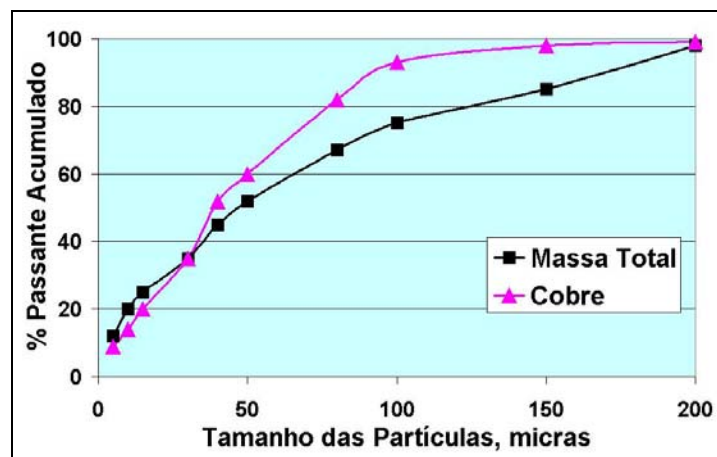
**Tabela 2.3.1** – Seletividade Esperada na Moagem de Algumas Substâncias

GRAVIDADE ESPECÍFICA MÉDIA DE ALGUNS MATERIAIS			
Substância	SG	Substância	SG
Ouro – Au	19,3	Calcopirita – CuFeS <sub>2</sub>	4,1 – 4,3
Galena – PbS	7,58	Alumina – Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	4,0 – 4,1
Argentita – Ag <sub>2</sub> S	7,2 -7,4	Esfalerita – (Zn,Fe)S	3,9 – 4,1
Cassiterita – SnO <sub>2</sub>	6,8 – 7,1	Limonita	3,8
Cerusita – PbCO <sub>3</sub>	6,55	Rocha de Cobre Sulfetado	3,8
Scheelita – CaWO <sub>4</sub>	6,10	Apatita (rocha fosfática)	3,1 – 3,4
Calcosita – Cu <sub>2</sub> S	5,5 – 5,8	Fluorita – CaF <sub>2</sub>	3,18
Hematita – Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5,26	Magnesita – MgCO <sub>3</sub>	2,98 – 3,4
Bornita – Cu <sub>5</sub> FeS <sub>4</sub>	5,1	Micas	2,7 – 3,3
Magnetita – Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	4,9 – 5,2	Dolomita – CaMg(CO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	2,85
Pirita – FeS <sub>2</sub>	4,8 – 5,0	Berílio – Be <sub>3</sub> Al <sub>2</sub> Si <sub>6</sub> O <sub>18</sub>	2,6 – 2,8
Pentlandita – (Fe,Ni) <sub>9</sub> S <sub>8</sub>	4,6 – 5,0	Calcita – CaCO <sub>3</sub>	2,7
Ilmenita – FeTiO <sub>2</sub>	4,72	Talco – Mg <sub>3</sub> Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> (OH) <sub>2</sub>	2,5 – 2,8
Molibdenita – MoS <sub>2</sub>	4,6 – 4,7	Quartzo – SiO <sub>2</sub>	2,65
Barita – BaSO <sub>4</sub>	4,5	Caulim – Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> .2SiO <sub>2</sub> .2H <sub>2</sub> O	2,61 – 2,68
Pirocloro – Nb <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	4,5	Gipsita – Al(OH) <sub>3</sub>	2,4

### 2.3.2 Sistemas Heterogêneos

Um caso extremo de sedimentação na zona de moagem e de seletividade acontece na moagem utilizada para a liberação de diamantes e pedras preciosas. Nestes processos, pela altíssima dureza destas espécies, o que se pretende é liberar a ganga, arrastando ela pelo *overflow* de descarga e, mediante operação semibatch, parando o moinho depois de determinadas horas de operação, retirar do fundo do moinho o material remanescente para a seleção das espécies de valor (Mineração Rio do Norte, Andrade Gutiérrez). Este mesmo procedimento é utilizado na moagem de minério de Ouro, nas eventualidades em que o moinho é detido para a troca de revestimentos.

**McIvor R.E. e Finch J.A.** (1991) observam que, em diversas referências industriais no produto da moagem de minérios de Cobre, as partículas mineralizadas são mais finas que a ganga nas frações grossas do produto, porém, para tamanhos mais finos, ocorre um ponto de cruzamento entre as curvas granulométricas a partir do qual o material mineralizado é mais grosso que a ganga, como ilustrado na **Figura 2.3.2**. Da Figura podemos deduzir que o P80 total do minério está na faixa de 120  $\mu\text{m}$ , porém, os sulfetos de Cobre apresentam um P80 próximo de 80  $\mu\text{m}$ .



**Figura 2.3.2** – Produto da Moagem - Overflow do Ciclone (**McIvor R.E. e Finch J.A.**, 1991)

O cruzamento das curvas pode ter diversas explicações, dependendo muito do circuito de moagem utilizado; por exemplo, o *underflow* do ciclone que fecha o moinho traz consigo uma maior proporção de Cobre que de ganga, devido à sua maior gravidade específica, cujas partículas acabam sendo moídas mais finamente (num moinho aberto, com baixo enchimento, as partículas mais pesadas, como as de Cobre, afundam mais facilmente e são mais bem atingidas pelos corpos moedores). Por sua parte, a ganga, que normalmente é mais mole neste tipo de minérios, possui maior tendência para produzir superfinos, o qual explica o cruzamento das curvas nas frações finas. É provável que o minério não tenha sido deslamado, e que a fração de superfinos possa ter incluído a lama natural do minério, explicando também o cruzamento das curvas.

**Von Reeken F.J.M. e outros** (1989) observaram uma alta concentração de minério de Chumbo nas frações finas do minério alimentado a flotação, na usina Grund, de Alemanha, para minério de Chumbo-Zinco.

A supermoagem da Galena se deve não apenas a diferenças de dureza entre os componentes e sua ganga: Chumbo e Zinco, mas pela diferente gravidade específica, como mostrado na **Tabela 2.3.2**.

**Tabela 2.3.2** – Alimentação Para Flotação de Chumbo (Von Reeken F.J.M. e outros, 1989)

Tamanho, $\mu\text{m}$	% Peso	DISTRIBUIÇÃO, %	
		Galena (Pb)	Esfalerita (Zn)
- 25	16,7	27,4	16,2
25 – 40	8,9	20,6	11,7
40 – 63	9,6	18,7	13,7
63 – 80	7,2	11,0	10,5
80 – 100	7,2	7,7	10,4
100 – 160	17,7	8,7	22,7
160 – 200	8,0	2,1	8,0
200 – 315	15,0	2,8	5,9
315 – 500	8,7	1,0	0,8
+ 500	1,0	0,1	0,0

*Carpenter R.D. (1957) opina que en la medida en que el mineral es molido, las fracturas ocurren más rápidamente a lo largo de los bordes de los granos, de modo que los minerales son primero reducidos hasta tamaños próximos al tamaño natural del grano. El proceso posterior, de molienda todavía más fina, envuelve la reducción de tamaño abajo del tamaño natural del grano, resultando mucho más difícil, pues envuelve la fractura del propio grano.*

**Carpenter R.D.** (1957) opina que na medida em que o minério é moído, as fraturas ocorrem mais rapidamente ao longo das bordas dos grãos, de modo que os minérios são primeiramente reduzidos até tamanhos próximos ao tamanho natural do grão. O processo posterior, de moagem ainda mais fina, envolve a redução de tamanho abaixo do tamanho natural do grão, sendo muito mais difícil, pois envolve a fratura do próprio grão.

Estudos de moagem de preparação do minério para a flotação, na Usina de Pine Creek Mill, com mineralização básica de Quartzo, Piroxênio (Silicatos de Magnésio, Ferro e Cálcio, principalmente) e Garnierita (Silicato hidratado de Níquel e Magnésio) concluem que o tamanho natural destes grãos se encontra na faixa entre 20 até 150 mesh (841 até 105 micras). Após a britagem, foi determinado que as três espécies estão totalmente liberadas abaixo de 65 mesh (210 micras), mas, a maior parte do minério se encontra liberado em diferentes faixas granulométricas, começando pelo Quartzo, em aproximadamente 14 mesh (1.190 micras), terminando com a Garnierita, perto dos 65 mesh, como mostrado na **Tabela 2.3.3**.

**Tabela 2.3.3** – Alimentação à Moagem (Carpenter R.D., 1957)

Faixa granulométrica (mesh)	% de Minério Liberado		
	Quartzo	Piroxênio	Garnierita
10 x 14	87,7	80,9	63,3
20 x 28	92,9	82,7	68,9
35 x 48	98,0	96,5	90,0
65 x 100	100,0	99,6	99,8

Para o caso anterior, de Pine Creek Mill, as substâncias de interesse para o processo de flotação são a Molibdenita ( $\text{MoS}_2$ ) e Scheelita (Tungstato de Cálcio,  $\text{CaWO}_4$ ), e a operação de moagem apresentou os resultados mostrados na **Tabela 2.3.4**.

**Tabela 2.3.4** – Moagem do Minério de Pine Creek Mill (Carpenter R.D., 1957)

Substância	P80, $\mu\text{m}$	% Carga Circulante	Gravidade Específica
MoS <sub>2</sub>	250	370	4,6
CaWO <sub>4</sub>	105	1.290	6,1
Total	210	550	-

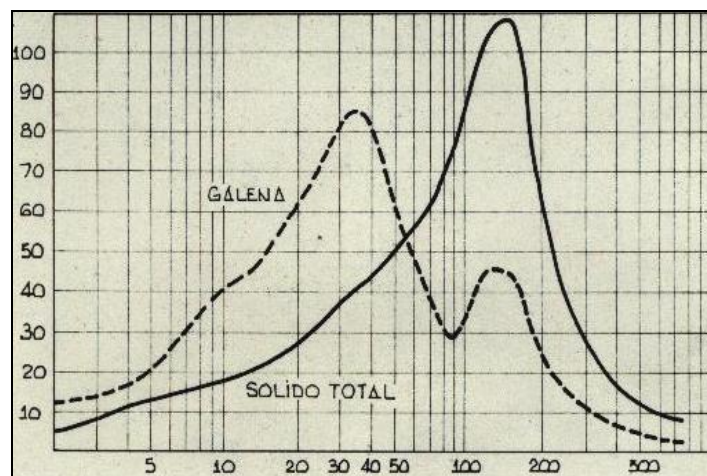
Da tabela anterior podemos observar, mais uma vez, os efeitos produzidos por causa da heterogeneidade dos minérios. O minério de Tungstênio, de maior gravidade específica, permanece preferencialmente no underflow do ciclone que fecha o circuito de moagem, como observado pela alta carga circulante desta espécie. Como resultado, este minério é moído mais finamente que o componente mais leve, como mostrado na coluna de P80.

A performance do minério de Ouro nos circuitos de moagem depende fundamentalmente da sua maleabilidade e densidade, as quais afetam os diversos mecanismos como: quebra, classificação e liberação; na operação, a densidade afeta significativamente o tempo de residência do Ouro dentro do circuito; por este motivo, não é prudente estudar o processo de moagem considerando o material alimentado como um todo. **Banisi e Laplante** (1991) estudam a moagem de minério de Ouro com ganga de Quartzo. No circuito fechado de moagem se observa que o corte dos hidrociclones acontece em 20  $\mu\text{m}$  para o Ouro e em 57  $\mu\text{m}$  para a rocha alimentada. O anterior se reflete em 6.700% do Ouro como carga circulante e teor de Ouro no underflow do ciclone equivalente a 24 vezes o teor da alimentação da usina.

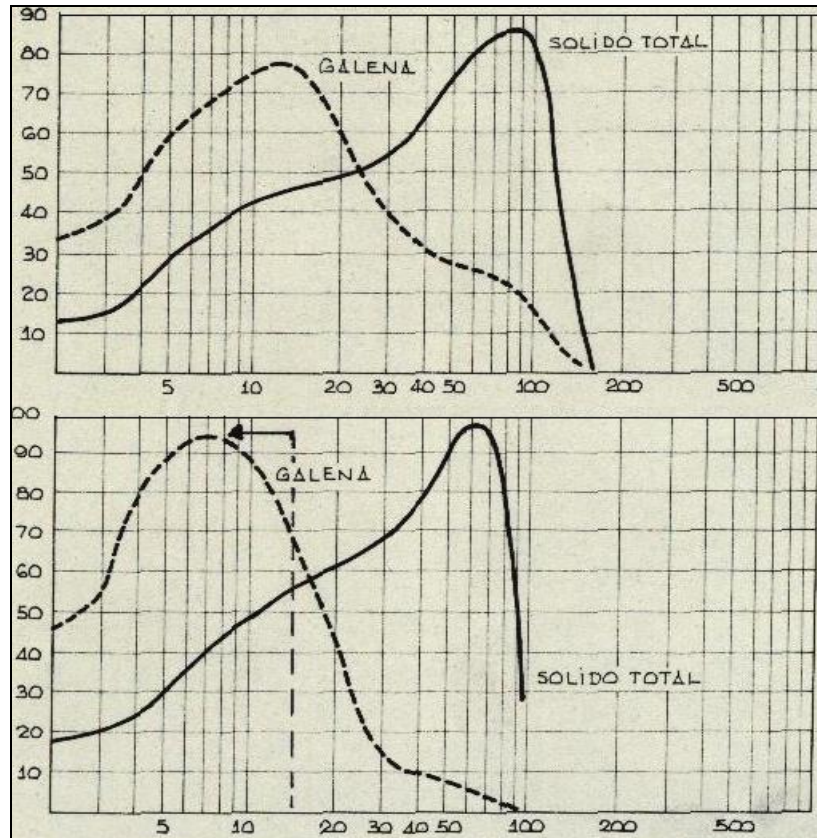
Devemos lembrar que o objetivo de moer um minério básico é de obter um produto de ótima **liberação**, maximizando a sua performance metalúrgica no processo que se segue, neste caso de flotação. Para o mesmo nível de energia aplicada, equipamentos diferentes entregam produtos com distribuição granulométrica diferente. O que gera maior recuperação do Chumbo é justamente a maior **seletividade** aplicada na moagem, como ilustrado na **Figura 2.3.3**. No eixo horizontal está o tamanho, em micras, e no eixo vertical é calculada a Freqüência de Massa (**Fahlstrom**, 1973).

$$\text{Freq. De Massa} = \Delta C_k / \Delta \log k = \text{Massa passante na faixa } k / \log \text{ da faixa}$$

Observe-se como a Galena, pela sua maior gravidade específica, é moída preferencialmente com respeito ao total da rocha.

**Figura 2.3.3** – Descarga do Moinho de Cascada (**Fahlstrom**, 1973)

Na moagem secundária, após a aplicação de 5 kWh/t adicionais, a Galena atinge a sua máxima distribuição a 7  $\mu\text{m}$  (overflow do ciclone secundário), cuja curva se desloca consideravelmente para a esquerda, de 15  $\mu\text{m}$  (overflow do ciclone primário), mas a curva correspondente à massa total continua na mesma posição. Ou seja, mais Galena foi moída mais finamente, sem moer desnecessariamente a ganga, como ilustrado na **Figura 2.3.4**.



**Figura 2.3.4** – Moagem Seletiva da Galena (Fahlstrom, 1973)

Temos visto, em diversos exemplos, que na moagem de minérios de metais básicos, onde a substância de interesse possui alta gravidade específica, a seletividade do processo permite liberar o minério sem moer a ganga em excesso, a qual, por ser mais leve, sai do moinho com maior tamanho. Para o caso dos minérios não metálicos, quando a substância de interesse possui menor gravidade específica que a sua ganga (como é o caso do minério de Fosfato em ganga de magnetita), é preferível utilizar duas etapas de moagem, liberando primeiramente a magnetita, provavelmente numa faixa grosseira. Após a retirada da magnetita (separação magnética), o minério de Fosfato pode ser liberado numa segunda etapa de moagem.

### 2.3.3 Sistemas Homogêneos

Nesta categoria iremos classificar os sistemas de moagem que lidam com materiais homogêneos, como o cimento, ou que enfrentam a operação do ponto de vista homogêneo. Para a cominuição de materiais homogêneos ou quando o interesse da operação de cominuição é apenas a redução de tamanho de toda a massa submetida ao processo, o mecanismo se resume à mudança de tamanho médio entre a alimentação **F** até um produto **P**, mediante a aplicação de energia, como expresso na equação 1.1 do item 1.1.4.



*Cominuição Homogênea*  
**F + energia → P**  
ALIMENTAÇÃO                      PRODUTO

Determinados materiais possuem um determinado conteúdo de ferro compatível com processos siderúrgicos, os quais precisam de todo este material, apenas que com determinadas características granulométricas, adequadas para o posterior processo de redução metalúrgica (**López F.A. e outros**, 1988).

Como veremos no item 4.5, quase todas as variantes derivadas dos modelos ditos “cinéticos”, que emanam do Balanço Populacional, nos procedimentos de determinação dos mecanismos macroscópicos de modelo: a função quebra ( $b_{i,j}$ ) e a função seleção ( $S_i$ ) para diferentes faixas de “tamanho” das partículas, explicitamente assumem que os minérios são todos homogêneos. Do mesmo modos, como observado em diversos artigos (**Vogel e Peukert**, 2003 e **Free e Outros**, 2004) o estudo da quebra de partículas individuais pressupõe também a homogeneidade dos materiais utilizados.

Nas operações de britagem de materiais homogêneos, pode ser interessante a utilização de britadores de rolos a pressão, atingindo um produto pronto para uma moagem final superfina. Para a moagem deste tipo de materiais já não é esperada a classificação interna dos fragmentos por outros aspectos que não seja apenas o seu tamanho.

A utilização da moagem em circuito aberto, com baixo enchimento, não serve apenas para a moagem seletiva, mas apresenta os menores consumos específicos de energia para um determinado tamanho de produto. Na moagem de finos de minério de ferro, para produção de pelotas, a usina Fábrica (ex Mineração Ferteco) da CVRD, em Minas Gerais, utiliza com sucesso três moinhos de bolas em circuito aberto.

Os processos homogêneos também podem acontecer não por causa do minério, mas por causa da *forma homogênea* com que este é cominuído. A heterogeneidade dos materiais, em relação a sua cominuição, se manifesta em três diferentes momentos: 1) na etapa de britagem terciária, quando começam a aparecer os componentes principais mais livres de ganga; 2) na moagem primária, quando são exteriorizadas as diferenças de tamanho dos grãos das substâncias principais e as diferentes gravidades específicas dos componentes, e 3) na moagem superfina, quando a dureza individual dos grãos é diferente.

No **Capítulo 7** veremos que os processos de moagem autógena e semi-autógena, implicitamente assumem que o minério é homogêneo, ao misturar os aspectos 1 e 2 antes citados numa mesma operação. O problema 1 se manifesta na geração dos tamanhos críticos dentro do moinho e o problema 2, quando gera muitos distúrbios (moagem AG ou SAG de uma etapa) é normalmente transferido para uma outra etapa de moagem secundária. Desta vez, a heterogeneidade do minério é considerada um problema, ao invés de aproveitá-la em benefício do processo, de modo que esta variabilidade é transferida para a operação destes equipamentos, criando significativas variações nas taxas de produção, o qual prejudica as operações posteriores, envolvendo complexos sistemas de controle, até hoje sem muito sucesso.

## 2.4 Estudo Reológico da Polpa

### 2.4.1 A Viscosidade como Elemento de Controle

*De acuerdo con experiencias industriales, que relatan el comportamiento reológico de las pulpas, en el caso específico de la molienda, y reafirmado con experiencia industrial (Yovanovic, 1975 -1976), existen sólidas razones para afirmar que los mecanismos de conminución, función transporte y clasificación hidráulica dependen directamente de la viscosidad de la pulpa. El estudio reológico del sistema debe ser orientado para mecanismos que permitan reducir la viscosidad de la pulpa dentro del molino y, eventualmente, en la alimentación del clasificador, cuando se trata de circuitos cerrados. Por otro lado, la viscosidad, como elemento de medida y de control, es bastante eficiente como variable controlada porque relaciona, simultáneamente, el porcentaje de sólidos, distribución granulométrica, peso específico del material y temperatura ambiente, entre otros, permitiendo una mejor evaluación del proceso efectivo de conminución selectiva con liberación de componentes.*

De acordo com experiências industriais, que relatam o comportamento reológico das polpas, no caso específico da moagem, e reafirmado com experiência industrial (Yovanovic, 1975 -1976), existem sólidas razões para afirmar que os mecanismos de cominuição, função transporte e classificação hidráulica dependem diretamente da viscosidade da polpa. O estudo reológico do sistema deve ser orientado para mecanismos que permitam reduzir a viscosidade da polpa dentro do moinho e, eventualmente, na alimentação do classificador, quando se trata de circuitos fechados. Por outro lado, a viscosidade, como elemento de medida e de controle, é bastante eficiente como variável controlada porque relaciona, simultaneamente, a percentagem de sólidos, distribuição granulométrica, peso específico do material e temperatura ambiente, entre outros, permitindo uma melhor avaliação do processo efetivo de cominuição seletiva com liberação de componentes.

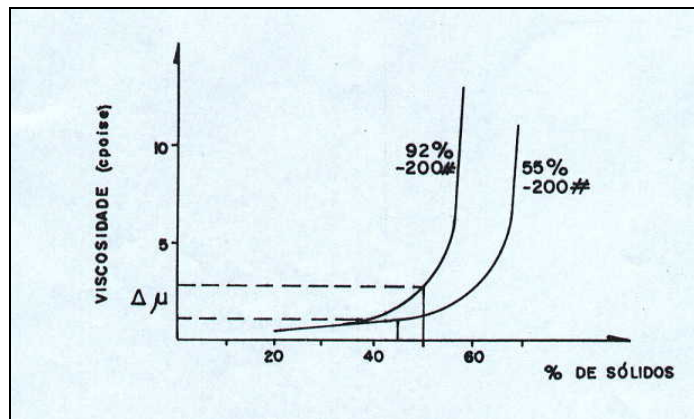
O Autor tem comprovado, experimentalmente, que a viscosidade da polpa se mantém relativamente estável, entre 5 a 10 centipoises, para polpas com até 50% de sólidos ou mais, dependendo da granulometria (as partículas finas propiciam uma polpa mais viscosa) e da temperatura ambiente. É recomendável considerar valores de 55 a 60% de sólidos como critério de projeto das operações de moagem seletiva. Lamentavelmente, pela utilização excessiva de carga circulante nos sistemas de moagem (outro “paradigma” da mineração), o fluxo de overflow do classificador resulta extremamente diluído, prejudicando o tempo de residência nas operações que se seguem. É conveniente nas usinas estudar a *viscosidade das polpas* e tentar aumentar a densidade até valores que não produzam aumento significativo de viscosidade, com limites práticos não superiores a 30 centipoises.

Em 1960, o “Kennecott Research Center” (Utah, EEUU), começou a pesquisar a possibilidade de controlar automaticamente o processo de moagem, a partir de medições da viscosidade na polpa que alimenta o classificador <sup>(1)</sup>. Naquela época, foi utilizado um equipamento chamado “Dynatrol”, fabricado pela Automation Products Inc. (Texas, EEUU), que mede a viscosidade de polpas no próprio fluxo. A variação da viscosidade é extremamente sensível para concentrações acima de 50%, comprovando-se experimentalmente uma perda de eficiência do classificador acima deste valor.

---

(1) Lamentavelmente esta variável foi trocada pela “densidade”, mediante o emprego de densímetros nucleares e, na década de 70, foi desenvolvido o PSM, o qual mede diretamente a granulometria do “overflow” do classificador, ou seja, o “resultado” do tamanho do produto, na visão homogênea do processo, e não avalia a operação seletiva do processo.

Na **Figura 2.4.1** é mostrada a variação da viscosidade em função da porcentagem de sólidos para duas condições granulométricas do material, à temperatura ambiente, de um minério sulfetado de cobre. O gráfico foi construído com polpa alimentada ao hidrociclone, por isso não são considerados valores acima de 65% de sólidos (na zona de moagem essa porcentagem pode ser muito superior).



**Figura 2.4.1** – Viscosidade da Polpa em função da % de Sólidos (Yovanovic, 1975)

## 2.4.2 O Aumento da Densidade da Polpa

Para o fenômeno de cominuição e de classificação hidráulica o aumento da densidade da polpa, acima do ótimo, traz consigo um aumento do inventário geral de material dentro do equipamento, para o mesmo volume de carga, mas, em vez de possibilitar uma maior capacidade do equipamento, o aumento de densidade traz consigo um aumento significativo da viscosidade da polpa. Tal fato reduz a cinética de cominuição, pela maior dificuldade de deslocamento dos corpos moedores e pelo menor efeito de classificação hidráulica do material. Devemos lembrar que a cominuição acontece apenas na *zona de moagem* e não no volume interno do moinho como um todo; esta zona de moagem atinge densidades próximas à de saturação da polpa, sem muita variação com a porcentagem de sólidos alimentada ao moinho, como comprovado por **Myers J.F.** (1957), que não observou diferenças na densidade da zona de moagem para 35 até 65% de sólidos da polpa alimentada ao moinho.

Experiências efetuadas no Chile (Codelco, Divisão El Teniente) com um reagente chamado “ajuda de moagem”, polímero comercializado pela Dow Chemical Inc. (EUA), em moinho “*single-stage*” de 14'x 24' (180 t/h), permitiram incrementar levemente a densidade da polpa no interior do moinho sem aumento da viscosidade padrão, ou seja, mais fragmentos de rocha na zona de moagem. Isso aumentou em 8% a capacidade de produção do moinho. Considerações acerca do custo do reagente (começa a ficar inviável para dosagem superior a 4 lb/ton. de minério) e das implicações físico-químicas no processo posterior de flotação inviabilizaram sua aplicação. Exemplos deste tipo de reagentes são o Poliacrilato de Sódio e o chamado XFS-4272, comercializado pela *Dow Chemical*. Estudos mais recentes dos Autores: **Rule A.R. e outros** (1985); **Kawatra S.K. e Eisele T.C.** (1988); **Kawatra S.K. e outros** (1989) e **Gottschalk J. e Husemann K.** (1989) ratificam os conceitos anteriores e mostram resultados específicos no comportamento da cominuição e classificação mediante alterações da viscosidade da polpa. Dentro do moinho, existe um ponto ótimo de viscosidade acima do qual as dificuldades de cominuição são superiores ao benefício produzido pelo incremento do inventário de sólidos. De qualquer forma, a *zona de moagem* admite poucas variações de densidade, por tratar-se de polpa muito próxima da saturação.

### 2.4.3 O Contexto Reológico da Moagem

Considerando os diversos mecanismos e sub-mecanismos ligados ao processo de moagem, existem diversos âmbitos de atuação no controle de viscosidade das polpas:

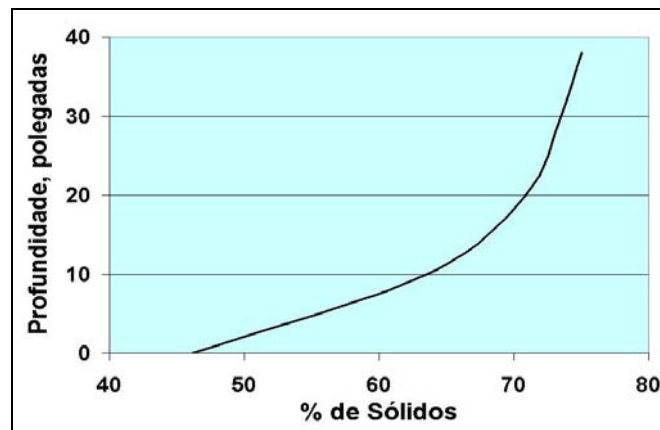
#### 1. Zona de Moagem:

Nesta zona, situada no fundo do moinho, com volume variável estimado entre 20 e 30%, a densidade da polpa atinge altos valores, próximos da saturação da polpa nas condições de granulometria (trata-se de partículas grossas de rocha) e de gravidade específica dos componentes mais pesados afundados nela. Este valor de saturação pode ser estimado observando a densidade máxima atingida no underflow de um teste de hidrociclonagem com uma amostra composta entre alimentação e produto. Como comentado, esta zona de moagem atinge densidades próximas à de saturação da polpa, sem muita variação com a porcentagem de sólidos alimentada ao moinho, como comprovado industrialmente, onde não foram observadas diferenças na densidade da zona de moagem para 35 até 65% de sólidos da polpa alimentada (Myers J.F., 1957).

As ações operacionais acima desta zona de moagem devem procurar maximizar (ou ao menos manter elevada) a densidade média; incrementar este volume interno de moagem sem prejudicar a classificação interna nem a função transporte, que são as outras áreas de atuação do contexto reológico do sistema; em soma, maximizar o tempo de residência  $TZ$ , sem aumentar o tempo de residência geral, do sistema de transporte de produto. Lembremos que a diferença entre  $t$  e  $TZ$  é uma boa medida da seletividade do processo, como tratado no item 1.5.2 e ilustrado na Figura 1.5.2.

#### 2. Classificação Interna:

A sedimentação das partículas precisa da menor viscosidade possível na polpa, na zona de classificação podemos esperar uma densidade intermédia entre a camada superior do fluxo de transporte, que é o valor mínimo, e a camada imediatamente superior à zona de moagem, como ilustrado na Figura 1.4.2 do caso de Copperhill e que resumimos na próxima **Figura 2.4.2**.



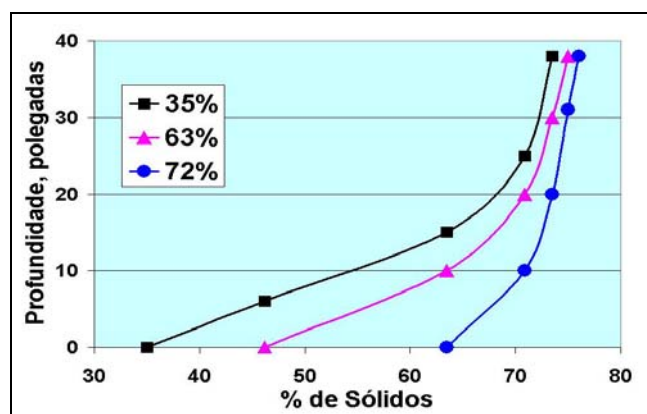
**Figura 2.4.2** – Espessamento Interno do Moinho (Caso de Copperhill)

Da figura anterior podemos observar que a zona de moagem equivale quase à metade do volume interno e possui uma densidade equivalente a 75 % de sólidos, aproximadamente. A classificação interna acontece numa faixa próxima da densidade alimentada ao moinho, que é de 63% de sólidos para o caso de Copperhill. Os estudos de viscosidade devem ser feitos nesta faixa.

### 3. Função Transporte:

Quando alimentamos minério dentro do moinho e, junto com ele, uma certa vazão de água, devemos interpretar que esta água, a rigor, é justamente para retirar o produto de dentro do moinho e evitar a acumulação de massa dentro dele. A velocidade deste fluxo, relacionado com a % de sólidos alimentada, é fundamental para definir o tamanho – peso das partículas transportadas. Convidamos ao Leitor a pensar que, num caso hipotético, o fluxo de água poderia ser tão alto que até as bolas poderiam sair pela descarga do moinho. Esta situação não é aquela comumente observada nos circuitos fechados, de alto enchimento, onde o refugo é devido à falta da zona (e do tempo de sedimentação) da classificação interna. Nos circuitos fechados, a re-alimentação da carga circulante reduz o tempo de residência da água e por tanto aumenta a velocidade de retirada de produto, porém, a re-incorporação desta massa tende a homogeneizar a polpa dentro do moinho, fazendo crescer desordenadamente a zona de moagem, mas anulando a zona de classificação. Nos circuitos fechados a *função transporte* não retira apenas produto pronto, retira toda a massa que consegue arrastar, até corpos moedores, criando um círculo vicioso com o classificador externo, que manda todo esse material de volta ao moinho; além disso, o material descarregado pelo moinho fica tão grosso e abrasivo que a duração do revestimento das bombas que fecham o circuito cai proporcionalmente. **Kawatra e Eisele** (1988) afirmam que, junto com o aumento da % de sólidos dentro do moinho, que prejudica a função transporte, como acontece em circuitos fechados, aumenta a produção de superfinos, justamente o contrário do que alegam os partidários dos circuitos fechados de moagem.

Para circuitos abertos de moagem, como preferido pelo **Modelo Operacional**, testes em escala industrial foram executados para 35 até 65% de sólidos da polpa alimentada ao moinho (**Myers J.F.**, 1957), sem observar diferenças significativas na densidade da zona de moagem. A variação da % de sólidos alimentada ao sistema regula, pela função transporte, o tamanho-peso máximo das partículas descarregadas pelo moinho, da forma ilustrada pelo exemplo teórico da **Figura 2.4.3**.



**Figura 2.4.3** – Efeito da Função Transporte

Como ilustrado na Figura 2.4.3, o estudo reológico da polpa consiste em tentar manter a máxima densidade possível na zona de moagem, e regular a saída do produto mediante a diluição adequada de alimentação, que permita controlar o tamanho-peso máximo das partículas descarregadas. Esta condição pode ser estudada experimentalmente, como discutiremos no item 5.4, e a condição otimizada permitirá obter os resultados previstos ao mínimo consumo específico de energia.

#### 4. Movimentação da Carga Moedora:

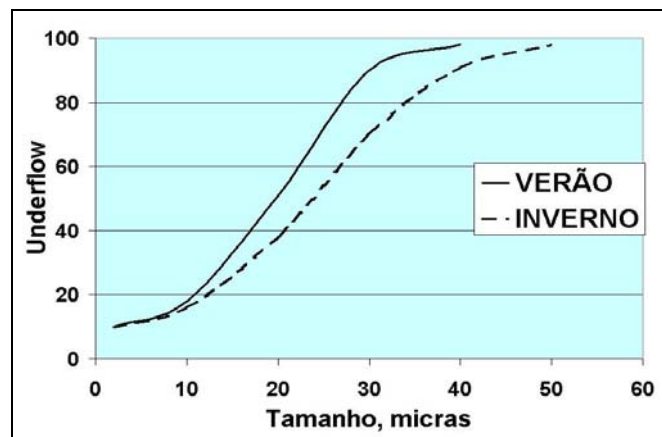
As partículas dentro da polpa possuem um papel importante na medição do torque, porque causam fricção entre o próprio material e entre o material e os revestimentos. **Liddell e Moys** (1988) testaram as variações de torque mediante a utilização de solução de glicerina, junto com as bolas, em substituição da polpa de minério. A glicerina foi considerada como possuindo uma viscosidade quase 9 vezes menor que a observada na polpa de minério (10,7 centipoises contra 90 da polpa). Enquanto a polpa atinge o torque máximo em aproximadamente 75% da velocidade crítica, a solução de glicerina o faz para 95% da velocidade crítica. Ou seja, como a energia é transferida desde o cilindro para as camadas de bolas, sucessivamente, nota-se o maior esforço de deslocamento destes corpos, devido à viscosidade. O **Modelo Operacional** recomenda baixas velocidades de rotação (60-65% da velocidade crítica) e viscosidades inferiores que 30 centipoises na polpa alimentada ao moinho (**Kawatra S.K. e Eisele**, 1988).

**Rule, A.R. e outros** (1985) comentam que, para minério de Taconita, o torque máximo é atingido para 80% de sólidos na polpa; com a adição do reagente XFS 4272 (Dow Chemical) o torque máximo é atingido para 83% de sólidos, o que indica que mais massa está sendo moída (diferencia de inventário) com a mesma energia aplicada.

#### 5. O Hidrociclone:

Os sistemas que utilizam classificação externa, na sua grande maioria, utilizam hidrociclones para o fechamento do circuito. Nestes equipamentos também deve ser estudada a condição reológica da polpa alimentada, cuja performance pode sofrer drásticas mudanças inclusive com a temperatura ambiente.

**Kawatra e Eisele** (1988) estudam o comportamento dos hidrociclones num circuito fechado de moagem, numa concentradora de minério de Ferro, onde se observam diferenças significativas na performance do processo, como ilustrado nas curvas granulométricas do *underflow* dos hidrociclones apresentadas na **Figura 2.4.4**, que mudam o  $d_{50}$  do material de 20 para 25  $\mu\text{m}$  entre o Verão (20 °C) e o Inverno (4 °C).



**Figura 2.4.4** – Efeito da Temperatura na Performance de Hidrociclones (**Kawatra e Eisele**, 1988)

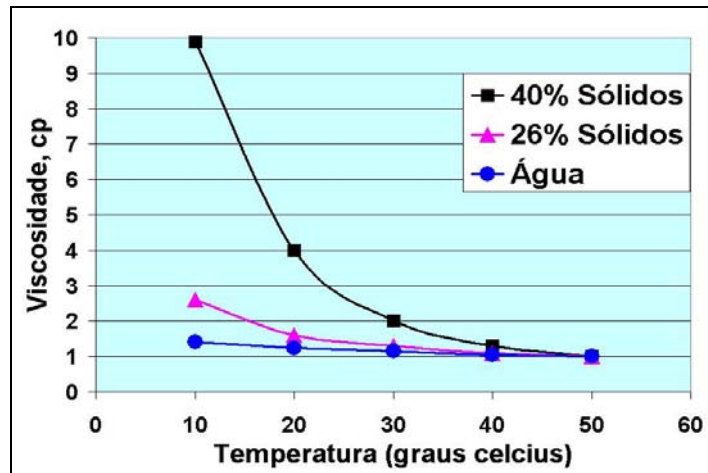
### 2.4.4 Sistemas de Redução de Viscosidade

O contexto reológico de partículas sólidas em suspensão, finas o bastante como para permanecer em suspensão por mais do que alguns poucos segundos, é influenciado por quatro fatores principais: % de sólidos, granulometria, ambiente químico, e temperatura.

O desejável é trabalhar, tanto na moagem como na classificação, na região de % de sólidos da polpa imediatamente inferior ao ponto onde a viscosidade começa a subir de forma acentuada. Existem diversas alternativas para reduzir a viscosidade de polpas e melhorar o fenômeno de cominuição dentro do moinho (Yovanovic, 1989):

- aproveitamento de fontes de calor não utilizadas na própria usina;
- reagentes químicos específicos;
- otimização da dosagem de reagentes dentro de processos compostos, por exemplo: moagem/flotação, antecipando dosagem de coletor e espumante dentro do moinho.

A moagem em circuito aberto apresenta as melhores condições reológicas, devido à maior temperatura da polpa dentro do moinho. Na **Figura 2.4.5** é ilustrado o efeito da temperatura na viscosidade das polpas, utilizando Sílica fina em várias concentrações.



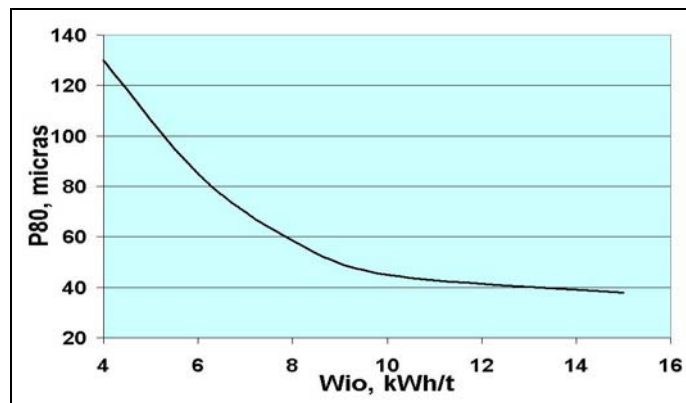
**Figura 2.4.5** – Efeito da Temperatura na Viscosidade da Polpa (Kawatra e Eisele, 1988)

As experiências ilustradas na figura anterior não consideraram polpas com diluição acima de 40% de sólidos, mas, pela tendência das curvas, pode esperar-se uma diferença ainda mais acentuada.

**Gottschalk, J. e Husemann, K.** (1989) estudam os aspectos hidrodinâmicos da velocidade, viscosidade e densidade do material extraído mediante ventiladores em sistemas de moagem a seco. Os Autores concluem que a função transporte em sistemas “a seco”, que define a retirada do produto de forma fluidizada, pode também ser representada pelos aspectos reológicos do fluxo.

Para o caso de processos que incluem flotação, a adição de reagentes no moinho permite que as partículas liberadas flitem já dentro do moinho, melhorando a classificação hidráulica do produto. Até agora, só o bom senso dos próprios operadores de sistemas industriais de moagem define as condições de porcentagem de sólidos da polpa que alimenta o moinho e que alimenta o equipamento de classificação (Mc Ivor R., 1989).

**Fuerstenau e outros** (1990) testam o efeito da utilização de polímeros na reologia da polpa durante a moagem, em sistema batch, ou seja, enfrentando o aumento de viscosidade derivado da acumulação de finos, pela ausência da função transporte. O aditivo conseguiu incrementar em 7% o inventário de massa para o mesmo limite de torque observado na condição original, sem o polímero. Examinando as condições de moagem e o consumo específico de energia, observou-se que a redução de tamanho em função do consumo específico de energia não sofreu diferenças entre a polpa com ou sem o aditivo, como ilustrado na **Figura 2.4.6**, demonstrando a afirmação do **Modelo Operacional** no sentido que a zona de moagem não sofre muitas variações, mas sim o regime de retirada do produto e a classificação interna, aspectos não avaliados pelos Autores, pois os testes, apesar de serem feitos a úmido (82% de sólidos) foram feitos em sistema descontínuo.



**Figura 2.4.6** – Consumo Específico e Tamanho do Produto (**Fuerstenau e outros**, 1990)

A reação exotérmica devido à hidratação da cal, por exemplo, pode ser aproveitada adicionando diretamente a cal granulada dentro do moinho. **Videla, J.C. e outros** (2004) concluem que a dosagem de cal granulada diretamente ao moinho apresenta leves melhorias metalúrgicas no processo de flotação quando comparada com a dosagem de leitada de cal, além disso, considerando os menores custos de transporte deste insumo para a usina e a menor dosagem necessitada pela alternativa de cal granulada (535 contra 560 g/ton da leitada de cal, nos testes efetuados com minério de Cobre sulfetado), a alternativa de uso de cal granulada resultou significativamente mais conveniente para o processo.

Os testes executados por Videla, J.C. e outros não levaram em conta as condições de equilíbrio do Rougher (o valor de  $R_{\infty}$  ficou muito alto), nem a metodologia sugerida pelo **Modelo Operacional** (**Yovanovic**, 2004), motivo pelo qual os resultados são muito dispersos. Os testes apresentam o valor de  $R_{\infty}$  para um tempo padrão de 6 minutos (em duas etapas de 3 minutos cada) e a  $R_{cm}$  foi calculada com os dados de SPLIT de massa concentrada informada pelos Autores, gerando os dados apresentados na **Tabela 2.4.1**. Os testes com cal granulada foram levemente mais seletivos.

**Tabela 2.4.1** – Flotação com Cal Granulada e Leitada de Cal (**Videla, J.C. e outros**, 2004)

TESTES		1	2	3	4	5	6	7	8	MÉDIA
Leitada De Cal	<b>R</b>	93	94,6	92,8	93,4	94,5	95,1	95,4	94,9	<b>94,4</b>
	<b>Rcm</b>	26,3	19,6	15,9	20,4	18,9	20,4	14,9	19,2	<b>18,9</b>
Cal Granulado	<b>R</b>	95	93,8	94,7	94,7	95,2	-	-	-	<b>94,7</b>
	<b>Rcm</b>	15,6	20	19,2	20,8	20,4	-	-	-	<b>19,2</b>



## **2.5 Modificações na Seletividade**

### **2.5.1 Heterogeneidade da Rocha**

Na moagem seletiva de rochas heterogêneas a liberação das partículas pode ser obtida moendo o material de diferentes formas, onde normalmente será utilizado o menor consumo específico de energia quando o valor de  $\Phi$  seja obtido com o máximo tamanho possível no produto (**P80**). Nas operações de cominuição, o produto não deve ser apenas avaliado como uma questão de **tamanho**, mas de **concentração**, nas operações de britagem, e de **liberação** da substância do nosso interesse nas operações de moagem.

Na Tabela 1.1.1, no item 1.1.4 foi resumido o mecanismo de transporte seletivo de Produto a partir da Rocha, onde se observa que a quebra com modificação de teor entre as frações granulométricas (concentração em determinadas faixas), caracteriza uma cominuição seletiva, principalmente na etapa de britagem, e proporciona condições para efetuar uma pré-concentração do material, antes de continuar para as operações seguintes. Na etapa de moagem, a heterogeneidade da rocha se manifesta através do diferente grau de liberação dos componentes que se apresenta entre as frações granulométricas, favorecendo a própria cominuição e, junto com isso, a seletividade das operações que vem a seguir, notadamente as operações de separação com concentração de massa, principalmente a flotação.

A liberação é uma das principais variáveis que afetam a performance das operações de separação com concentração de massa, como a flotação. Um material mais finamente liberado conduz normalmente para uma melhor seletividade, excetuando casos extremos (superfinos e/ou presença de lamas). A liberação tem como objetivo separar, a partir de grãos mistos, a substância do nosso interesse e a ganga, permitindo a sua posterior separação mecânica. Na flotação Rougher deve-se assegurar uma conveniente eliminação da ganga para um valor aceitável de recuperação. Estudos ao microscópio para o concentrado Rougher, para distintos níveis de remoagem, irão indicar o tamanho médio de liberação (malha de liberação) onde se possa conseguir que ao menos 80% das partículas apresentem grãos limpos de ganga, ou com um máximo de 30% de ganga dentro dos grãos mistos. Esse é o critério comumente utilizado na flotação de sulfetos de Cobre. Desse modo, de acordo com o estudo de liberação, o concentrado obtido no Rougher, com granulometria primária (P80 proveniente do moinho), pode ser remoído até a nova condição granulométrica estudada.

Os Estudos de Liberação são feitos justamente avaliando a Seletividade dos processos seguintes, de separação com concentração de massa, com diferentes condições granulométricas, até conseguir uma certa superposição entre as curvas, ou muita proximidade. Desse modo pode-se selecionar uma condição conveniente a partir da qual não seja atingido um aumento significativo da seletividade, em relação ao maior custo da moagem.

Na prática industrial, esta condição afeta não apenas o projeto de novas instalações de cominuição, mas permite acompanhar as naturais diferenças entre materiais provenientes de diferentes partes da jazida para usinas em funcionamento. Nestes casos, deve ser acompanhada permanentemente a *Curva de Seletividade* dos diferentes minérios, para manter otimizada a relação **P80** –  $\Phi$  mais adequada para o processo.

## 2.5.2 Reações Mecano-Químicas

Através dos mecanismos da cominuição, dependendo da energia mecânica adicionada à substância em processo, a estrutura da mesma pode sofrer transformações não apenas de natureza física, como também de natureza físico-química (Yokoya N. e Nobre G.H., 2001). Pode-se inferir os seguintes fenômenos:

- a) Aumento da energia superficial em função da redução do tamanho da partícula.
- b) Diferenciação da estrutura superficial em relação à estrutura interna da partícula ao receber a influência da tensão mecânica aplicada e das condições do meio existentes.
- c) Transmissão da distorção da estrutura para o interior da partícula devido à tensão mecânica que, avançando ao extremo, quebra a estrutura com perda da propriedade cristalina da substância.
- d) Devido à tensão mecânica aplicada e dependendo da característica estrutural da partícula, obtém-se sua transformação em outra estrutura cristalina.

Estes fenômenos são considerados como mecano-químicos e sua ação é máxima nos pontos onde ocorre deslocamento e transposição. Pode-se exemplificá-los agrupando-os em três tópicos:

- Substância na qual forma-se uma camada amorfa ou uma camada de óxido na superfície da partícula em contato com o ar atmosférico. Neste caso pode-se inferir que a espessura da camada é praticamente constante no processo de moagem. À medida que a moagem avança, pode-se dizer que a espessura aumenta. Exemplos de substâncias que pertencem a este tipo: a-sílica, alumínio, antimônio, bismuto, a-óxido de ferro, dióxido de titânio de ambos os tipos rutilo e anatase, etc.
- Substância aonde a estrutura cristalina vai se desarranjando gradativamente até ficar praticamente toda estratificada. Minérios de argila, algamatolito, talco, grafite, gipsita, asbesto, óxido de zinco, etc, pertencem a este grupo. A maioria dos minérios que pertencem ao tipo de estrutura estratificada sofre clivagens com tensão de cisalhamento no processo de moagem, transformando-se facilmente em estruturas com baixo grau de cristalização. Finalmente, perdem sua estrutura cristalina e tornam-se amorfos.
- Substâncias que sofrem metástase de várias formas. O monóxido de chumbo, iodeto de prata, etc, pertencem a este grupo. A transformação de carbonato de cálcio do tipo III para o tipo II, além da metástase do óxido de ferro, dióxido de chumbo, fluoreto de manganês, óxido de antimônio, etc, considerando a transposição de tipos estáveis para tipos instáveis.

### Atividade mecano-química

Os fenômenos que acompanham a atividade mecano-química, pode-se observá-los em:

- I) Reação entre os corpos sólido e gasoso, reação entre os corpos sólido e líquido, e reação entre corpos sólidos.
- II) Reação pela corrosão de esforços entre metal, em sinterização e pirólise.
- III) Alteração de coloração do corpo sólido pela moagem, pulverização e ação de catálise.
- IV) Emissão eletrônica e reações químicas.

### 2.5.3 Presença de Lamas

A presença de lamas na polpa é muito prejudicial para o processo de flotação, reduzindo a eficiência dos mecanismos principais: Cinética e Seletividade, principalmente esta última. Muitas vezes são confundidas as lamas naturais com os superfinos produzidos nas operações de cominuição e, quando misturados, a separação posterior de lamas acarreta grandes perdas de minério do nosso interesse.

*Las lamas naturales son normalmente materiales arcillosos muy alterados, de tamaño inferior a 5 micrómetros (algunas veces menores que 2  $\mu\text{m}$ ), que llegan al proceso junto con el mineral, desde la propia mina. En plantas convencionales de chancado, en condiciones de baja humedad, las lamas son parcialmente extraídas por los colectores de polvo. Por otro lado, en operaciones de extracción a cielo abierto, para minerales muy alterados, es conveniente considerar una etapa de “lavado” del material antes de llegar al proceso de molienda, con el objetivo de evitar la mezcla entre estas lamas y el producto superfino proveniente de la molienda.*

As lamas naturais são normalmente materiais argilosos muito alterados, de tamanho inferior a 5  $\mu\text{m}$  (às vezes menores que 2  $\mu\text{m}$ ), que chegam ao processo junto com o minério, desde a própria jazida. Em usinas convencionais de britagem, em condições de baixa umidade, as lamas são parcialmente extraídas pelos sistemas coletores de pó. Por outro lado, em operações de lavra a céu aberto, para minérios muito alterados, é conveniente considerar uma etapa de “lavagem” do material antes de chegar ao processo de moagem, com o objetivo de evitar a mistura entre estas lamas e o produto superfino proveniente da moagem.

Processos de Separação Magnética, intercalados entre as etapas de moagem (moagem primária e secundária) colaboram em reduzir a produção de superfinos devido à retirada oportuna da fração magnética, muito dura para ser moída junto com o minério do nosso interesse. Em resumo, os prejuízos atribuíveis às lamas são:

- Não são “minério”, e diluem desnecessariamente o teor da alimentação ao processo, exigindo uma maior movimentação de massa, reduzindo a eficiência geral da usina.
- Consomem quantidades elevadas de reagentes no processo de flotação posterior, devido a sua grande superfície específica e capacidade de adsorção.

## 2.6 Sistema Moagem/Flotação

### 2.6.1 Introdução

*El presente ítem trata sobre la importante relación entre la preparación de las partículas por conminución y la flotación posterior. Una relación directa entre estas dos operaciones siempre debe ser establecida (Fuerstenau, D.W., 1988); en la opinión del Modelo Operacional, el sistema de control de la operación de molienda tendría que estar basado en la selectividad de la flotación Rougher. La eficiencia de la operación de conminución afecta los resultados metalúrgicos de la flotación (recuperación y ley del concentrado), por ejemplo, la generación de ultra-finos es una forma de ineficiencia. Normalmente, tanto los operadores como los investigadores consideran las áreas de molienda y de flotación como independientes entre ellas, lo cual es un profundo error. Del punto de vista de la molienda, los factores que influyen a la flotación y que pueden ser controlados son, principalmente: el tamaño de liberación y la selectividad entre los granos liberados y mixtos, aspectos que serán mejor discutidos en este ítem. El medio de molienda (tipo de cuerpo moedor) también influye a los resultados metalúrgicos, mediante los mecanismos de corrosión electroquímica (corriente de corrosión entre los sulfuros y el hierro) y la generación de finos.*

O presente ítem trata sobre a importante relação entre a preparação das partículas por cominuição e a flotação posterior. Uma relação direta entre estas duas operações sempre deve ser estabelecida (Fuerstenau, D.W., 1988); na visão do **Modelo Operacional**, o sistema de controle da operação de moagem teria que estar baseado na seletividade da flotação Rougher. A eficiência da operação de cominuição afeta os resultados metalúrgicos da flotação (recuperação e teor do concentrado), por exemplo, a geração de ultrafinos é uma forma de ineficiência. Normalmente, tanto os operadores como os pesquisadores consideram as áreas de moagem e de flotação como independentes entre elas, o qual é um profundo erro. Do ponto de vista da moagem, os fatores que influenciam a flotação e que podem ser controlados são, principalmente: o tamanho de liberação e a seletividade entre os grãos liberados e mistos, como veremos neste ítem. O meio de moagem (tipo de corpo moedor) também influencia os resultados metalúrgicos, mediante os mecanismos de corrosão eletroquímica (corrente de corrosão entre os sulfetos e o ferro) e a geração de finos.

**Malghan S.G.** (1986) descreve os seguintes aspectos derivados da variabilidade dos minérios frente à operação de flotação: mudanças na composição mineralógica (aspecto que será mais bem analisado no **Capítulo 6**); teor de alimentação; grau de oxidação e a fineza da cristalização ou tamanho do grão.

*El flujo másico alimentado a la flotación, proveniente de la operación de molienda, puede variar significativamente debido a: variación de la dureza del mineral; variaciones de selectividad derivadas del grado de liberación de las partículas; y criterios de producción establecidos por la planta. En general, por razones de costo de inversión y de operación, la molienda normalmente constituye el "cuello de botella" de las plantas, cuya capacidad es siempre mantenida en su valor máximo posible, regulando de este modo la capacidad total de tratamiento. El factor de proyecto de los circuitos de flotación debe considerar las mudanzas de producción atribuibles al circuito de molienda. Los principales cuidados de esta operación son:*

- *Mineral muy blando: producción de exceso de lamas secundarias;*
- *Mineral muy duro: Costo de energía mayor, liberación inadecuada;*
- *Mineral muy heterogéneo: Anormal distribución granulométrica entre las sustancias.*

O fluxo mássico alimentado à flotação, proveniente da operação de moagem, pode variar significativamente devido a: variação da dureza do minério; variações de seletividade derivadas do grau de liberação das partículas; e critérios de produção estabelecidos pela usina. Em geral, por razões de custo de investimento e de operação, a moagem normalmente constitui o ponto de “gargalo” das usinas, cuja capacidade é sempre mantida no seu valor máximo possível, regulando deste modo a capacidade total de tratamento. O fator de projeto dos circuitos de flotação deve considerar as mudanças de produção atribuíveis ao circuito de moagem. Os principais cuidados desta operação são:

- Minério muito brando: produção de excesso de lamas secundárias;
- Minério muito duro: Custo de energia maior, liberação inadequada;
- Minério muito heterogêneo: Anormal distribuição granulométrica entre as substâncias.

Em muitas ocasiões, com a intenção de homogeneizar o minério alimentado a flotação apenas em função do teor alimentado ou por conveniência de lavra, são formadas pilhas de homogeneização, algumas vezes com efeitos muito negativos sobre o processo. Por exemplo, tem-se comprovado que a mistura proporcional de minério primário e secundário, da mesma jazida, com diferenças importantes de dureza entre eles, produzem uma recuperação conjunta de 1 a 2% a menos na flotação Rougher, comparado com a recuperação possível de obter quando tratados separadamente (Yovanovic, 1975). A explicação deste fenômeno se deve às características da moagem, onde o minério mais duro contribui para a sobre-moagem do minério mais mole, de modo que, para um P80 determinado, na fração grossa o minério mais duro não está bem liberado, porém, o minério mais mole criou excesso de superfinos.

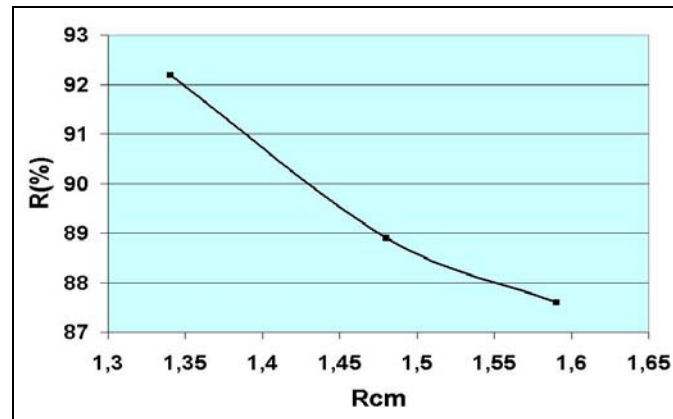
Um problema similar acontece com a presença de Magnetita em minérios superficiais muito alterados, onde o processamento em conjunto acarreta a produção de excesso de superfinos dos componentes mais moles das espécies presentes do nosso interesse. Para estes casos, além de uma conveniente deslamagem inicial, é necessário utilizar a operação de separação magnética antes da moagem secundária, e retirar a Magnetita liberada na primeira moagem.

Baltar, C.A.M. e Cunha A.S.F. (2004), estudaram a flotação de minério contendo Ilmenita ( $\text{FeTiO}_3$ ). Na fração granulométrica acima de 200 malhas, por exemplo, o teor em  $\text{TiO}_2$  é de 33,8%. Esse teor cai para 4,0% em  $\text{TiO}_2$  nos finos abaixo de 400 malhas (37  $\mu\text{m}$ ). Na Tabela 2.6.1 pode-se observar a composição química do minério alimentado e da fração granulométrica abaixo de 200 malhas. A deslamagem a 200 malhas resulta em um aumento no teor de  $\text{TiO}_2$  de 22,2% para 27,5%. A operação proporciona um descarte de 26,7% da massa e implica numa perda de apenas 7,8% de  $\text{TiO}_2$  contido na amostra original.

**Tabela 2.6.1 – Pré-Concentração Minério de Ilmenita  
(Baltar C.A.M. e Cunha A.S.F., 2004)**

COMPOSTO	$\text{TiO}_2$	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	$\text{SiO}_2$	$\text{Al}_2\text{O}_3$
Minério Total	22,2	42,7	21,7	3,3
Fração – 400#	6,5	33,8	32,6	7,5

É interessante acrescentar que este processo de pré-concentração apresentou surpreendentemente uma seletividade ( $\mathbf{R} = 100 - 7,8 = 92,2\%$  e  $\mathbf{Rcm} = 100 / [100 - 26,7] = 1,364$ ) equivalente à obtida nos testes de flotação (Teste 1:  $\mathbf{R} = 87,6\%$ ,  $\mathbf{Rcm} = 1,59$ ; Teste 2 =  $\mathbf{R} = 88,9\%$ ,  $\mathbf{Rcm} = 1,48$ ) como ilustrado na Figura 2.6.1.



**Figura 2.6.1** – Seletividade na Concentração de Ilmenita  
(Baltar C.A.M. e Cunha A.S.F., 2004)

## 2.6.2 Liberação Para Flotação

Os compromissos da operação de moagem são: processar um determinado fluxo mássico (ton/hora), atingir um determinado tamanho no produto (P80); produzir uma adequada liberação das partículas do nosso interesse; e atingir o grau necessário de flotabilidade dos mistos grossos. Em muitos casos será necessária a remoagem destes mistos grossos para atingir melhor recuperação global do processo.

Examinando o Caso de Copperhill, **Bunting S. Crocker**, da Lake Shore Mines Ltd. (**Lewis F.M.**, 1953), comenta que a ganga de Copperhill constitui mais de 60% da massa alimentada ao moinho. Essa fração resultou menos moída na situação atual (35% contra 40% - 200 mesh - ver Tabela 2.1.2). Ou seja, o moinho não mói mais, apenas proporciona uma cominuição preferencial aos sulfetos.

**E.H. Crabtree**, Director of Milling, Eagle Picher Co., comenta que, devido à maior liberação dos sulfetos e, em paralelo, ao tamanho mais grosso da ganga, mais Cobre é flotado com menor quantidade de reagentes. Anteriormente, em 1950, **Jack Myers** tinha detectado uma queda de potencial químico na polpa de 0,26 v entre o casco do moinho e a carga de bolas, no mesmo moinho de Copperhill, quando esse operava com alto enchimento. Em 1953 o próprio Myers observa, na nova condição de baixo enchimento, uma menor corrosão (menor consumo de bolas, menor concentração de ferro em solução) e, portanto, um menor consumo de Xantato e maior recuperação de sulfetos nessa nova condição.

**J.F. Myers** (1953, 1957) comenta que o sistema de operação em cascata com classificação interna reduz o mecanismo de oxidação no circuito de moagem, melhorando a recuperação e o teor do concentrado. Myers recomenda especialmente essa moagem para minérios de fácil oxidação, como alguns sulfetos de Cobre.

Outros Autores acrescentam que:

- Para um minério heterogêneo é de esperar, também, que componentes provenientes de diferentes partes da jazida possuam diferentes características de liberação. O circuito de moagem, quando erradamente é controlado apenas pelo tamanho do produto (P80), e não pela liberação, não responde a essas mudanças de minério (**Malghan, S.G.**, 1986, e **Mc Ivor, R.E. e Finch, J. A.**, 1991).

- Os testes de laboratório são normalmente executados com amostras moídas em moinhos do tipo batch, de modo que a liberação do íon ferro a partir dos corpos moedores é diferente na usina, dependendo do revestimento do moinho, meio de moagem e de outros fatores. Além disso, como o moinho de laboratório é fechado, não acontece uma suficiente aeração na polpa. Esses fatores possuem um profundo efeito sobre as condições físico-químicas da polpa, especialmente nos sulfetos, que consomem grandes quantidades de oxigênio (Suttill, K.R., 1990).

**Herbst e outros** (1986) relatam experiências em usinas onde a moagem é feita com moinhos Semi-Autógenos, constatando fortes mudanças na taxa de alimentação, e que afetam a flotação. Foram detectadas diferenças muito rápidas na densidade da polpa, onde a % de sólidos muda quase 10% em peso em poucos minutos, devido à dependência dessa moagem com respeito à dureza do minério. **Allee R.Y. e Hales L.B.** (1986), estudando o novo sistema de controle automático da usina de Chino Mines Co. (EUA), observaram que, por causa do sistema semi-autógeno de moagem, a taxa de alimentação ao circuito de flotação mostrou diferenças drásticas de 300 t/h, para minério duro, até 2.500 t/h quando minério mais mole era alimentado, reduzindo em oito vezes o tempo de flotação do circuito.

*Como ya dicho, el Modelo Operacional no recomienda el sistema semi-autógeno de molienda (ni como operación de conminución ni como preparación de producto para la flotación) y considera que se trata de otro Mito Tecnológico de la minería, que sólo interesa a los grandes grupos fabricantes de equipos de molienda, e perjuicio de la cultura tecnológica de los países en desarrollo.*

Como já dito, o **Modelo Operacional** não recomenda o sistema semi-autógeno de moagem (nem como operação de cominuição nem como preparação de produto para a flotação) e considera que se trata de mais um Mito Tecnológico da mineração, que somente interessa aos grandes grupos fabricantes de equipamentos de cominuição, em prejuízo da cultura tecnológica dos países em desenvolvimento.

### 2.6.3 Tamanho Ótimo das Partículas

*Fue comprobado experimentalmente que, por razones de tamaño/peso, la estabilidad de la burbuja mineralizada no siempre es suficiente para completar su ascensión hasta la camada superior de la fase espuma. Las partículas flotan de manera más eficiente cuando poseen un tamaño individual entre 10 hasta 75  $\mu\text{m}$ . Partículas mayores que 150  $\mu\text{m}$  flotan muy difícilmente. McIvor R.E. y Finch J.A. (1991) estudiaron el desempeño de la flotación en función del tamaño de las partículas, para sulfuros de Cobre (preferentemente Calcosita), tanto en laboratorio como en la operación continua industrial. En la Figura 2.5.2 son presentados los resultados obtenidos en laboratorio, donde se puede observar que existen tres zonas bien definidas: Finos, menores que 10  $\mu\text{m}$ ; Intermedios, entre 10 y 100  $\mu\text{m}$ ; y Gruesos, sobre 100  $\mu\text{m}$ .*

Foi comprovado experimentalmente que, por razões de tamanho/peso, a estabilidade da bolha mineralizada nem sempre é suficiente para completar sua ascensão até a camada superior da fase espuma. As partículas flotam de maneira mais eficiente quando possuem um tamanho individual entre 10 até 75  $\mu\text{m}$ . Partículas maiores que 150  $\mu\text{m}$  flotam muito difícilmente. **McIvor R.E. e Finch J.A.** (1991) estudaram a performance da flotação em função do tamanho das partículas, para sulfetos de Cobre (preferentemente Calcosita), tanto em laboratório como na operação contínua industrial. Na **Figura 2.6.2** são apresentados os resultados obtidos em laboratório, onde se pode observar que existem três zonas bem definidas: Finos, menores que 10  $\mu\text{m}$ ; Intermediários, entre 10 e 100  $\mu\text{m}$ ; e Grossos, acima de 100  $\mu\text{m}$ .

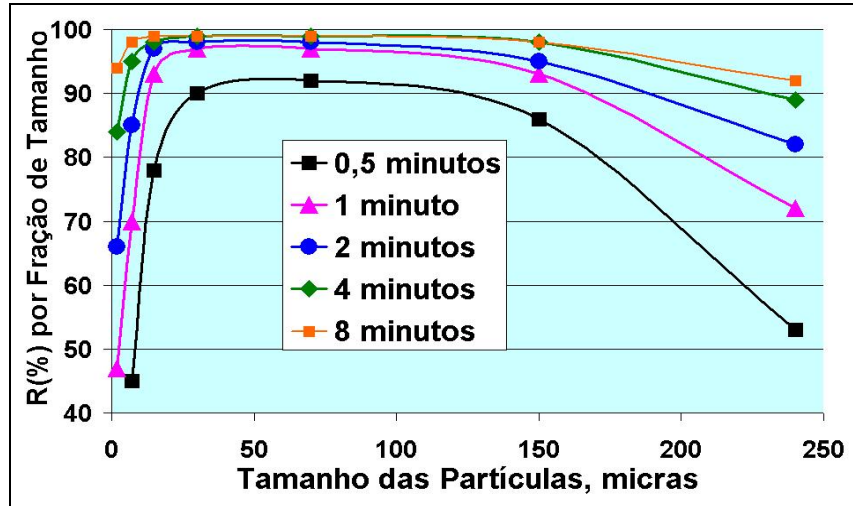


Figura 2.6.2 – Flotação por Tamanho de Partículas (McIvor R.E. e Finch J.A.,1991)

A menor recuperação nas frações finas é explicada pela menor probabilidade de colisão partícula/bolha. As partículas mais finas precisam de maior tempo de flotação. Para o caso das frações grossas, o problema é o peso da partícula com respeito ao tamanho da bolha e sua capacidade de levitação até a superfície da camada de espuma.

Uma curva muito similar à anterior foi obtida no circuito industrial de flotação de Chumbo (também apresentada por McIvor e Finch), considerando, ao invés do tempo de flotação, uma mistura de concentrados entre as primeiras três células do banco, logo das células 4 a 6 e, finalmente, as células 7 até 15. Na zona chamada de intermediária é obtida também a mínima quantidade de ganga no concentrado, portanto corresponde à zona de maior seletividade na flotação. Em processos de flotação diferencial, com diferentes espécies flotáveis, a maior seletividade é produzida justamente dentro da zona intermediária, como ilustrado na Figura 2.6.3. Para o exemplo citado, a seletividade da flotação de Cobre com respeito ao Zinco apresenta um pico para o tamanho de partículas entre 40 a 50  $\mu\text{m}$ . As conclusões mais importantes que podem ser extraídas desses exemplos são: evitar a produção de superfinos e melhorar o sistema de controle do processo de moagem (taxa de produção, P80, etc.).

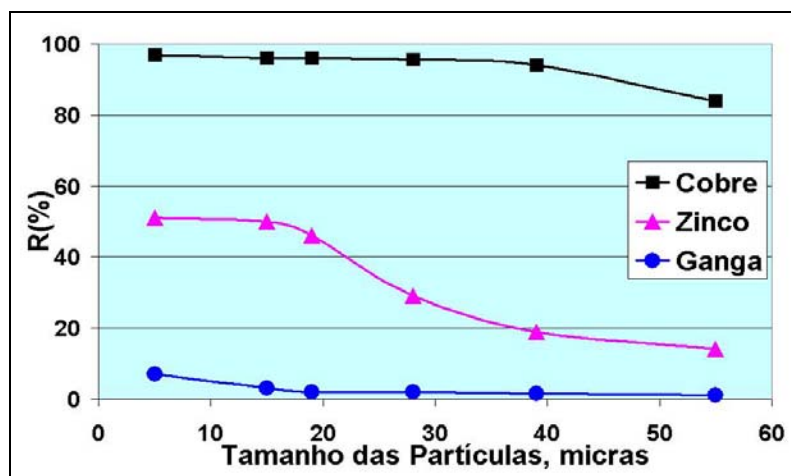
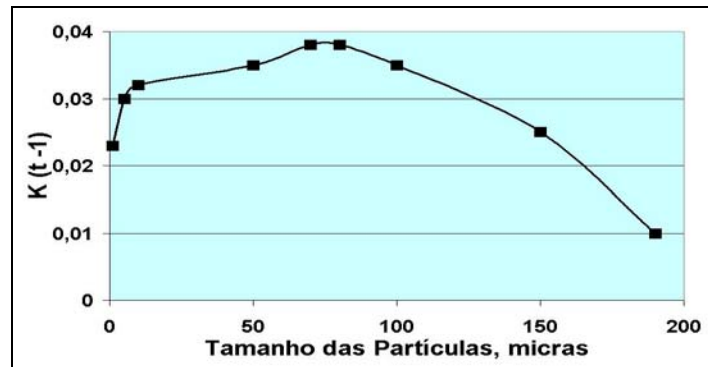


Figura 2.6.3 – Recuperação Seletiva de Cobre/Zinco (McIvor R.E. e Finch J.A.,1991)

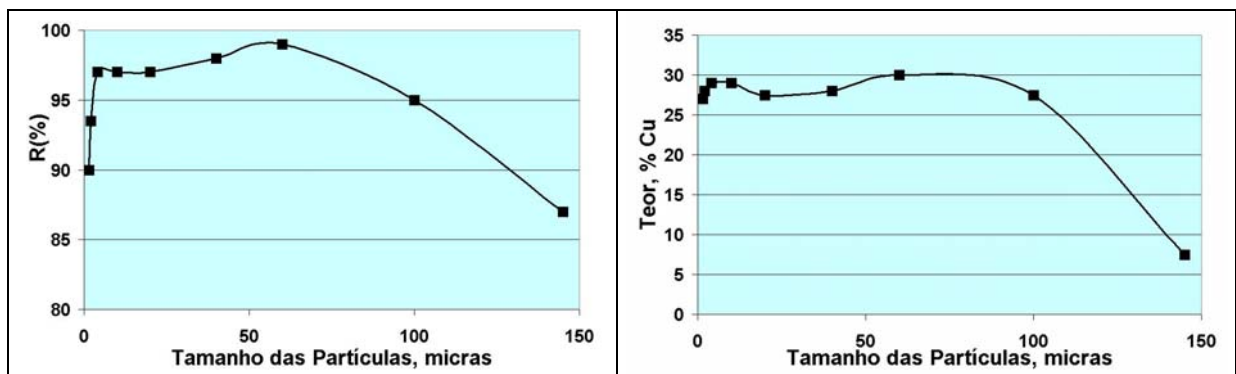


Suttill K.R. (1990) comenta que a grande maioria das perdas nos processos de flotação acontece nas frações finas. Correa C.F. e outros (1987) estimam que 44% das perdas de Cobre nos rejeitos de flotação da empresa El Teniente (Chile), está nas faixas ultrafinas, menores que 11  $\mu\text{m}$ . Lindgren E. e Broman P. comentam que, em geral, os minérios podem ser divididos em categorias com diferente flotabilidade, a qual se deve principalmente a dois fatores: o Grau de Liberação e o Tamanho das Partículas. Os Autores determinam a constante cinética de flotação para diversas faixas de partículas de Calcopirita, numa usina de flotação de Chumbo-Zinco, e os resultados experimentais são ilustrados na **Figura 2.6.4**.



**Figura 2.6.4** – Constante Cinética da Flotação de Calcopirita (Lindgren E. e Broman P.)

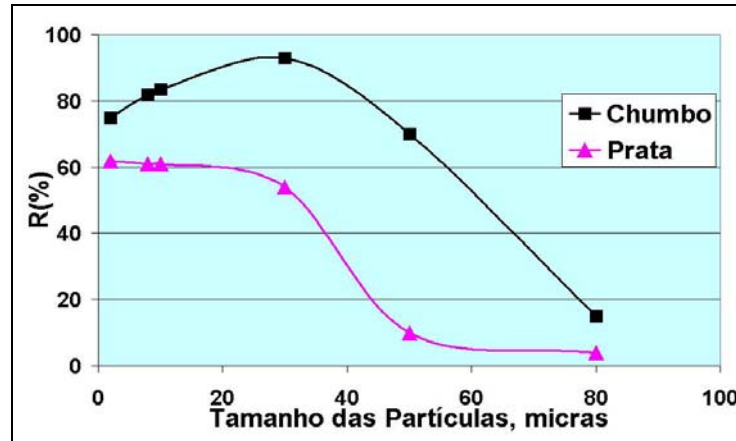
O ponto ótimo de flotação está na faixa de 60 a 70  $\mu\text{m}$ . A flotabilidade (atividade de flotação) diminui levemente para as partículas finas, as quais são normalmente mais numerosas, com maior superfície específica e que precisam de maior tempo de flotação. As partículas grossas começam a apresentar uma significativa queda na flotabilidade, devido à presença de mistos não liberados e pelo tamanho excessivo das partículas. Esta menor flotabilidade varia em função da densidade da substância, as condições de superfície/adsorção do Coletor e pelas forças de viscosidade dentro da polpa. Os resultados de recuperação e de teor do concentrado, em função do tamanho das partículas, são apresentados na **Figura 2.6.5**.



**Figura 2.6.5** – Flotação de Calcopirita em Função do Tamanho (Lindgren E. e Broman P.)

Mais uma vez, demonstra-se que a faixa de tamanho entre 60 a 70 micras apresenta os melhores resultados metalúrgicos. A função da moagem, como operação unitária de preparação das partículas para a flotação, é reduzir de tamanho as frações grossas para o tamanho ou faixa granulométrica considerada ótima nos estudos preliminares, onde a influência dos mistos seja pequena mais que a flotabilidade seja alta; ainda, evitando o aumento da fração fina. A moagem por etapas é uma boa forma de lidar com este problema.

**Frew J.A. e outros** (1988) executam estudos na operação contínua da usina de sulfetos metálicos de Elura (Cobar NSW, Austrália), composto de Chumbo, Prata e Zinco, com alto conteúdo de Pirita. A liberação do minério é muito fina e a moagem foi estabelecida em 70% - 45  $\mu\text{m}$ . A recuperação de Chumbo atinge o seu valor ótimo na faixa de 15 a 30  $\mu\text{m}$  e, a partir deste último valor, se observa uma drástica queda. No caso do minério de Prata, no mesmo circuito de flotação, a recuperação permanece estável até a faixa de 20  $\mu\text{m}$ , para logo cair também drasticamente. Os resultados são ilustrados na **Figura 2.6.6**.



**Figura 2.6.6** – Recuperação de Chumbo e Prata em função de Tamanho das Partículas **Frew J.A. e outros** (1988)

**Falutsu M. e Dobby G.S.** (1989) estudam a flotação de Sílica pura ( $\text{SiO}_2$ ), em função do tamanho das partículas, em células de coluna do laboratório. O tamanho ótimo das partículas foi encontrado na faixa entre 15 a 30  $\mu\text{m}$ , bastante pequeno, apesar da baixa gravidade específica desta substância. Devemos considerar que nas células de coluna existe um sistema hidrodinâmico diferente daquele existente nas células convencionais de flotação; e o tamanho da bolha e a quantidade de ar utilizada são aspectos fundamentais para produzir a transferência macromolecular de partículas de maior tamanho, considerando a sua captura, estabilidade e levitação.

**Fuerstenau D.W.** (1988) comenta sobre antigos trabalhos feitos por **A.M. Gaudin** em 1931, o qual, pesquisando a recuperação de Cobre na usina de Anaconda (EUA) e de Chumbo-Zinco na usina de Morning (EUA), mostra como esta recuperação varia em função do tamanho da partícula. Utilizando dados operacionais para moagem a 200 micras (P80), considerada grossa, se observam perdas equivalentes entre as frações finas e grossas. Para um P80 de 100 micras, obviamente são observadas menores perdas nas frações grossas; porém, aumentam significativamente as perdas nas frações finas, que possuem uma baixa taxa de flotação ( $k$ ). Os Autores utilizam uma expressão de Gaudin e Schuhmann para caracterizar produtos de moagem:

$$y = (x/x_m)^\alpha \quad (2.2)$$

Onde,

$y$  = fração acumulada de partículas mais finas que  $x$ ,  $\mu\text{m}$

$x_m$  = P80,  $\mu\text{m}$

$\alpha$  = distribuição de partículas ao redor de vários tamanhos. Normalmente é igual a 0,5, que corresponde ao expoente da 2ª Lei da teoria de Bond para cominuição.

Os Autores demonstram que o principal problema na preparação da polpa que alimenta à flotação é o baixo valor de  $\alpha$  que resulta dos procedimentos industriais convencionais de moagem. Para a usina de Anaconda foram determinados os parâmetros expostos na **Tabela 2.6.2**.

**Tabela 2.6.2** – Recuperação de Cobre em função de  $\alpha$  (Fuerstenau D.W.,1988)

Amostra	$x_m$ , micras	$\alpha$	R(%) Cu total
1	200	0,5	82,7
2	200	0,9	88,5
3	100	0,5	82,4
4	100	0,9	93,2

O leitor deve observar, nesta tabela, a falta do valor da **Rcm** para cada caso (Yovanovic, 2004); de modo que, mais uma vez, os resultados não são suficientemente claros. Os Autores verificam que a combinação entre a moagem mais fina e o aumento do valor de  $\alpha$  devem ser motivo de maiores pesquisas nas operações industriais. Um esquema de moagem em duas etapas, onde a primeira moagem mais grossa poderia alimentar um circuito Rougher mais enérgico e menos seletivo, porém permitindo a saída da ganga grossa pelo rejeito, seguida de uma moagem mais fina do concentrado para obter o tamanho ideal de liberação, poderia ser uma boa combinação a ser estudada.

*En la visión del Modelo Operacional, la molienda en circuito abierto, con bajo nivel de carga, permite una excelente combinación de tamaños entre la ganga y el mineral de nuestro interés, evitando la producción de superfinos y permitiendo que la ganga liberada, incluso gruesa, pueda salir oportunamente del molino. El grado de molienda debe llevar en cuenta que el objetivo de la flotación Rougher es trabajar en el Punto de Equilibrio, muchas veces inferior que 90 o 92%, bastante debajo de los valores procurados experimentalmente en el laboratorio; además, la operación del molino puede ser optimizada, mejorando la clasificación interna del molino.*

Na visão do **Modelo Operacional**, a moagem em circuito aberto, com baixo enchimento, permite uma excelente combinação de tamanhos entre a ganga e o minério do nosso interesse, evitando a produção de superfinos e permitindo que a ganga liberada, mesmo grossa, possa sair oportunamente do moinho. O grau de moagem deve levar em conta que o objetivo da flotação Rougher é trabalhar no Ponto de Equilíbrio, muitas vezes inferior que 90 ou 92%, bem abaixo dos valores procurados experimentalmente no laboratório; além disso, a operação do moinho pode ser otimizada, melhorando a classificação interna do moinho.

#### 2.6.4 Flotação Diferencial Cu/Pb/Zn

O presente exemplo foi extraído de publicação feita por **Acosta F.M. e outros** (1991), onde relatam experiências de flotação para sulfetos complexos de Cu/Pb/Zn, na presença de ganga de Pirita, na usina concentradora de Almagrera, Espanha. O minério contém: 0,7 %Cu; 1,7 %Pb e 4,0 %Zn. Na usina, o P80 da moagem foi incrementado gradativamente de 20  $\mu$ m para as atuais 50  $\mu$ m. Acompanhando esta nova distribuição granulométrica, a recuperação de Cobre diminuiu, com um pequeno aumento de teor; mas, aumentaram a recuperação e o teor do concentrado de Chumbo, apesar do maior P80 alimentado. O comportamento do Zinco manteve o mesmo patamar anterior. Tudo isto avaliado durante 3 anos, após o aumento do P80. A usina aumentou a sua capacidade de tratamento de 400.000 t/ano (1984) para 600.000 t/ano (1989).

### Estudo de Liberação:

Do fluxo de alimentação a flotação (produto da moagem), foi extraída a parcela de tamanho inferior que 56  $\mu\text{m}$ , equivalente a 83% do produto total. Esta amostra foi separada por faixas granulométricas e o grau de liberação foi observado no laboratório, ao microscópio. Os resultados são apresentados na **Tabela 2.6.3**.

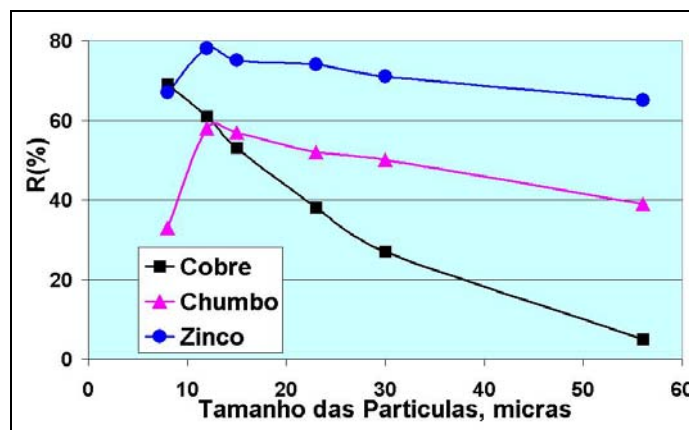
**Tabela 2.6.3** – Liberação do Minério de Almagrera (Acosta F.M. e outros, 1991)

Faixa Granulométrica ( $\mu\text{m}$ , no ciclosizer)	% Liberação (nominal > 80% minério)		
	Calcopirita (Cu)	Galena (Pb)	Esfalerita (Zn)
30 a 56	50	55	71
23 a 30	54	73	85
15 a 23	72	87	98
12 a 15	87	100	100
8 a 12	100	100	100
<8	100	100	100

Os resultados mostrados na tabela anterior indicam que tanto a Galena como a Esfalerita apresentam uma adequada liberação, para tamanhos inferiores a 30  $\mu\text{m}$ . O mesmo não acontece com a Calcopirita, que requer um tamanho inferior a 23  $\mu\text{m}$  para ser considerado adequado para a flotação. Um aspecto não considerado neste estudo, e que agregamos aqui, é a avaliação da moagem com respeito à gravidade específica dos diferentes minérios presentes. Eles são: Galena 7,6; Calcopirita 4,2; Esfalerita 4,0 e Pirita 4,9. A Galena é muito mais densa que as outras espécies, de modo que ela decanta no fundo do moinho, onde é submetida a uma maior cominuição que as outras espécies. Além disso, ela volta em grande proporção ao moinho, através do underflow do hidrociclone que fecha o circuito de moagem, induzindo sua maior presença nas faixas finas do minério como um todo. Do anterior podemos deduzir, a priori, que no antigo patamar de P80, de 20  $\mu\text{m}$ , a Galena era supermoída, apresentando excesso de finos e, como indicado em capítulos anteriores, perdendo seletividade.

### Flotação vs. Tamanho:

Foi estudada a recuperação de cada espécie em função do tamanho das partículas e os resultados são ilustrados na **Figura 2.6.7**.



**Figura 2.6.7** – Recuperação vs. Tamanho das Partículas (Acosta F.M. e outros, 1991)

A recuperação de Cobre melhora junto com a redução de tamanho da partícula; a recuperação de Chumbo é muito prejudicada nas faixas ultrafinas; o Zinco não mostra muita sensibilidade na faixa avaliada.

Os valores de recuperação não correspondem ao equilíbrio, como o **Modelo Operacional** recomenda, mas são resultados do seguinte procedimento experimental:

- Aproximadamente 300 testes foram executados;
- Moagem batch, em moinho de barras, durante 16 minutos (P80 = 50  $\mu\text{m}$ );
- 15 minutos de flotação, com duas alíquotas: aos 5 e logo aos 15 minutos.

A moagem batch não apresenta uma correta distribuição granulométrica do produto, ou seja, não é similar à obtida em moinhos industriais. Os pesquisadores logo percebem que as melhorias pretendidas não irão surgir da aplicação de outros reagentes, mas de melhorias no sistema de cominuição. Duas soluções foram testadas: a moagem prolongada (menor P80) e a moagem em duas etapas.

#### Moagem Prolongada:

No mesmo moinho batch de laboratório, prolongou-se o tempo de moagem de 16 para 23 e 30 minutos, até atingir o P80 de 20  $\mu\text{m}$ . A recuperação de Cobre caiu de 67% até 48%, com incremento de teor no concentrado Rougher de 3,13 a 3,99 %Cu, como mostrado na **Tabela 2.6.4**. Os valores de **Rcm** são introduzidos pelo **Modelo Operacional** ( $a_f = 0,7 \text{ %Cu}$ ).

**Tabela 2.6.4** – Flotação com Diferentes Tempos de Moagem (Acosta F.M. e outros, 1991)

Tempo de Moagem (min)	R(%) Cu	Teor, %Cu	Rcm
16	67	3,13	6,67
23	60	3,80	9,05
30	48	3,99	11,88

Ao observar a diferente **Rcm** utilizada nos três testes pode-se compreender a pouca sensibilidade obtida nas conclusões, somada ao fato de utilizar a moagem batch, com os problemas antes comentados. Talvez, se o teste com 23 minutos de moagem fosse um pouco mais enérgico, produzindo maior quantidade de massa concentrada e reduzindo a **Rcm**, ter-se-ia obtido um resultado de recuperação muito próximo do primeiro teste, com 16 minutos.

#### Moagem Estagiada:

Mediante uma micro-peneira de 32  $\mu\text{m}$ , foi retirada e remoída a fração + 32  $\mu\text{m}$ , atingindo uma recuperação de Cobre próxima de 75% para um concentrado de 3,0 %Cu. Ou seja, **Rcm** igual a  $3,0 / [0,70 \times 0,75] = 5,71$ . Observando a tabela anterior, pela maior quantidade de massa flotada neste último teste é obvio que a recuperação aumenta e que o teor do concentrado teria que cair.

Como já comentado, a maior gravidade específica da Galena permite uma moagem mais intensa, de modo que ela é liberada com maior facilidade. A Calcopirita, por ser mais leve, não é afetada muito significativamente pelo maior tempo de moagem, de modo que este maior tempo irá principalmente prejudicar a flotação de Galena, pelo menor tamanho das partículas. A solução mais prática para a usina de Almagrera parece ser, então: Moagem em circuito aberto, a P80 de 50  $\mu\text{m}$ , incorporando dentro do moinho o reagente coletor de Cobre; flotação Rougher no ponto de equilíbrio.

## 2.7 A Seletividade e as Cargas Circulantes

### 2.7.1 As Cargas Circulantes

*Mientras 100 toneladas R.O.M. (Run of Mine) avanzan por el flujo principal de la planta, 200 están volviendo por las correas transportadoras del chancado, 600 son bombeadas en contramano por el circuito de molienda y, en las operaciones unitarias siguientes, el exceso de dilución llega a duplicar o hasta triplicar el caudal de pulpa (y el volumen de los equipos), además, decenas de toneladas recirculan de manera inocua por la planta, escondiendo el desempeño de las operaciones envueltas y perjudicando los resultados metalúrgicos. Goethe decía que “si usted no tiene razón, cúbrala con palabras”; en este caso se puede decir que “si usted no conoce sus operaciones, cúbralas con cargas circulantes”. Los circuitos cerrados hacen parte de los paradigmas o “mitos tecnológicos” que hace casi un siglo orientan las operaciones de beneficio mineral, muchos ya individualizados por el Autor en diversas otras publicaciones (Yovanovic, 1989 – 1991). La Concentración de Masa por Flotación es la operación unitaria de beneficio mineral que presente el mayor desencuentro entre la práctica industrial y sus aspectos teóricos.*

Enquanto 100 toneladas R.O.M. avançam pelo fluxo principal da usina, 200 estão voltando pelas correias transportadoras da britagem, 600 são bombeadas na contramão pelo circuito de moagem e, nas operações seguintes, o excesso de diluição chega a duplicar ou até triplicar a vazão de polpa (e o volume dos equipamentos), além disso, dezenas de toneladas reciclam inocuamente pela usina, mascarando a performance das operações envolvidas e prejudicando os resultados metalúrgicos. Goethe dizia que "se você não tem razão, encobre-a com palavras"; neste caso pode-se dizer que "se você não conhece as suas operações, encobre-as com cargas circulantes". Os circuitos fechados fazem parte dos paradigmas ou "mitos tecnológicos" que há quase um século orientam as operações de beneficiamento, mitos já individualizados pelo Autor em diversas outras publicações (Yovanovic, 1989 – 1991). A Concentração de Massa por Flotação é a operação unitária de beneficiamento de minérios que apresenta o maior desencontro entre a prática industrial e os seus aspectos teóricos.

Pela heterogeneidade do processo, a massa contida na carga circulante é comumente diferente que a massa nova alimentada ao moinho: mais dura, de maior gravidade específica e muito concentrada nas faixas granulométricas ao redor da malha de fechamento do circuito, o qual faz perder seletividade ao circuito como um todo, inclusive, aumentando a viscosidade da polpa, para a mesma densidade, quando comparada com polpa nova (Yovanovic, 1975).

### 2.7.2 Qualidade da Massa Reciclada

Experiências industriais com minério de Cobre (Yovanovic, 1988) mostram que, junto com o aumento da carga circulante aumenta a **proporção e a quantidade de massa ao redor da malha de referência** (neste caso, de 149  $\mu\text{m}$ , ou 100 #), congestionando o sistema (moinho, classificador e bomba) de mistos críticos, que são, obviamente pela sua proximidade da malha de referência, menos seletivos na classificação. Este fenômeno acontece com qualquer operação unitária que opera em sistema fechado (como por exemplo, o Rougher com Scavenger, na flotação). A acumulação deste material prejudica todas as operações, pelo aumento de viscosidade da polpa (mesmo com similar % de sólidos, a polpa “limpa” de cargas circulantes é menos viscosa que a polpa “suja” reciclada), que prejudica as operações de classificação e a seletividade dentro do moinho.

Na **Tabela 2.7.1** são apresentados os dados relativos à fração 150 a 65 # (105 a 210 µm) extraídos de usina industrial de beneficiamento de sulfetos de Cobre antes mencionada.

**Tabela 2.7.1 - Acumulação de Mistos (Yovanovic, 1988)**

CARGA CIRCULANTE	DESCARGA 105 a 210 µm	
	%	t/h (base 100)
Alimentação Nova	3,5	3,5
94	19,26	37,4
261	22,68	81,9
429	24,65	130,4

**Tavares e Kreischer (2004)** comentam que, para moagem industrial de minério de ferro, em circuito fechado, devido à carga circulante partículas de minério de ferro contidas num determinado intervalo de tamanhos no produto do moinho eram mais resistentes do que aquelas presentes na sua alimentação.

**Yovanovic (2003)** durante a execução de estudo de Diagnóstico Técnico em usina de concentração de rocha fosfática, verifica que o Moinho secundário opera aproximadamente com 560% de carga circulante. O circuito possui pré-classificação com 5 hidrociclones e observa-se que o material novo alimentado ao sistema (não magnético proveniente dos separadores) apresenta 41,5% de partículas já prontas, abaixo de 149 µm. Ou seja, para o total de 557 t/h daquele fluxo, apenas 326 t/h precisariam alimentar o moinho secundário. Isto é:

$$557 \times (100 - 41,5) = 326 \text{ t/h.}$$

No balanço se observa que pelo moinho transitam 2.143 t/h. Ou seja,

$$((2143 / 326) \times 100) - 100 = \mathbf{557\% \text{ CC}}$$

E o hidrociclone,

$$((2700 / 557) \times 100) - 100 = \mathbf{385\% \text{ CC}}$$

Na usina estudada observa-se claramente uma das características mais negativas da carga circulante, para qualquer operação unitária: a **acumulação de middlings ao redor do "corte" da etapa** (neste caso, 149 µm). Por exemplo, somando as faixas de 210 a 74 µm, resultam os valores mostrados na **Tabela 2.7.2**.

**Tabela 2.7.2 - Acumulação de Mistos na Carga Circulante (Yovanovic, 2003)**

Item	Alimentação Nova	Descarga do Moinho
% Massa Acumulada (parcial)	25,2%	45,3%
t/h	140,4	970,8

O Modelo Operacional tem estabelecido que, na pior das hipóteses, mesmo com o máximo nível de enchimento, a combinação do erro da classificação hidráulica do próprio moinho com o erro da classificação do hidrociclone, não podem elevar a carga circulante acima de 100%. Esta situação significaria uma importante redução na vazão bombeada (água e energia) e na quantidade de hidrociclones em operação (talvez apenas dois seriam necessários).

Existe a idéia - defendida por fabricantes de equipamentos - na qual altas cargas circulantes propiciariam maior taxa de produção e melhor controle granulométrico do produto. Obviamente, completos estudos deverão ser feitos para cada caso, mas, a nossa recomendação é de efetuar em todos os casos um Estudo Específico para **reduzir gradativamente o nível de carga circulante**, acompanhado de uma redução do nível de enchimento, verificando passo a passo a possibilidade de, numa última etapa, "abrir" o circuito de moagem, reduzir o enchimento de bolas e otimizar o tamanho da bola de reposição.

### 2.7.3 Influencia da Densidade das Partículas

No item 2.3.1 foi estudado o efeito da densidade das partículas nas operações de moagem. Nesta análise foi verificado que as substâncias de maior densidade atingem menor tamanho e, para o caso de operações em circuito fechado, elas se concentram no *underflow* do ciclone. Para o caso de Pine Creek Mill, as substâncias de interesse para o processo de flotação são a Molibdenita ( $\text{MoS}_2$ ) e Scheelita (Tungstato de Cálcio,  $\text{CaWO}_4$ ). O minério de Tungstênio, de maior gravidade específica (6,1), permanece preferencialmente no underflow do ciclone que fecha o circuito de moagem, atingindo 1.290% de carga circulante. O minério de Molibdenita, com densidade 4,6, atinge 370% de carga circulante, contra 550% observado no circuito como um todo. Como resultado, a Scheelita é moída mais finamente que o componente mais leve, 105  $\mu\text{m}$  contra 250  $\mu\text{m}$ , considerando um P80 global de 210  $\mu\text{m}$  para todo o material.

Na performance do minério de Ouro nos circuitos de moagem, a densidade afeta significativamente o tempo de residência do Ouro dentro do circuito; por este motivo, não é prudente estudar o processo de moagem considerando o material alimentado como um todo. **Banisi e Laplante** (1991) estudam a moagem de minério de Ouro com ganga de Quartzo; no circuito fechado de moagem se observa que o corte dos hidrociclones acontece em 20  $\mu\text{m}$  para o Ouro e em 57  $\mu\text{m}$  para a rocha alimentada. O anterior se reflete em 6.700% do Ouro como carga circulante e teor de Ouro no underflow do ciclone equivalente a 24 vezes o teor da alimentação da usina.



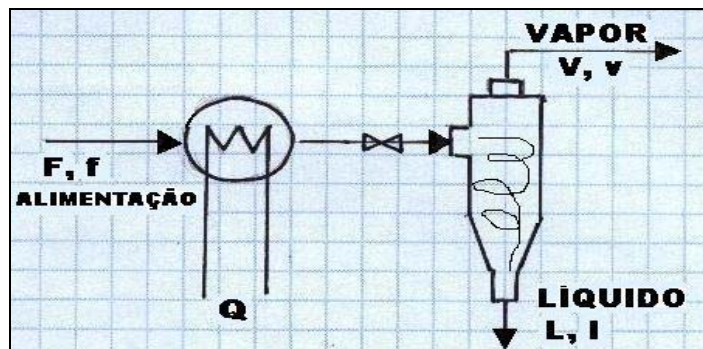
## CAPÍTULO 3 APLICAÇÃO DE ENERGIA

### 3.1 Sistema Energético da Cominuição

#### 3.1.1 A Aplicação de Energia Como Variável de Processo

A aplicação de energia é fundamental para efetuar o fenômeno de cominuição, por tal motivo e diferentemente de muitas outras operações de separação e concentração com transferência macromolecular de massa, o mecanismo da aplicação de energia deve ser considerado já nas equações que representam os mecanismos macroscópicos, particularmente nas operações de moagem, levando em conta que o consumo específico de energia nestas operações se constitui, comumente, no maior custo de operação nas usinas de beneficiamento.

É importante lembrar que, neste texto, o **Modelo Operacional** introduz uma analogia com os processos químicos de transferência (molecular) de massa, configurando uma nova visão macromolecular para o fenômeno de cominuição; por tal motivo, faremos a seguir uma pequena introdução da visão química da aplicação de energia. Na **Figura 3.1.1** é mostrado esquematicamente um diagrama de fluxo típico para uma operação contínua de destilação por evaporação rápida, onde a alimentação líquida é esquentada num trocador de calor formando a fase vapor. Esta mistura é introduzida num recipiente para separar o líquido do vapor. O separador mostrado na figura, para maior proximidade da analogia, é do tipo ciclone, onde a porção líquida da mistura, por força centrífuga, é levada até a parede do ciclone e descarregada pela parte inferior (*apex*); o vapor se eleva pelo conduto central e sai pela parte superior, podendo ser dirigido a um condensador para sua posterior concentração. O líquido poderia voltar ao trocador de calor para ser novamente submetido ao processo de destilação, ou tratado por separado numa nova etapa.



**Figura 3.1.1** – Evaporação Rápida Contínua (Treybal, 1970)

Da figura resulta o seguinte balanço de massa:

$$F = V + L \quad (3.1)$$

Nos processos químicos, a entalpia  $\underline{H}$  corresponde ao conteúdo líquido de energia inerente ao fluxo considerado ( $H = U + pV$ ), constituído pela sua energia interna ( $U$ ), potencial ou cinética, e pela energia relativa ao fluxo sob pressão por unidade de volume ( $pV$ ). Levando em conta a *primeira lei da termodinâmica*, que estabelece a conservação da energia, a expressão do balanço de energia ficaria assim:

$$F H_F + Q = V H_V + L H_L \quad (3.2)$$

Em processos que envolvem concentração, onde o teor da substância de interesse é incrementado, por exemplo, no vapor ( $v$ ), pode-se descrever o seguinte balanço de distribuição de substância:

$$[F] = [V] + [L] = F f = V v + L l \quad (3.3)$$

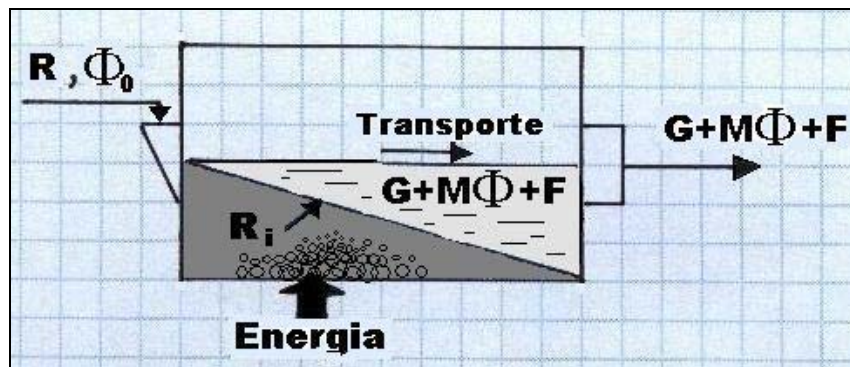
Onde  $f$ ,  $v$  e  $l$  correspondem ao teor da substância  $x$  na alimentação, no vapor e no líquido, respectivamente. Resolvendo simultaneamente estas equações resulta:

$$-\frac{L}{V} = \frac{v-f}{l-f} = \frac{H_V - (H_F + Q/F)}{H_L - (H_F + Q/F)} \quad (3.4)$$

Os dois membros da esquerda da equação 3.4 representam a Linha de Operação correntemente utilizada para uma etapa, em coordenadas de distribuição, com pente negativo como é comum nas operações de etapa única, paralela, e no mesmo sentido. O **Modelo Operacional** utiliza este tipo de representação nas operações de concentração, particularmente na etapa Rougher da Concentração de Massa por Flotação (Yovanovic, 2004). Na mesma equação podemos observar que a relação de concentração entre  $v$  e  $l$  é proporcional à relação das entalpias do sistema, relacionando os balanços de massa e de energia.

### Aplicação de Energia na Moagem

Diferentemente dos processos químicos de destilação, mesmo tratando-se de uma analogia, na área mineral temos que considerar que o processo é *irreversível*, possui na prática apenas *uma fase* e, por tanto, não existem condições de *equilíbrio* para o fenômeno. Mas, os processos que utilizam energia de forma significativa, como é o caso da moagem, precisam considerar a aplicação de energia nas equações que descrevem o processo, e é isso que tentaremos descrever neste item. Na **Figura 3.1.2** é ilustrado o processo de moagem, da ótica do **Modelo Operacional**.



**Figura 3.1.2** – Representação do Processo de Moagem

No eixo horizontal rocha  $\rightarrow$  polpa, diversos aspectos relativos ao próprio minério são significativos para atingir o objetivo da sua liberação até um valor aceitável definido como  $\Phi$ . Uma certa parcela de massa ( $G$ ), mesmo fragmentada até tamanhos compatíveis com o controle de saída, não atinge as necessidades de liberação do processo e o modelo considera que esta massa pertence ainda à fase rocha, com baixo conteúdo da substância de interesse e que, com certeza, irá diretamente para o rejeito da operação de concentração que se segue.

Dentro do equipamento, o processo se desenvolve mediante dois mecanismos: a cominuição e a classificação interna; por sua parte, existe outro subprocesso relativo ao transporte de massa em estado estacionário. A operação do equipamento administra o processo completo, procurando obter a máxima liberação, com a máxima seletividade e com o mínimo custo possível de energia. A aplicação mecânica da energia possui ainda, entre muitas outras, as seguintes complicações:

- Apenas 20 a 30% do total de energia aplicada pode-se esperar que seja entregue diretamente ao minério (Yovanovic e Moura, 1991) e, mesmo assim, se espera que apenas uma fração desta energia seja utilizada diretamente no fenômeno de cominuição;
- A energia é distribuída, entre outros tópicos, entre a energia cinética recebida pelos impactos, pelas forças de cisalhamento e por forças de pressão localizadas;
- Aproximadamente 10% da energia total (*Gross*) é utilizada em movimentar o moinho vazio e na dissipação de calor e ruído, além das perdas eletromecânicas da transmissão;
- Os eventos de cominuição são podem ser avaliados de forma massiva, em *intervalos de tempo* (modelos cinéticos) ou por *ciclos*, como por exemplo, por fração de revolução do moinho ou por um conjunto de contatos bola/minério (Modelo Operacional);
- O fenômeno de cominuição acontece simultaneamente com a classificação interna e com a função transporte, em estado estacionário. Além disso, a operação do processo afeta diretamente a qualidade dos resultados obtidos.

Da Figura 3.1.2 resulta o seguinte balanço de massa:

$$R\Phi_0 \rightarrow R_i \rightarrow \underset{\text{GANGA}}{GA} + \underset{\text{MINÉRIO}}{M\Phi} \quad , \text{onde} \quad \underset{\text{GROSSOS FINOS}}{GA} = G + F \quad (3.5)$$

Nos processos minerais, poderíamos considerar a entalpia ( $H$ , utilizada na *termodinâmica*) como o conteúdo neto de energia inerente às partículas, em função do grau de liberação em que se encontram ( $H = f[\Phi]$ ). Podemos pensar que isto é conceitualmente válido já que, tomando como base uma “entalpia” inicial ( $\Phi_0$ ), precisa-se de energia para levar esta partícula para uma condição  $\Phi$ . Levando em conta a *primeira lei da termodinâmica*, que estabelece a conservação da energia, a expressão do balanço de energia ficaria assim:

$$R\Phi_0 + E = GA\Phi_g + M\Phi + \text{Perdas} \quad (3.6)$$

Em processos que envolvem concentração, onde o teor da substância de interesse é incrementado, por exemplo, no produto ( $x_m$ ), pode-se descrever o seguinte balanço de distribuição de substância:

$$[R] = [GA] + [M] = R x_r = GA x_g + M x_m \quad (3.7)$$

Onde  $x_r$ ,  $x_m$  e  $x_g$  correspondem ao teor da substância  $\underline{x}$  na alimentação (rocha), no produto  $M$  e na ganga remanescente, respectivamente.

Resolvendo simultaneamente estas equações resulta:

$$\frac{x_m - x_r}{x_g - x_r} = \frac{\Phi - (\Phi_0 + E/R)}{\Phi_g - (\Phi_0 + E/R)} \quad (3.8)$$

Podemos observar que a relação de concentração entre  $\underline{X}_m$  e  $\underline{X}_g$  é proporcional à relação dos graus de liberação (entalpias) do sistema, relacionando os balanços de massa e de energia. Observe-se que o termo  $E/R$  é a energia específica a ser aplicada ao minério ( $W_i$ , para os modelos energéticos e  $IC$ , para o **Modelo Operacional**), como indicado na equação 1.22, e que repetimos aqui:

$$R\Phi_0 \times IC \rightarrow G + M\Phi + F, \text{ equação 1.22}$$

Os modelos do tipo *energético* lidam bastante bem com a formulação da aplicação mecânica de energia, ao ponto que até hoje são utilizadas estas abordagens para o dimensionamento de equipamentos para projeto. A grande vantagem destes modelos é sua consagrada aplicação industrial, há mais de 40 anos, e sua sólida base experimental, relacionada com operações contínuas. A desvantagem desta abordagem não é apenas a sua falta de fundamentação científica como operação unitária, mas a quase nenhuma flexibilidade quando os parâmetros (paradigmas) que sustentam os cálculos são mudados, como é o caso do circuito aberto, o baixo enchimento de corpos moedores, mudanças de velocidade e outros aspectos. Por outro lado, as abordagens do tipo *cinético* fazem exatamente o contrário, com boa fundamentação científica esbarram na falta de aplicação prática; o acompanhamento das funções quebra e seleção é feito com pouca consideração energética, impossibilitando o scale-up. De acordo com a Figura 3.1.2, ao mesmo tempo em que entra o minério entra também a componente energética, com a sua própria descrição fenomenológica e, além de tudo, as duas abordagens atuais (energética e cinética) não levam em conta a classificação interna, como sub-mecanismo da cominuição, a função transporte, como sub-processo e, o mais importante, a atuação operacional sobre o processo em geral, que envolve um conjunto de variáveis do tipo mecânico, dos corpos moedores, do minério, entre outros. Nesta perspectiva, parece muito arrojado o intento de “otimizar” operações de moagem, com sistemas de controle chamados de *especialistas*, apenas manipulando as válvulas de água do circuito.

### 3.1.2 Princípios Energéticos do Modelo Operacional

**Primeiro Princípio:** Frente a uma determinada tensão os materiais homogêneos quebram, em diversos fragmentos, de acordo com uma determinada propagação de esforço no interior das partículas, possível de simular e estudar em nível de laboratório.

Nos materiais heterogêneos, como é a grande maioria dos minérios, a energia aplicada permite desagregar a ganga que dissolve os grãos das substâncias que desejamos liberar, e os fragmentos produzidos são diferentes entre si e do fragmento original, tanto em dureza, no grau de liberação dos seus grãos e na sua composição química.

*A partícula gerada de uma partícula heterogênea é uma nova partícula diferente.*

**Segundo Princípio:** A forma como a energia mecânica aplicada ao equipamento é transferida para o material é de forma *massiva*, mediante inúmeros contatos (corpos moedores / rocha) que produzem impacto, atrição e abrasão.

$$\text{Energia Mecânica Aplicada} = f(\text{contatos massivos bola/minério})$$

Na ótica do **Modelo Operacional**, a energia aplicada ao processo, em relação aos objetivos desejados para o produto ( $\Phi$  ou P80), segue três etapas típicas, de acordo com o tamanho e/ou etapa de cominuição: a) desagregação da rocha, rompendo as ligações básicas da ganga sobre as substâncias; b) propagação da tensão de quebra pelos bordos entre grãos diferentes; e c) quebra dos próprios grãos.

**Terceiro Princípio:** Uma determinada quantidade de contatos massivos entre corpos moedores e minério, por unidade de força, permite que o material seja cominuído até um valor definido. Poucos contatos, mas de grande força, podem eventualmente equivaler a muitos contatos de menor intensidade. Esta quantidade massiva de contatos x força é **constante**, para equipamentos e condições de processo diferentes, e se trata de uma necessidade energética específica de cada material para atingir um determinado objetivo.

**Quarto Princípio:** O conjunto de contatos bola/minério depende de diversos fatores, como as dimensões do equipamento (D, L), a velocidade de rotação, o nível de enchimento, etc.

Existe, para cada equipamento e condições de processo, uma **combinação ótima** entre estes fatores que proporcionam a mesma quantidade massiva de contatos x força bola/minério ao mínimo custo energético possível.

Destas definições conceituais nasce a expressão macrofenomenológica do Modelo Operacional, o Índice de Cominuição, da equação 1.23:

$$IC = (BL / TM) \times TZ \times DI \times RM \times FG, \text{ (Potência - hora)/t ; Equação 1.23}$$

Onde,

**TZ** = Tempo de residência dos fragmentos de rocha dentro da zona de moagem, min;

**TM** = Taxa de alimentação, em toneladas métricas por hora, base seca;

**BL** = Peso da carga de bolas dentro do moinho, toneladas métricas;

**RM** = Velocidade de rotação do moinho, rpm;

**DI** = Diâmetro interno do moinho, pés;

**FG** = Fator de golpe, por rpm. Quantidade estimada de golpes dos corpos moedores por revoluções por minuto do moinho, a qual é função do nível de enchimento.

O Índice de Cominuição leva implícita a relação entre a aplicação mecânica de energia e o mecanismo da cominuição seletiva (atingir  $\Phi$  ao máximo **P80** e ao mínimo consumo energético possível).

$$E, \Phi = f(IC)$$

Por sua parte, a Primeira Lei, do scale-up, estabelece que cada material precisa de um determinado Índice de Cominuição, para atingir a condição desejada de tamanho e/ou de liberação, de modo que o valor possível de obter experimentalmente (IB) é o mesmo a ser atingido na escala industrial:

$$IB = IC, \text{ Primeira Lei}$$

### 3.1.3 Conceitos Práticos da Aplicação de Energia

- É mais barato britar que moer.
- É preferível esgotar o sub-mecanismo de impacto na britagem, antes de entrar nas operações de moagem, onde o custo da produção do impacto é maior. Particularmente para minérios heterogêneos, a britagem por impacto permite também a separação oportuna de partículas ou substâncias indesejadas pelo processo (pré-concentração), como por exemplo, a retirada oportuna de magnetita grossa e de superfinos, antes de entrar nas etapas posteriores.
- *Definir* exatamente a necessidade de cominuição; como é o material, para que se precisa cominuir, qual é o processo que segue, etc. *Dimensionar* o equipamento. *Otimizar* o circuito (operação) já na etapa de projeto.
- A cominuição é geralmente uma etapa de preparação para os processos que se seguem, notadamente os processos de separação com concentração de massa.

### 3.2 Modelo Energético

Qualquer modelo que pretenda representar o fenômeno de cominuição do ponto de vista energético considera como base a expressão 1.1

$$\underset{\text{ALIMENTAÇÃO}}{\mathbf{F + energia}} \rightarrow \underset{\text{PRODUTO}}{\mathbf{P}}, \text{Equação 1.1}$$

Os modelos de simulação, chamados de “*energéticos*”, estabelecem que o consumo específico de energia é função da redução de tamanho geral da rocha alimentada, de acordo com a expressão 1.2:

$$\mathbf{Energia = f(P / F)}, \text{Equação 1.2}$$

Como temos visto em capítulos anteriores, estas expressões, além de simples, representam apenas a cominuição de materiais homogêneos, o que não é nada comum na prática industrial. As principais críticas recebidas por estas abordagens são motivadas por esta consideração, pois não levam em conta as particularidades dos materiais heterogêneos nem as características seletivas da cominuição, onde existem condições otimizadas de operação e de dimensionamento dos equipamentos e circuitos que conduzem aos melhores resultados. Em compensação, a abordagem energética é muito precisa no dimensionamento de sistemas *padronizados* (paradigmas) de cominuição, tanto no tamanho do equipamento como na energia bruta aplicada a ele, de modo que até hoje são utilizados para o dimensionamento de projetos industriais. O que está sendo questionado neste livro é a falta de novas abordagens que considerem o *dimensionamento e a operação otimizada* de processos de cominuição, desmistificando a tecnologia mineral e a nossa dependência de interesses comerciais de grupos fabricantes e de tecnologias dirigidas.

#### 3.2.1 Terceira Teoria de Bond

No ano de 1867, na Alemanha, P. Ritter Von Rittinger estabeleceu a que hoje se conhece como *Primeira Teoria da Cominuição*, ou teoria de Rittinger. Nesta teoria, o Autor estabelece que a área de uma nova superfície produzida por britagem ou moagem é diretamente proporcional à força aplicada. É importante considerar que esta energia é apenas teórica, e representa uma pequena parcela do total de energia aplicada aos equipamentos de cominuição (Bond achava que ela correspondia a apenas 1/1000 do total). Na mesma Alemanha, no ano de 1885, Friedrich Kick divulgava a *Segunda Teoria da Cominuição*, estabelecendo que o trabalho requerido é proporcional à redução de volume das partículas submetidas à quebra. F.C. Bond, em 1952, divulga algumas considerações teóricas sobre a cominuição, na forma de Princípios. O *primeiro* e mais importante dentre eles, estabelece uma expressão análoga à lei da conservação da energia (1ª Lei da Termodinâmica):

$$\mathbf{Energia aplicada = Energia do produto - Energia na alimentação} \quad (3.9)$$

Como observado nesta expressão, existe uma clara analogia com os processos da termofísica, considerando esta energia como uma entalpia associada aos fluxos mássicos, como descrito no item 1.1. Deste modo, Bond idealizou uma expressão do tipo:

$W = f(1/\sqrt{P} - 1/\sqrt{F})$ , onde P e F correspondem aos tamanhos médios do produto e da alimentação, respectivamente. No *Segundo Princípio*, Bond estabelece que os equipamentos de cominuição convertem a energia mecânica em energia de tensão sobre as partículas, o qual produz a sua quebra. Finalmente, no *Terceiro Princípio*, Bond descreve que, independente da magnitude da energia, partículas similares possuem determinadas particularidades na sua quebra, na distribuição do tamanho dos fragmentos gerados. A distribuição do esforço da quebra seguiria pelos bordos dos grãos.

Da aplicação destes princípios, Bond estabeleceu a chamada: *Terceira Teoria da Cominuição*, com vasta comprovação industrial (no período de 1952 a 1960), que deu motivo à publicação que hoje quase todos conhecem (**Bond, F.C.**, 1961):

$$W = \frac{10 W_i}{\sqrt{P}} - \frac{10 W_i}{\sqrt{F}}, \text{ kWh/st} \quad (3.10)$$

Onde  $W_i$  é o *Work Index*, a propriedade macrofenomenológica introduzida por Bond para sua determinação em escala de laboratório e para o scale-up dos projetos industriais de cominuição. Numericamente, o Work Index corresponde aos kWh/st (st = short tons, 2000 libras) requeridos para reduzir o material desde um tamanho teoricamente infinito até que 80% deste seja inferior a 100  $\mu\text{m}$ . Na perspectiva de Bond, se o material fosse homogêneo à redução de tamanho, o seu  $W_i$  será constante durante as diversas etapas de cominuição. De qualquer modo, para cobrir riscos derivados da heterogeneidade, Bond sugere executar os testes de determinação do *Work Index* (detalhes no **Capítulo 5**) o mais próximo possível da malha de referência do projeto industrial (P80).

A utilização deste índice como propriedade macrofenomenológica para o scale-up está limitada a um determinado tipo de equipamento e condição de operação (moinho de 8 pés de diâmetro interno, moagem a úmido, circuito fechado com 250% de carga circulante, 35% de enchimento de bolas, e outros aspectos), de modo que é necessária a aplicação de alguns fatores de correção quando se deseja variar alguma destas condições padrão, como veremos no próximo item 3.2.2.

O *Work Index Operacional* pode ser obtido levando em consideração os dados efetivos da operação industrial de moagem:

$$W_{io} = W / (10 P^{-0,5} - 10 F^{-0,5}), \text{ kWh/st} \quad (3.11)$$

O Autor reconhece que a eficiência do equipamento influi no valor do  $W_{io}$  obtido nas operações industriais, por exemplo, mudanças no tamanho da bola utilizada. A relação entre  $W_i / W_{io}$  constituiria, na perspectiva de Bond, uma medida da Eficiência do sistema industrial.

### 3.2.2 Fatores de Correção

Como os critérios de definição do Work Index estão limitados a condições industriais definidas (circuito fechado, 250% de carga circulante, moinho de 8 pés de diâmetro, 35% de enchimento, etc), os pesquisadores da fábrica Allis Chalmers, baseados nos conceitos iniciais de Bond, estabelecem alguns fatores de correção, chamados de *fatores de eficiência*, para serem aplicados quando o dimensionamento do moinho foge do padrão estabelecido por Bond. Os fatores são oito ao todo, mas existem outras diversas considerações e critérios atualizados por **Rowland** (1980), que serão discutidas neste item, e que constituem a base dos modelos energéticos para o dimensionamento de moinhos. Destas bases, nascem os chamados “paradigmas” da cominuição, que pela falta de fundamentos científicos, orientam o desenvolvimento tecnológico destas operações em favor das pressões comerciais de fabricantes, hoje agrupados numa única grande empresa multinacional. Deste modo, determinando experimentalmente o valor do  $W_i$ , é possível calcular  $W$ , mediante a 1ª Lei de Bond e, dependendo das características do equipamento e do processo industrial projetado, este valor é corrigido para  $W'$ , da forma:

$$W' = W \times \prod_{i=1}^8 EF_i, \quad W = f(W_i, F80, P80) \quad (3.12)$$

**EF1:**

O modelo energético de Bond estabelece que nas operações projetadas para operar “a seco” o consumo de energia é 30% maior ( $W' = W \times 1,3$ ). Apesar de tratar-se de uma observação baseada na experiência da Allis Chalmers neste respeito, sem fundamento científico, o **Modelo Operacional** concorda com a aplicação de um fator de ineficiência desta natureza (mesmo sem ter certeza da ordem deste multiplicador). Na moagem a seco a função de classificação interna não existe, e a função transporte é executada por um equipamento de ventilação (extrator de ar) cuja vazão permitiria regular o tamanho de “corte” da descarga do moinho. Este tipo de moagem pode ser útil para minérios bastante homogêneos, como o cimento, e particularmente quando o processo que se segue requer também de material seco. A ausência de classificação interna, em meio seco, cria condições de amortecimento entre os corpos moedores e o material que precisa de cominuição.

**EF2:**

O modelo energético de Bond estabelece que nas operações projetadas para operar “em circuito aberto” o consumo de energia é maior, de acordo com o nível de controle exigido ao produto. Para a medida padrão de P80 (80% das partículas abaixo do tamanho P) este fator de ineficiência seria de 1,20 ( $W' = W \times 1,2$ ). O **Modelo Operacional** discorda da aplicação deste fator, e ao longo do texto temos dado inúmeras razões para concluir que as operações em circuito aberto não apenas são mais eficientes, mas também estabelecem a maneira correta de lidar com a moagem de partículas heterogêneas. EF2 pune os projetos que pretendam operar em circuito aberto e garante com esse “paradigma” a venda de bombas e hidrociclones.

A existência de classificação interna dentro do moinho, para baixos níveis de enchimento, já foi confirmada industrialmente na moagem de minério de ferro em moinho Sydvaranger de bolas *single-stage* de 6,5 metros de diâmetro (**Forsund e outros**, 1988) e também para minério sulfetado de Cobre (Revista **E&MJ**, 1953 e **Myers**, 1957). Este aspecto é muito importante, pois o moinho operando em circuito aberto pode produzir **a mesma liberação do minério de interesse para um P80 superior**, confirmando que a operação de moagem nem sempre deve ser avaliada como um compromisso de obter um determinado P80, mas de liberação em geral.

**EF3:**

Os modelos energéticos privilegiam a utilização de moinhos de maior diâmetro, outorgando este fator EF3 como sendo de **eficiência** para os moinhos projetados com diâmetro superior ao padrão de Bond,  $D > 8$  pés. Além disso, são penalizados os moinhos de menor diâmetro (que pelo contrário são reconhecidamente mais eficientes).

$$\begin{aligned} \text{EF3} &= (2,44/D)^{0,2}, \text{ para } D \text{ em metros;} \\ \text{EF3} &= (8/D)^{0,2}, \text{ para } D \text{ em pés.} \end{aligned} \quad (3.13)$$

Na **Tabela 3.2.1** estão resumidos os valores de EF3 estabelecidos por Rowland, em função do diâmetro do moinho. O **Modelo Operacional** não concorda com a aplicação deste fator, muito pelo contrário, existem numerosas comprovações industriais e até em usina piloto, demonstrando a maior eficiência energética dos moinhos de menor diâmetro, ou seja, eles consomem menos kWh/t. O “gigantismo” no dimensionamento de equipamentos, fomentado por este “paradigma”, tem motivado a proliferação de moinhos gigantes, principalmente aqueles semi-autógenos, prejudicando a fabricação de equipamentos em série, em fábricas locais, inclusive pela falta de motores de tão alta potencia.



Por outro lado, um diâmetro inferior ao necessário dificulta a quebra do *top-size* e requer mais tempo (produzindo um menor efeito de cominuição por unidade de tempo, ou mais energia) para atingir o tamanho desejado.

**Tabela 3.2.1** – Fatores de Eficiência por Diâmetro do Moinho (Rowland Jr., 1980)

DIAMETRO NOMINAL		DIAMETRO INTERNO (Entre Liners)		EF3
PÉS	METROS	PÉS	METROS	fator
3,0	0,914	2,6	0,79	1,25
3,281	1,0	2,88	0,88	1,23
4,0	1,22	3,6	1,10	1,17
5,0	1,52	4,6	1,40	1,12
6,0	1,83	5,6	1,71	1,075
6,562	2,0	5,96	1,82	1,06
7,0	2,13	6,5	1,98	1,042
8,0	2,44	7,5	2,29	1,014
8,5	2,59	8,0	2,44	1,000
9,0	2,74	8,5	2,59	0,992
9,5	2,90	9,0	2,74	0,977
9,843	3,0	9,34	2,85	0,970
10,0	3,05	9,5	2,90	0,966
10,5	3,20	10,0	3,05	0,956
11,0	3,25	10,5	3,20	0,948
11,5	3,51	11,0	3,35	0,939
12,0	3,66	11,5	3,51	0,931
12,5	3,81	12,0	3,66	0,923
13,0	3,96	12,5	3,81	0,914

\* Para diâmetros acima de 3,81 m o fator é o mesmo: 0,914.

A escolha do diâmetro mínimo e máximo permite estabelecer um intervalo, dentro do qual, a eficiência do processo de moagem é praticamente independente do diâmetro do moinho (zona de indiferença energética) para um processo determinado (mesmo *índice de cominuição* para levar o material de F80 a P80), de maneira que ambos processos conduzam à mesma granulometria final. Na prática industrial, a obtenção de um produto mais fino que aquele definido para o projeto, começaria a apresentar desvantagem energética para o moinho de maior tamanho que o conveniente. A cinética inicial de quebra é a mesma no início do processo, para moinhos de grande diâmetro, mas, quando se chega na zona de atrição, o maior diâmetro começa a mostrar sua ineficiência na cominuição das partículas mais finas.

O consultor canadense **Barrat D.J.** (1982) afirma que o maior moinho de bolas recomendado, para produzir máxima eficiência energética, é de 16,5 pés de diâmetro. Industrialmente, por razões de custo de investimento, muitas vezes é projetado o moinho de maior diâmetro possível, o que implica muitas vezes no superdimensionamento do moinho, como aconteceu com o projeto Bouganville (**Arbitrer e Harris**, 1982; **Lo Y.C. e outros**, 1988), que resultou num consumo específico industrial de quase 33% a mais que os valores projetados pelo método do  $W_i$ , ao invés do “prêmio” de 0,914 que recebeu no projeto.

Os moinhos semi-autógenos são conservadoramente projetados pelo lado do investimento (motor e outros), mas cuidadosamente protegidos em termos de consumo específico (*net-power*), de modo que, na sua comparação com sistemas convencionais (punidos com aqueles EF's), sempre resultam vitoriosos. Na prática, quase que sem exceção, já ninguém se surpreende com o metódico erro de cálculo de 10 ou 20% a mais de consumo de energia que aparece na operação industrial dos moinhos semi-autógenos, com respeito dos valores projetados, tarde demais para se arrepender da decisão de compra.

Os grandes avanços observados nos equipamentos convencionais de britagem, que atingem tamanhos industriais entre  $\frac{1}{4}$  e  $\frac{5}{8}$  de polegada no produto, somado ao conceito de pré-concentração, com britadores de impacto, que permitiria a eliminação de frações indesejáveis ao processo, antes de entrar ao moinho, poderia criar uma nova filosofia de moagem, baseada em equipamentos de tamanho normal (entre 12 a 16,5 pés de diâmetro), com motores de 1500 a 3000 HP, possíveis de fabricar em grande escala por fábricas locais.

O negocio mineral dos países produtores não pode limitar-se à mera exportação de minério, ainda a baixíssimos custos. A fabricação de equipamentos, localmente, é uma grande fonte de desenvolvimento tecnológico e de redução de despesas com divisas, além de evitar a dependência com fabricantes estrangeiros, durante toda a vida do projeto.

#### EF4:

Atribui perda de eficiência energética por causa do sobre-tamanho da alimentação acima de 4000  $\mu\text{m}$ , ou seja, praticamente qualquer processo industrial de moagem primária teria que ser punido com este fator.

$$EF4 = \frac{Rr + (Wi - 7) (|F - F_0| / F_0)}{Rr} \quad (3.14)$$

Onde,

Rr = Razão de redução F/P;

F<sub>0</sub> = Tamanho ótimo da alimentação,  $F_0 = 4000 (13/Wi)^{0,5}$ . (3.15)

Na ótica do **Modelo Operacional**, a utilização industrial de um equipamento cujo dimensionamento garante a quebra do “*top-size*” (fração de maior tamanho do minério) invalida a utilização do fator **EF4** para partículas acima de 4000  $\mu\text{m}$ . A experiência industrial tem mostrado que os valores de energia esperados na etapa industrial não sofrem este tipo de influencia no consumo específico (Yovanovic, 1975-1976, com F80 = 12.700  $\mu\text{m}$ ). Neste exemplo, um fator próximo de 1,12 teria que ter sido utilizado. Apesar das críticas, o dimensionamento de Bond resulta relativamente correto na escala industrial, e os seus defeitos são principalmente conceituais, que fixam determinados paradigmas em favor de interesses comerciais de fabricantes. Por exemplo, EF3 favorece aos moinhos de grande diâmetro e EF4 incentiva a super-britagem, mas, na prática,  $EF3 (0,914) \times EF4 (1,12) = 1,0$  e deixa igual o consumo específico, mas não o investimento, que é o que para eles interessa.

#### EF5:

Assume perda de eficiência energética quando o produto moído fica abaixo de 75  $\mu\text{m}$ .

O **Modelo Operacional** considera conceitualmente válido este fator, pois a tendência de crescimento do consumo específico é muito acentuada naquela faixa, e a metodologia de determinação do Wi considera como base de produto o tamanho de 100  $\mu\text{m}$ .

$$EF5 = (P + 10,3) / (1,145 P) \text{ , para } P < 75 \mu\text{m}. \quad (3.16)$$

#### EF6:

As operações de moagem em moinhos de barras, em particular, não são consideradas neste texto; como antes dito, a evolução dos equipamentos de britagem permite utilizar diretamente as operações de moagem primária em moinhos de bolas, mais eficientes, inclusive em operações de single-stage. A rigor, o palco de discussão tecnológica hoje está focado entre os sistemas semi-autógenos e os moinhos de bolas convencionais, de diâmetro não superior a 16,5 pés, susceptíveis de dimensionar, fabricar e operar localmente, sem dependência tecnológica do exterior.

**EF7:**

Aplicado quando a razão de redução é inferior a 6 ( $R_r = F80/P80 < 6$ ). Este índice é comumente utilizado nas operações de remoagem.

$$EF7 = \frac{2 (R_r - 1,35) + 0,26}{2 (R_r - 1,35)}, \text{ para } R_r < 6 \quad (3.17)$$

**EF8:**

O fator é aplicado como punição aos circuitos de britagem, quando estes sejam projetados em circuito aberto.

EF8 = 1,4; quando o moinho de barras, trabalhando numa etapa única, recebe alimentação de circuito aberto de britagem;

EF8 = 1,2; quando o moinho de barras, trabalhando numa etapa única, recebe alimentação de um circuito fechado de britagem;

EF8 = 1,2; quando o moinho de barras, trabalhando como primário num circuito que considera uma outra etapa de moagem, recebe alimentação de circuito aberto de britagem;

EF8 = 1,0; quando o moinho de barras, trabalhando como primário num circuito que considera uma outra etapa de moagem, recebe alimentação de circuito fechado de moagem.

Este fator é o mais radical em termos de mostrar o interesse comercial das empresas fabricantes, que legislando em causa própria, pela omissão dos nossos meios científicos, são as atuais geradoras de ciência e tecnologia na área mineral. Num mesmo fator eles conseguem:

- Abrir mercado para a venda de mais peneiras, correias transportadoras, etc.
- Vender duas etapas de moagem ao invés de uma só;
- Prejudicar as alternativas de britagem convencional, em benefício das avaliações em favor dos sistemas autógenos e semi-autógenos.

No item 6.2 (**Capítulo 6**) são apresentadas as vantagens dos circuitos abertos de britagem, entre elas, um 20% de menor investimento. Os britadores de cone, operando em circuito aberto, atendem perfeitamente a alimentação de qualquer sistema de moagem. A utilização de britadores de impacto, para minérios muito heterogêneos, acabaria radicalmente com todos estes fatores e muitos outros paradigmas vinculados.

### 3.2.3 Indicadores de Moabilidade e Eficiência

#### 3.2.3.1 Work Index Operacional

Nas operações industriais resulta possível verificar, na ótica do modelo energético, a eficiência do sistema de acordo com a relação entre o  $W_i$  e o  $W_{io}$  (este último definido pela expressão 3.11).

$$\text{Eficiência} = (W_i / W_{io}) \times 100 \quad (3.18)$$

O  $W_{io}$ , como é calculado na operação industrial, depende tanto da moabilidade do material como da *eficiência* da operação do moinho e do circuito utilizado. A existência deste tipo de índice já fala por si só que as operações de moagem, projetadas a partir do  $W_i$ , podem ser otimizadas, e isto acontece porque o  $W_i$  é determinado em condições padrão, definidas por Bond, não necessariamente otimizadas. Por exemplo, alternativas de nível de enchimento, de velocidade de rotação, de carga circulante (inclusive para  $C = 0$ , nos circuitos abertos), podem conduzir a menores valores de  $W_{io}$ , particularmente quando são aproveitadas as características individuais dos componentes de materiais heterogêneos.

### 3.2.3.2 Índices de Produção de Finos

Alguns operadores utilizam como indicador de eficiência energética os kWh por tonelada de produto – 75 µm, denominado de  $OE_{75}$  (Levin, J., 1992), para comparar com operações de moagem de minérios similares ou no desenho de novos moinhos. A partir da experiência de Bond é possível determinar, no laboratório, o valor análogo:  $SE_{75}$ , de modo que a eficiência geral do sistema industrial poderia ser feita mediante a relação:

$$\text{Eficiência} = (SE_{75} / OE_{75}) \times 100 \quad (3.19)$$

De maneira análoga que o  $W_{io}$  do item anterior.

O Autor calculou que, no moinho de laboratório para o teste padrão de Bond, são gastos  $198 \times 10^{-7}$  kWh para obter uma revolução do moinho; esta relação é válida para o scale-up de um moinho de 2,44 m de diâmetro com 250% de carga circulante, como estabelecido por Bond. O trabalho experimental consiste basicamente em:

1. Determinação do  $W_i$  e de  $SE_{75}$ , à partir do teste padrão;
2. Medir valores de  $W_{io}$  e de  $OE_{75}$  da operação industrial.

O valor de  $SE_{75}$  é calculado pela seguinte expressão:

$$SE_{75} = \frac{19,8 (100 - U)}{G (P_{75} - F_{75})} \quad (3.20)$$

Onde,

$U$  = % - 150 µm do material alimentado ao teste de Bond;

$G$  = Massa neta -75 µm produzida, por revolução do moinho;

$F_{75}$  = % - 75 µm do material alimentado ao teste de Bond;

$P_{75}$  = % - 75 µm de massa contida no produto.

Testes de laboratório com minério de Ouro (Witwatersrand, África do Sul), para diversos tamanhos de peneira de referência ( $A_m$  - da experiência padrão de Bond, normalmente de 150 µm; detalhes no item 5.2.1 do **Capítulo 5**) apresentaram os resultados mostrados na **Tabela 3.2.2**.

**Tabela 3.2.2** – Determinação do  $SE_{75}$  (Levin, J., 1992)

$A_m, \mu\text{m}$	$P_{80}, \mu\text{m}$	$W_i, \text{kWh/t}$	% - 75 µm	$SE_{75}$
300	243	13,4	28,3	27,8
212	178	14,5	35,3	26,6
150	126	16,0	50,5	24,8
106	84	16,6	73,4	23,1
75	62	18,1	-	-

Da Tabela 3.2.2 podem ser extraídas diversas conclusões, como por exemplo, a dependência do  $W_i$  em função do tamanho da peneira utilizada no teste, e a variação inversa de este efeito que apresenta o novo índice  $SE_{75}$ . Isto se deve a que ambos parâmetros medem aspectos diferentes do fenômeno: enquanto o  $W_i$  descreve a energia necessária para reduzir o tamanho das partículas maiores, na alimentação, o  $SE_{75}$  indica a energia necessária para aumentar a quantidade de finos, o qual, obviamente acontece com maior esforço de  $W_i$ , ao reduzir a peneira de referência. Este tipo de avaliação parece interessante quando imaginamos que a moagem possui normalmente duas etapas, uma onde é requerida a redução (liberação) de determinados tamanhos alimentados, onde o  $W_i$  é um bom instrumento de avaliação; e a outra, na etapa secundária, onde a produção neta de finos é mais relevante.

### 3.2.4 Questionamentos ao Modelo Energético

Austin, L.G. e outros (1982), partidários da interpretação cinética da cominuição, apresentam uma série de críticas ao modelo energético de Bond, e que relatamos a seguir:

1. Ampla faixa de erros de dimensionamento, quando não é utilizado o padrão de Bond na escala industrial. Por exemplo:
  - Taxa de reciclo e eficiência do classificador (no teste de Bond);
  - Mistura de tamanhos de bolas no moinho;
  - Variações na distribuição do tempo de residência com respeito à geometria do moinho e a densidade da polpa;
  - Desenho dos *lifters*;
  - Reologia da polpa;
  - Diferencias de inventario de massa dentro do moinho com respeito à taxa de alimentação.

Na ótica do **Modelo Operacional**, poderíamos agregar o estudo sobre a gravidade específica dos componentes principais do material, entre outros aspectos.

2. O método de Bond assume explicitamente que a energia específica não é função do nível de enchimento de bolas, em circunstância de que está provado de que o consumo específico é menor para baixo nível de enchimento. O **Modelo Operacional** não apenas concorda com esta afirmação como também utiliza esta condição no dimensionamento dos equipamentos já na etapa de projeto, inclusive operando em circuito aberto.
3. O método de Bond utiliza apenas os indicadores de F80 e de P80. Os Autores alegam que a capacidade do moinho depende, em geral, da pendente das curvas de distribuição da alimentação e do produto. O **Modelo Operacional** não apresenta restrições ao uso destes fatores (F80, P80), desde que o Índice de Liberação ( $\Phi$ ) esteja associado a eles (Curva de Seletividade).
4. O método de Bond não possui fundamentos que permitam distinguir claramente as causas da ineficiência em algumas operações industriais. Os Autores definem como sendo *eficiência direta* aquela que produz uma deficiente moagem do material, devido a, por exemplo, nível de enchimento, tamanho da bola, densidade da polpa, etc. A *ineficiência indireta* é, pelo contrário, atribuída ao uso excessivo de energia que produz a super moagem de determinadas partículas, criando excesso de finos no produto.
5. A equação de potência considera apenas a densidade da carga de bolas, sem levar em conta o peso do material, como será amplamente comentado no item 3.3 a seguir.
6. A moagem é calculada em moinhos de batelada, sem nenhuma consideração sobre o seu diâmetro.

Na moagem até faixas muito finas, entre 100 e 10  $\mu\text{m}$ , a energia requerida é aproximadamente proporcional à área das novas partículas produzidas, de acordo com a Lei de Rittinger. Os problemas da classificação, tanto interna como externa, sofrem perdas de eficiência junto com a menor granulometria (Russell, A., 1989).

### 3.3 Aplicação Eletromecânica da Energia

#### 3.3.1 A Equação Mecânica Convencional

##### 3.3.1.1 Equação Geral

Todos os modelos convencionais consideram a *equação mecânica* do moinho da seguinte forma geral:  $HP = f(L, DI, FV, DC)$  , HP *gross* (3.21)

Onde:

HP = energia fornecida ao moinho;

L = comprimento do moinho;

DI = diâmetro interno do moinho;

FV = fração da velocidade crítica;

DC = densidade média da carga dentro do moinho.

Normalmente, para uma relação Comprimento(L) / Diâmetro(D) compatível com as possibilidades de resistência mecânica do cilindro e, principalmente, garantindo condições de transporte e classificação hidráulica de acordo com as necessidades granulométricas do processo (por ex.  $L/D > 1$  para moagem fina), o comprimento do moinho L é consequência do cálculo das variáveis anteriores.

Como é de amplo uso, a expressão matemática que relaciona a Equação 3.21 com a quantidade líquida de energia necessária para cominuir o minério é dada por:

$$HN = 1,341 \times W \times TM \quad , \text{HP Net} \quad (3.22)$$

Esta última equação faz uma **ponte** entre a energia específica que o minério precisa ( $W = \text{kWh/ t}$ ) e a energia aplicada ao equipamento. A relação fica assim:

$$HN = HP - 1,341 \text{ VZ} \quad (3.23)$$

Onde **VZ** é a potencia *gross*, em kW, aplicada ao moinho vazio junto com as perdas de transmissão eletro-mecânica.

Para o **fator diâmetro (A)**, o modelo utiliza a experiência prática relatada pela Nordberg Industrial (1976), cujos dados conduziram à seguinte expressão analítica:

$$A = 0,178 \times DI^{2,5} \quad (3.24)$$

Onde **DI** é o Diâmetro Interno do Moinho, expresso em pés.

A dependência da potência aplicada com a velocidade de rotação do moinho, o **fator velocidade (B)** foi, também, deduzida analiticamente a partir da experiência prática indicada pela Nordberg Industrial (1976):

$$B = 0,6 \times FV + (0,1272/FV) - 0,436 \quad (3.25)$$

Onde **FV** é a fração da velocidade crítica utilizada pela rotação atual do moinho:

$$FV = RM / CS = (\text{rpm atual} / \text{rpm crítico}) \quad (3.26)$$

$$CS = 76,63 / \sqrt{DI} \quad , \text{rpm} \quad (3.27)$$

Onde **DI** é o diâmetro interno do moinho (entre liners), em pés.

Também,  $CS = 42,305 / \sqrt{DI}$  (sendo DI em metros).

A densidade de carga é o fator de cálculo que apresenta maior dificuldade, e a maior parte dos modelos atuais considera como carga do moinho somente a carga de bolas, cometendo sérios erros de cálculo para moinhos projetados para operar com menos de 30% de enchimento.

O **Modelo Operacional** considera como carga do moinho as bolas, a água e o próprio material a moer, incluindo o efeito de espessamento dentro do equipamento. Isso permite o dimensionamento mecânico do moinho para qualquer nível de enchimento. A densidade efetiva de carga no interior do moinho pode ser expressa da forma:

$$DC = \text{peso (bolas + polpa)} / \text{Volume Interno} \quad (3.28)$$

Utilizando a expressão geral da Equação 3.21, o **Modelo Operacional** propõe a seguinte equação de energia mecânica:

$$HP = A \times B \times L \times DC, \text{ HP gross} \quad (3.29)$$

Vale lembrar que na expressão sugerida pelos *modelos energéticos*, análoga à Equação 3.29, a densidade de carga **DC** leva em conta apenas a carga de bolas.

### 3.3.1.2 Equação Mecânica do Modelo de Bond

Para moagem em moinhos tubulares de bolas, a expressão desenvolvida por Bond (**Rowland Jr**, 1980) está definida pela seguinte expressão:

$$kWb = 4,879 D^{0,3} (3,2 - 3 Vp) Cs (1 - 0,1 / (2^{9-10Cs})) + Ss, \text{ kW/ t de bolas} \quad (3.30)$$

Onde,

kWb = Kilowatts por tonelada métrica de bolas;

D = Diâmetro interno, em metros;

Vp = Fração de volume carregado por bolas;

Cs = Fração da Velocidade Crítica;

Ss = Fator pelo tamanho da bola.

O fator **Ss** seria aplicado para o dimensionamento de moinhos com diâmetro superior a 3,3 metros (10 pés),

$$Ss = 1,102 (B - 12,5 D) / 50,8, \text{ para D em metros} \quad (3.31)$$

Onde,

Ss = kW por tonelada métrica de bolas;

B = tamanho (diâmetro) da bola, em mm;

D = Diâmetro interno do moinho, em metros.

Rowland (1980) sugere algumas considerações, por exemplo:

- Para moinhos de grelha (ao invés de overflow), o valor de kWb deve ser multiplicado por 1,16;
- Para liners com desgaste, recomenda-se aumentar em 6%;
- Para liners de borracha, a potencia é reduzida entre 5 a 10%, pelo menor peso e maior espessura (que reduz o volume interno).

Alguns exemplos de cálculo foram desenvolvidos utilizando os dois métodos de aplicação mecânica da energia (aqui chamados de Bond e o método da Nordberg). Ambos métodos conduzem a resultados diferentes para o mesmo projeto, em aproximadamente 5%. O Modelo Operacional prefere trabalhar com a equação desenvolvida pela Nordberg, que é bastante mais aproximada da prática industrial. Os dois métodos de cálculo foram utilizados para um moinho com potencia aplicada conhecida (**Yovanovic**, 1988); aplicando o método da Nordberg, com os valores de projeto, se chega ao mesmo valor atual, de 3000 kW. Utilizando a fórmula de Bond se alcança um valor de apenas 2.646 kW. Mesmo assim, ambas metodologias perdem toda sua sensibilidade quando o moinho projetado possui baixo enchimento de corpos moedores, abaixo de 30%, pela utilização de apenas a carga de bolas (sem incluir o minério) no cálculo da densidade de carga, em ambos sistemas de cálculo.

### 3.3.1.3 A Densidade da Carga

Na equação 3.28, a densidade da carga está definida por:

$$DC = \text{Massa (Bolas + Polpa)} / \text{Volume Interno.} \quad (3.32)$$

$$\text{Bolas} = J \times PF \quad (3.33)$$

De onde,

**Bolas** = J (fração de enchimento) x PF (densidade aparente dos corpos moedores, g/cm<sup>3</sup>);

**J** = NE (Nível de enchimento, %) / 100;

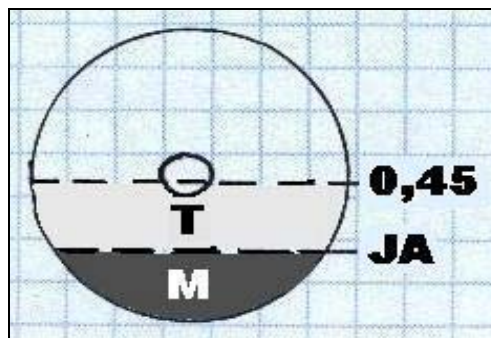
**PF** = PE (peso específico do material) x VB (fração de volume aparente ocupada pelos corpos moedores);

Os valores de PF podem ser calculados utilizando os valores correspondentes de PE e VB resumidos na **Tabela 3.3.1**. A Tabela inclui o consumo específico médio destes corpos moedores na prática industrial (CE).

**Tabela 3.3.1** – Tipos Básicos de Corpos Moedores

TIPO	VB	CE, g/kWh	PE, g/cm <sup>3</sup>
FERRO FUNDIDO	0,548	70	7,60
AÇO	0,594	65	7,80
FERRO C/ ALTO CROMO	0,548	35	7,60
CYLPEB - AÇO	0,603	85	7,80

A densidade aparente da carga, **PF** = VB x PE é maior para materiais de maior peso específico e com maior volume de massa dentro do volume aparente, como acontece com os *cylpebs*. Na **Figura 3.3.1** é ilustrado o volume interno do moinho, onde podemos estabelecer que o volume de massa na zona de moagem (**VM**) é equivalente ao nível otimizado de bolas **JA**. O volume interno total, para efeitos de carga, é definido como sendo de 45% do volume interno total do moinho. O volume **VT** equivale a 0,45 – VM, e corresponde à zona de transporte de massa dentro do moinho.



**Figura 3.3.1** – Volume Interno do Moinho

O peso de polpa dentro do moinho equivale ao peso na zona de moagem e na zona de transporte:

$$\text{Polpa} = VM \times DZ + VT \times DTI \quad (3.34)$$

De onde,

$VM = JA (1 - VB)$ ;

$DZ = \text{Densidade na zona de moagem, } DZ = \frac{100}{(100 - PM) + (PM/GP)}, \text{ t/m}^3$

PM = % de sólidos na zona de moagem obtida experimentalmente, mediante a determinação do teor de saturação da polpa (ST) mediante teste de desaguamento em hidrociclone.



$PM = 0,97 \times ST$  (aproximação de projeto, para circuito aberto com  $J = JA$ ).

Possui algumas correções quando  $J > JA$

GP = Peso específico do componente mais duro e pesado do material de projeto.

Nos materiais homogêneos,  $GP = GM$ .

GM = Peso específico médio do material.

VT = Equivale a  $0,45 - JA - VB[J - JA]$

DTI = Densidade de polpa no interior do moinho, na zona de transporte.

$$DTI = \frac{100}{(100 - PPI) + (PPI/GT)}, \text{ t/m}^3$$

PPI = % de sólidos média na zona de transporte,  $PPI = (PP + PM) / 2$

PP = % de sólidos de alimentação (e de descarga do moinho).

Volume Interno = 0,45

A **Densidade de Carga** é então:

$$DC = \frac{J \times PF + DZ \times JA (1 - VB) + DTI (0,45 - JA - VB (J - JA))}{0,45} \quad (3.35)$$

O aproveitamento energético do moinho (e sua capacidade de tratamento) incrementa junto com o aumento da densidade da carga, tanto para o corpo moedor como para o minério (de preferência ambas). **Von Krüger e outros** (2004) avaliam a performance de diversos corpos moedores, em escala de laboratório (batch), incluindo uma interessante alternativa (do ponto de vista teórico) baseada na utilização de bolas com geometria convexo-côncava, cuja densidade aparente é maior que a obtida com as mesmas bolas, apenas que arredondadas, como são comumente. Na **Tabela 3.3.2** são apresentados os valores medidos e, como era de se esperar, os corpos moedores de maior densidade apresentaram os melhores resultados.

**Tabela 3.3.2** – Características dos Corpos Moedores (**Von Krüger e outros**, 2004)

TIPO	DENSIDADE DA CARGA, kg/l
CÔNCAVOS	4,84
BOLAS DE ½ A ¾"	4,35
BOLAS DE ¾ A 1"	4,25
CYLPEBS	4,64

### 3.3.2 Estudo do Torque

#### 3.3.2.1 O Problema do Net-Power

O enfoque convencional sobre a aplicação mecânica da energia é totalmente empírico, estabelecido com base em inúmeras experiências industriais, que fazem desta ferramenta um elemento muito confiável no dimensionamento dos moinhos tubulares convencionais, porém dentro da faixa restrita que os procedimentos de Bond estabelecem. Já temos comentado diversas críticas sobre estes procedimentos, mas até agora não temos conseguido estabelecer procedimentos melhores e mais confiáveis que os atuais. A utilização de medidas de torque (força pelo comprimento do braço) em moinho batch montado sobre células de carga, chamado "teste do Pony Brake", tem sido um procedimento usual para a execução de testes para moagem autógena e semi-autógena, que não obedecem aos procedimentos de Bond (baixíssimo enchimento de corpos moedores, grande diâmetro, baixa relação L/D, etc), onde é determinado o chamado "net-power", que as metodologias convencionais tem insistido em transportar para a escala industrial, como se fosse uma propriedade termodinâmica, e acrescentando apenas uma leve perda de eficiência do sistema eletromecânico de transmissão.

Como veremos mais adiante, estes procedimentos beneficiam significativamente essas alternativas de moagem em comparação com as alternativas convencionais, que ainda são penalizadas com os fatores de eficiência impostos pelos fabricantes. Na prática industrial, quase que sem exceções, tem se observado que os moinhos projetados por esses sistemas de “net-power” atingem na escala industrial entre 10 a 20% a mais de consumo específico de energia. Como solução a este problema, o **Modelo Operacional** tem estabelecido procedimentos de cálculo para o moinho vazio, de modo que os valores de energia determinados pelo método do net-power podem ser acrescidos com o valor da movimentação do moinho vazio, que alguns chamam de “no-load power”. Por outro lado, os procedimentos de determinação do *Índice de Cominuição* (IC), que é a propriedade macrofenomenológica introduzida pelo Modelo Operacional, leva em conta todas as possibilidades de dimensionamento (velocidade, diâmetro, enchimento, etc.) e de operação (% de sólidos, circuito aberto ou fechado, tipo de corpo moedor, etc.) que permitam atingir IC ao mínimo custo possível, extrapolando para condições diferentes daquelas padronizadas por Bond (diâmetro de 8 pés, circuito fechado, 250% de carga circulante, 35% de enchimento, etc.) sem necessidade de recorrer aos Fatores de Correção do modelo energético.

A necessidade de estabelecer outro tipo de relação para dimensionar e compreender a aplicação mecânica de energia tem proporcionado interessantes caminhos de pesquisa para muitos autores. A medição do torque e a sua variação com respeito à carga de bolas, velocidade, etc., têm proporcionado algumas respostas sobre a real influencia de diversos aspectos de movimentação do moinho sobre a potência aplicada. A transferência de energia do cilindro do moinho para a carga está influenciada pelas forças atuantes entre as camadas concêntricas da carga (**Morrell S.**, 1992). A potência é transferida do casco até as bolas, caindo esta transferência gradativamente entre as camadas de bolas. Segundo **F. Bond**, a primeira camada recebe 15% da potência, depois, vai passando apenas 10% dessa energia para a camada seguinte, etc. Em soma, as partículas e os corpos moedores se movimentam dentro do moinho, mediante energia fornecida a partir do casco do cilindro, com base num balanço entre a força de gravidade e a força centrífuga que faz aderir o material ao casco. Como antes observado, existem regiões dentro do moinho onde o material possui maior movimentação que noutras, inclusive, algumas zonas quase sem movimentação alguma. A ação massiva dos corpos moedores sobre a rocha é a causadora do fenômeno de cominuição.

**Lukasiewicz, S.A. e outros** (1990) estabeleceram uma relação que permitiria medir a potencia aplicada ao moinho para levantar a carga até determinada altura, mediante a rotação do moinho:

$$P = 0,001216 \rho_b S L D_m^{5/2} \sin^2 \theta_0 \sin \alpha \quad (3.36)$$

Onde,

L = Comprimento do moinho, pés;

D = Diâmetro em pés;

$\rho_b$  = densidade, lb/ft<sup>3</sup>;

S = Fração da velocidade crítica (rpm/vc);

$\alpha$  = Ângulo de repouso (ângulo de fricção);

$\theta_0$  = Ângulo que define a posição da carga em movimento.

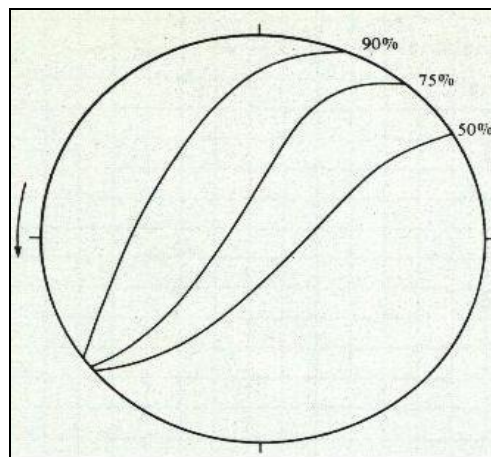
A equação 3.36 define que a potencia é diretamente proporcional à velocidade de rotação, o que significa que ela aumentaria linearmente, o que não é verdadeiro, pelo menos a partir de determinados valores. Os Autores resolvem esta observação separando a equação para determinadas faixas de velocidade, e por tanto de  $\theta_0$ .

Existem outros Autores e também outras equações parecidas. Mesmo sem nenhuma delas ainda substituir a aplicação empírica derivada dos modelos energéticos, esta nova abordagem poderia ajudar muito para definir aspectos mal resolvidos nas equações de Bond, como por exemplo, os valores ótimos de velocidade de rotação com respeito ao diâmetro do moinho e do nível da carga de bolas, dentre outros diversos aspectos.

**Liddell, K.S. e Moys, M.H. (1988)** estudam o efeito sobre a potência do nível de enchimento e da velocidade de rotação. O incremento do nível de enchimento e da velocidade causa um incremento do torque até um determinado valor máximo, após o qual o incremento destas variáveis cria, pelo contrário, um decréscimo no valor do torque. O aumento de potencia derivado do aumento do nível de enchimento é proporcional até o valor máximo de 70-80% da velocidade crítica (dependendo da viscosidade da polpa e do nível de enchimento), após o qual, a potencia decresce. A indicação de máximo torque é sinal de máxima energia alimentada ao moinho, mas não necessariamente da máxima energia entregue ao material, o qual envolve outros fatores, por exemplo, o efeito cascata das bolas sobre a fase rocha, que é melhor que o efeito catarata observado a maiores rotações e com maior potencia aplicada.

### 3.3.2.2 Efeito da Velocidade de Rotação

Em geral, sabemos que os moinhos de bolas convencionais operam com velocidades variando entre 70 a 80% da velocidade crítica, privilegiando o efeito cascata, enquanto os moinhos autógenos e semi-autógenos operam normalmente com valores próximos de 90%, procurando o efeito catarata que gera impacto sobre as maiores partículas alimentadas a estes sistemas. Como sabemos, existe uma tendência nas empresas fabricantes de moinhos convencionais para reduzir a velocidade de rotação, em termos de fração da velocidade crítica, na medida em que o diâmetro do moinho aumenta (como será visto em detalhe no item 3.5.2), provavelmente para compensar o aumento da velocidade periférica do cilindro junto com o aumento do diâmetro. Na **Figura 3.3.2** é ilustrado o movimento da carga de bolas em função da velocidade de rotação, para um nível de enchimento estimado em 40%.



**Figura 3.3.2** – Movimento da Carga em Função da Velocidade de Rotação  
**Liddell, K.S. e Moys, M.H. (1988)**

Da figura podemos observar que a carga moedora possui o movimento de cascata para a faixa entre 50 a 75% da velocidade crítica e, a partir de mais ou menos 80%, o movimento da carga segue o trajeto de catarata. Os Autores observam que para um enchimento de 30% o pico de potencia acontece perto de 80% da velocidade crítica.

Para enchimento de 40% ou superior, o pico acontece perto de 75% da velocidade crítica. Exemplos de cálculo com a equação proposta por Bond (item 3.3.1) se aproximam bastante bem dos valores de referência conhecidos, em operações industriais, para enchimento de 40%, 70% de sólidos, e para velocidades entre 50 a 80% da velocidade crítica; acima desta velocidade, a equação de Bond deixa de ser representativa. Para enchimentos menores que 30%, pelo fato de utilizar como densidade de carga apenas a carga de bolas, quase todos os modelos conhecidos apresentam sérios erros de cálculo.

### 3.3.2.3 Efeito do Nível de Enchimento

Nas operações de moinhos convencionais, com velocidades de rotação entre 70 e 80% da velocidade crítica, o torque máximo é obtido para 45% de enchimento, que é o valor máximo possível de atingir em moinhos *overflow*. Também tem sido observado, do ponto de vista cinético, que a função quebra é máxima para enchimento de 45% (Liddell, K.S. e Moys, M.H. 1988). A equação de dimensionamento utilizada pela Allis Chalmers (Rowland Jr., C.A., 1980) prediz o pico de potência para 53% de enchimento, que acreditamos possa ser aplicável apenas para moinhos de descarga com grelha (detalhes no item 3.5.1, Figura 3.5.1).

### 3.3.2.4 Aspectos Reológicos

As partículas dentro da polpa possuem um papel importante na medição do torque, porque causam fricção entre o próprio material e entre o material e os revestimentos. Liddell e Moys (1988) testaram as variações de torque mediante a utilização de solução de glicerina, junto com as bolas, em substituição da polpa de minério. A glicerina foi considerada como possuindo uma viscosidade quase 9 vezes menor que a observada na polpa de minério (10,7 centipoises contra 90 da polpa). As medidas foram feitas em sistema batch, de modo que os resultados deveriam considerar que a viscosidade média da polpa, em estado não estacionário, tende a crescer pela menor granulometria da polpa e pela acumulação de superfinos, ao não existir a função transporte. Enquanto a polpa atinge o torque máximo em aproximadamente 75% da velocidade crítica, a solução de glicerina o faz para 95% da velocidade crítica.

### 3.3.2.5 Conceitos Energéticos Derivados da 2ª Lei de Newton

No item 4.5.3.3, do **Capítulo 4**, são comentados o procedimento de cálculo denominado Método do Elemento Discreto – DEM e sua utilização para a modelagem de operações de moagem. A posição espacial dos corpos moedores está baseada num vetor que representa a equação cinemática derivada da 2ª Lei de Newton, utilizando diversos parâmetros como: forma, densidade, fricção, velocidade linear e rotacional. O deslocamento de cada elemento é simulado pela integração deste vetor.

As considerações energéticas que surgem desta avaliação são:

- O desenho dos revestimentos e a velocidade de rotação determinam de que forma a energia é transferida para produzir a quebra das partículas submetidas à moagem;
- Esta energia provém da aplicação mecânica do motor que produz a rotação;
- A potencia mecânica aplicada varia em função do desenho do revestimento e também pelo seu desgaste em função da tonelagem tratada ao longo do tempo;
- Colisões com maior força (energia), causadas por maiores trajetórias dos corpos moedores, são menos eficientes que as colisões com baixa energia aplicada. Além disso, colisões de alta energia causam maior dano nos revestimentos e maior consumo de corpos moedores.

### 3.3.3 Distribuição de Energia na Moagem

#### 3.3.3.1 Gross Power, Net Power e Perdas

A diferença observada entre os valores de potência Gross e Net são devidas às perdas na transmissão eletromecânica, e a maior delas está no próprio motor e nos rolamentos. Esta condição pode ser vista dos pontos de vista dinâmico ou estático. No primeiro caso, se estabelece que as perdas de transmissão não permanecem constantes quando o moinho está em movimento, existindo apenas um componente fixo, que corresponde às perdas relativas ao movimento do moinho vazio. O outro componente, relativo ao moinho carregado, vá acompanhado pelas perdas correspondentes a esta nova condição, da forma:

$$\text{Gross Power} = \text{No-load Power} + (K \times \text{Net Power}) \quad (3.37)$$

Onde K é um fator de correção.

Nas usinas industriais é conhecido apenas o valor do *Gross Power* e, em algumas oportunidades, no momento da posta em operação, algumas usinas têm conseguido medir o chamado “no-load power”, ou moinho vazio. Baseado em algumas destas experiências, **Morrell S.** (1992) estabeleceu uma equação para estimar o valor de consumo do moinho vazio:

$$\text{NLP (No-load Power), kW} = 3,345 \times (D^3 L \text{ RM})^{0.861} \quad (3.38)$$

De onde,

D = Diâmetro interno, entre liners, m;

L = Comprimento nominal, m;

RM = Rotações por minuto, rpm.

Em função do rádio e da fração da velocidade crítica, a mesma equação fica assim:

$$\text{NLP (No-load Power), kW} = 11 \times (\text{Rm}^{2,5} L \text{ VC})^{0.861} \quad (3.39)$$

#### 3.3.3.2 A Visão do Modelo Operacional

O **Modelo Operacional** estabeleceu uma relação um pouco diferente entre o Gross Power e o Net Power. Na seqüência do ponto de vista estático, olhando o marcador de energia aplicada pelo motor, o moinho investe energia, primeiro, para movimentar o moinho vazio, e esta movimentação contém obviamente a energia neta para movimentá-lo e as perdas inerentes a esta transmissão. Quando o moinho é carregado com bolas, o indicador de energia dá um novo pulo, equivalente ao fato da carga, o qual inclui também a energia neta e as perdas de transmissão desse novo fato. A diferença entre as duas medidas anteriores, o Modelo Operacional considera como energia entregue à carga de bolas, sem importar a subdivisão entre Net e Gross. Sucessivamente, são definidos os consumos destinados ao minério e a água, configurando deste modo o Gross total.

Da equação 3.23, a energia Gross aplicada ao moinho é:

$$\text{HP} = \text{HN} + 1,341 \text{ VZ} \quad , \text{ hp} \quad (3.40)$$

$$\text{HP}/1,341 = \text{VZ} + \text{HN}/1,341 \quad , \text{ kW Gross} \quad (3.41)$$

De acordo com fórmula empírica baseada em dados industriais, o Modelo Operacional estabelece a seguinte expressão:

$$\text{VZ}' = 19,302 D + 919,23/D - 254,058 \quad , \text{ kW Gross} \quad (3.42)$$

Onde,

D = Diâmetro nominal do moinho, pés;

$$VZ = VZ' (L/D) (B/0,1836) (0,90/K1) \quad , Kw Gross \quad (3.43)$$

Onde,

L = Comprimento nominal do moinho, pés;

B = Fator velocidade, da equação 3.25;

K1 = Constante de transmissão eletromecânica:

<A> Por correia - K1 = 0,87

<B> Pinhão-Coroa - K1 = 0,93

<C> Acoplamento Direto - K1 = 0,95

### 3.3.3.3 Utilização da Energia

Existe muita controvérsia na literatura sobre a eficiência energética da moagem, com valores entre 0,1% e 20% tendo sido reportados. Essa enorme variação se deve, principalmente, às diferentes formas usadas no cálculo da energia mínima necessária na cominuição. Uma representação que simula um processo ideal, que consiste múltiplos estágios de quebra de partículas individuais seguida de classificação granulométrica, análogo ao esquema idealizado no item 1.2, Figura 1.4.1, foi proposto por **Tavares L.M.** (2003).

Essa metodologia, que permite estimar a energia mínima necessária para a cominuição de materiais, utiliza informações da quebra de partículas individuais, obtidas em ensaios com a Célula de Carga de Impacto (UFLC). A quebra de partículas individuais sob condições de impacto cuidadosamente controladas e em múltiplos estágios, acompanhada de classificação eficiente, é o modo mais eficiente de cominuição. Amostras de diversos materiais, incluindo minerais puros, rochas, minérios e clínqueres de cimento foram coletadas e separadas em frações de tamanhos estreitas por peneiramento para teste na UFLC. Previsões da energia mínima de cominuição obtidas para uma variedade de materiais são comparadas à energia consumida em moinhos industriais, e mostraram que a eficiência energética da moagem varia de 8 a 23%, dependendo do material, concordando com as conclusões obtidas pelo Modelo Operacional a este respeito, mesmo estudando este aspecto por caminhos diferentes de observação. Para materiais selecionados, foram realizadas simulações para o cálculo da energia mínima de moagem e do consumo energético na moagem industrial usando a abordagem energética de Bond, e considerando um produto com 80% menor que 250  $\mu\text{m}$ .

Em resumo, o material precisa de certa energia para passar da condição **F** à condição **P**, em termos de granulometria. A energia é entregue mecanicamente ao moinho o qual, em condições ótimas, terá que passar o máximo desta energia ao minério. De acordo com simulações feitas em computador, para um caso especial de moinho submetido a diferentes condições de operação, assumindo VZ fixo, equivalente a 10% do total, a distribuição de energia mecânica poderia ficar próxima aos valores mostrados na **Tabela 3.3.3**. A energia recebida pelo minério flutua entre 20 a 30% do total.

Lembramos que esta energia não deve ser considerada como a energia líquida utilizada exatamente para o fenômeno de cominuição, pois ainda existe utilização de energia na movimentação do minério, no suporte da camada de transporte, e outras. De qualquer modo, para efeitos qualitativos, quanto maior seja a proporção de energia aplicada ao minério, menor será o consumo específico geral da operação.

**Tabela 3.3.3 – Distribuição de Energia Líquida na Moagem**

ITEM	NÃO OTIMIZADO	CARGA CIRCULANTE OTIMIZADA	CIRCUITO ABERTO
Nível de Enchimento, %	38	38	22,5
Consumo Específico <i>Net</i> (kWh/t)	13,68	13,39	12,58
<b>DISTRIBUIÇÃO DE ENERGIA (%)</b>			
Moinho Vazio	10	10	10
Carga de Bolas	63,85	63,16	47,56
Água	5,72	5,00	12,86
Minério	20,43	21,84	29,58

**MODELO ENERGÉTICO**

$$HP = f(L, DI, FV, DC)$$

DC é a densidade de carga dos *corpos moedores*

**MODELO OPERACIONAL**

$$HP = f(L, DI, FV, DC)$$

$$DC = f(\text{Corpos moedores} + \text{Polpa})$$

**QUADRO RESUMO DA APLICAÇÃO DE ENERGIA**

### 3.4 Dimensionamento e Scale-Up

Neste item abordaremos a relação entre os valores de potência requeridos pelo processo (*net*), os aplicados ao equipamento (*gross*) e o dimensionamento principal do equipamento, ou seja, o Diâmetro do Moinho, que é a variável energética mais importante. A relação entre a potência requerida pela moagem (chamada de *net power* ou energia líquida) e a potência medida ou aplicada (*gross power*) pode ser estabelecida de duas formas (**Barrat D.J. e Sochocky M.A.**, 1982):

- Utilizando sofisticados instrumentos para medir a potência líquida aplicada (método do *net power*);
- Mediante a moagem, no laboratório, de diversos minérios cujo consumo de energia seja conhecido na escala industrial e estabelecendo uma relação empírica entre o moinho piloto e as operações industriais (método comparativo).

#### 3.4.1 O Diâmetro do Moinho

Ainda sem considerar os fenômenos auxiliares à cominuição, a relação de escala do fenômeno para moinhos de maior diâmetro tem sido motivo de sérias dificuldades (**Arbitrer e Harris, 1982; Rowland C., 1988; Lo Y.C. e outros, 1988**). A abordagem energética do fenômeno, idealizada por Bond, é aperfeiçoada por **Rowland** (1980) mediante a aplicação de certos fatores de correção. Dentre estes fatores, lembramos:

**EF3**, que assume maior eficiência energética em função do maior diâmetro do moinho;

**EF4**, que assume perda de eficiência energética por causa do sobre-tamanho da alimentação acima de 4000  $\mu\text{m}$ ;

**EF5**, que assume perda de eficiência energética para o produto na faixa granulométrica abaixo de 75  $\mu\text{m}$ . O Modelo Operacional considera conceitualmente válido este fator.

Por sua vez, a abordagem cinética (detalhes no próximo **Capítulo 4**) considera uma relação de proporcionalidade entre a função de seleção e a potência específica aplicada ao “*hold-up*” de minério no moinho de laboratório, sem especificação de limites (**Austin L.G. e outros, 1982; Lo Y.C. e outros, 1988; Herbst J.A. e Rajamani K., 1982; Herbst J.A. e Lo Y.C., 1989**), como por exemplo, o diâmetro do moinho industrial a ser projetado, da forma:

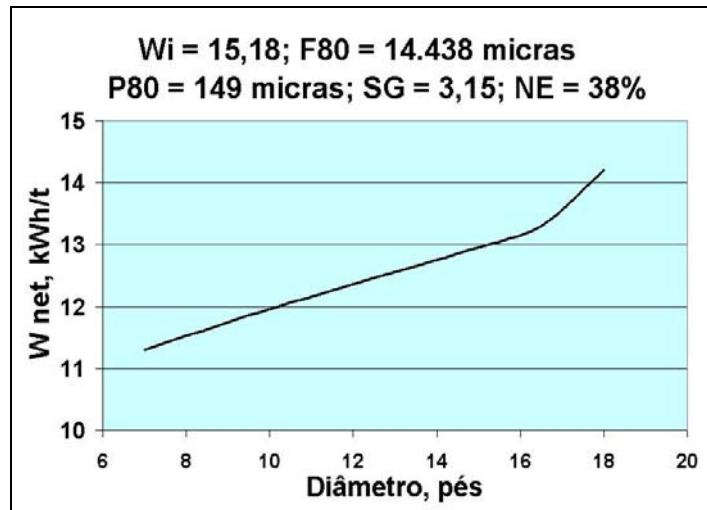
$$S_i = S_i^E (P / H) \quad (3.44)$$

Onde  $S_i^E$  é a função específica de seleção, que Herbst considera essencialmente independente das dimensões do moinho, onde  $H$  é o *hold-up* o quantidade de massa presente no moinho por unidade de comprimento, e  $P$  é a potencia aplicada; de modo que o termo  $(P/H)$  estabelece uma espécie de consumo específico de energia. Este Autor chega a afirmar que as funções de quebra ( $b_{ij}$ ) são também independentes de suas condições de operação (**Herbst e Rajamani, 1982**), criando uma espécie de dogma tecnológico que serve de base para seu modelo. Ou seja, as funções seleção e quebra, obtidas no laboratório em condições “*batch*”, e de acordo com características muito particulares de operação, na opinião destes Autores constituem-se numa *propriedade intensiva*, transferível para qualquer escala ou condição. Definitivamente, o **Modelo Operacional** não aceita esta afirmação. **Austin** (1984) define o conceito de quebra limite, ou força limite de quebra, acima da qual a fragmentação da partícula permanece invariável, conceito compartilhado pelo Modelo Operacional.



O *Índice de Cominuição* introduzido pelo **Modelo Operacional** (Equação 1.23), considera uma combinação de fatores onde a diferença entre o diâmetro de laboratório e o industrial é só uma parte, interdependente das equações de energia (potência mecânica), transporte e classificação. O modelo determina o *Índice Base de Cominuição (IB)* para levar o material de F80 para P80, e este indicador é o mesmo que acontece na escala industrial (IC). De maneira preliminar, o modelo define o diâmetro máximo do moinho em relação à dureza do material, a partir do qual verifica-se o conceito indicado por Austin.

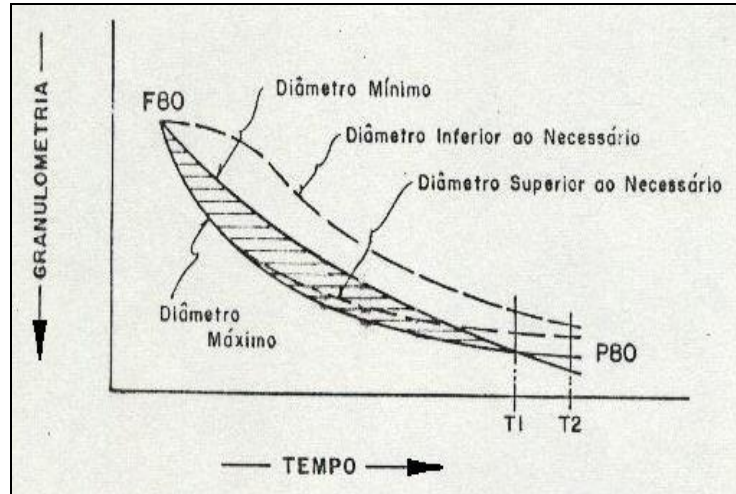
Simulações feitas em computador, utilizando a fração da velocidade crítica sugerida por **Rowland** (1980), demonstram que, ao contrário, a eficiência energética varia de maneira inversamente proporcional ao aumento do diâmetro do moinho (aumenta o consumo específico de energia), a partir do diâmetro mínimo que permite a quebra do “*top-size*” por impacto, condição que adquire maior importância ao se superar o diâmetro máximo definido, demonstrando que o fator **EF3** teria que ser um fator de ineficiência, como ilustrado na **Figura 3.4.1**.



**Figura 3.4.1** – Energia em Função do Diâmetro do Moinho (**Yovanovic e Moura, 1991**)

A utilização industrial de um equipamento cujo dimensionamento garante a quebra do “*top-size*” (fração de maior tamanho do minério) invalida a utilização do fator **EF4** para partículas acima de 4000 µm; ao contrário, a maior granulometria de alimentação produziria uma redução do valor médio do “*work index*” do minério, caso este fosse determinado experimentalmente nas mesmas condições granulométricas do processo. Baseado nisto, o motivo pelo qual os cálculos feitos pelo modelo energético conduzem a resultados relativamente certos, para condições clássicas de operação, deve-se ao fato de que a definição de um diâmetro razoável para o moinho, além de invalidar a aplicação do fator **EF4** de Rowland, compensa, na prática, o erro do fator **EF3**, como comentado no item 3.2.2.

A **Figura 3.4.2** indica, de maneira conceitual, o efeito do diâmetro do moinho no processo de cominuição. Um diâmetro inferior ao necessário dificulta a quebra do “*top-size*” e requer mais tempo (produzindo um menor efeito de cominuição por unidade de tempo, ou mais energia) para atingir o tamanho desejado. Isto é muito difícil de acontecer na prática, pelo menos de forma significativa, onde moinhos inclusive de tamanho piloto, conseguem lidar com partículas acima de ½ polegada sem perdas de produção; além disso, não é comum dimensionar moinhos industriais com tamanhos inferior que 8 pés de diâmetro.



**Figura 3.4.2** – Cominuição em Função do Diâmetro do Moinho

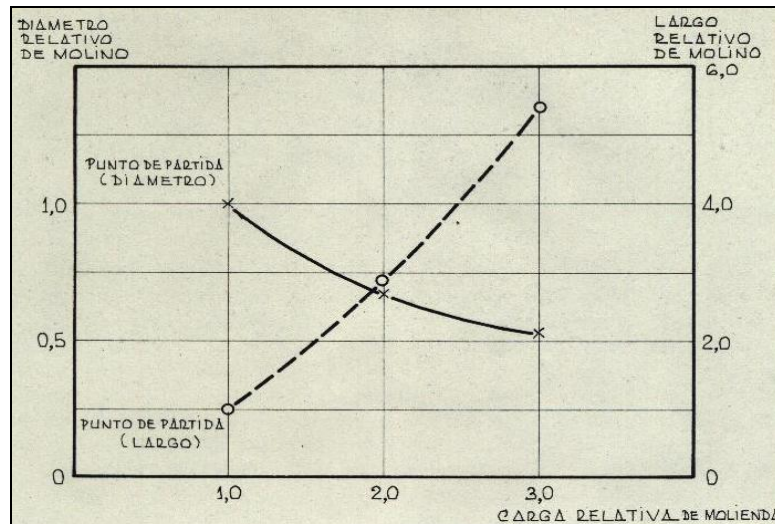
A escolha do diâmetro mínimo e máximo permite estabelecer um intervalo, dentro do qual, a eficiência do processo de moagem é praticamente independente do diâmetro do moinho (zona de indiferença energética) para um processo determinado (índice de cominuição definido para levar o material de F80 a P80), de maneira que ambos os processos conduzam à mesma granulometria final. Na prática industrial, a obtenção de um produto mais fino que aquele definido para o projeto, começaria a apresentar desvantagem energética para o moinho de maior tamanho que o conveniente ( $t > T_1$ , como ilustrado na Figura 3.4.2).

**Austin, L.G. e outros** (1982) observam que o efeito cascata (ao nosso entender o melhor efeito de movimentação da carga moedora dentro do moinho) que acontece em moinhos de grande diâmetro, proporciona uma série de pequenos impactos da mesma magnitude que a proporcionada por moinhos de menor diâmetro. Não é o caso do efeito catarata (que promove a quebra por impacto), o qual é maior nos moinhos de maior diâmetro.

Ou seja, a principal preocupação é com a decisão sobre o tamanho máximo a ser utilizado no processo. A análise conjunta do custo de investimento e de operação, normalmente conclui que é preferível considerar um moinho grande em vez de dois pequenos, dentro do limite máximo acima do qual a energia é desperdiçada. Por outro lado, considerações técnicas acerca da construção e montagem mecânica de moinhos de grande diâmetro, assim como a disponibilidade de peças de reposição dentro de cada país, definem os limites práticos do tamanho do moinho.

### 3.4.2 A Potência Aplicada e a Geometria do Moinho

Na **Figura 3.4.3** é mostrada a relação entre a carga de moagem, o diâmetro e o comprimento do moinho, com **relação constante de energia e de velocidade relativa**. A começar do ponto de origem ( $L = 1$  ou  $D = 1$ ), para incrementar em três vezes o peso da carga deve diminuir-se o diâmetro à metade e o comprimento incrementado em 5,5 vezes. Ou seja, para a mesma energia aplicada, podemos utilizar um moinho de  $D \times L$ , ou 5 moinhos de  $0,5D \times 1,1L$ . Sem considerar os aspectos relativos ao investimento, podemos verificar que os moinhos de menor diâmetro serão mais eficientes e seletivos, atingindo menor consumo específico de energia (e maior taxa de produção), como veremos a seguir.



### 3.4.3 – Geometria do Moinho em Função da Carga (Fahlstrom, 1973)

No item anterior foi explicado que na medida em que cresce o diâmetro os moinhos se tornam mais ineficientes, e esta ineficiência se deve a três razões principais:

1. **Contato Bola/Minério** – Pela Equação 3.27 se pode observar que:

$$\sqrt{D} / \sqrt{0,5D} = 1,41$$

Ou seja, os moinhos menores apresentam 41% a mais de contatos, mas de menor intensidade.

2. **Tempo de Residência** – Os moinhos menores possuem, dentro deles, o equivalente a 3 vezes a carga interna de massa que o moinho maior. Pelo tanto, o tempo TZ da zona de moagem é 3 vezes maior. A quantidade de contatos bola/minério passa a ser de  $3 \times 1,41 = 4,23$  vezes maior.
3. **Área de Separação das Fases** – A área de separação das fases aumenta aproximadamente na mesma proporção que o volume interno de carga, ou seja, é três vezes maior. Similar ao que acontece nos hidroclassificadores, este aumento de área se traduz numa maior seletividade na sedimentação do produto, melhorando a performance da moagem. Esta condição é muito importante na moagem fina, onde o tempo de classificação (função transporte) deve ser maior pela menor velocidade de sedimentação.

Na moagem primária, o aspecto do investimento é muito importante, de modo que uma cuidadosa análise deve ser feita com relação ao diâmetro. Em geral, o desejável é de utilizar um determinado tamanho padrão, com tecnologia local já experimentada, que possa vir a ser usado em outras instalações próximas, com o objetivo de reduzir riscos, melhorar a facilidade de acesso aos suprimentos, fabricação de liners, etc. Este poderia ser o **MOINHO BRASIL**, com dois ou três diâmetros típicos, por exemplo: 16,5 pés (moinho primário para minérios de metais básicos); 14 pés (para minérios mais friáveis e não metálicos) e 10 pés (para remoagem).

O excesso de diâmetro, acima de certos limites, pode vir a inviabilizar um determinado projeto, como veremos no item 3.4.3 a seguir. Os moinhos autógenos e semi-autógenos, além do enorme diâmetro, utilizam um pequeno comprimento (alta relação D/L), tornando-se altamente ineficientes quando comparados com os moinhos convencionais.

### 3.4.3 Moinhos de Grande Diâmetro: O Caso Bouganville

#### 3.4.3.1 As Críticas

A abordagem energética da moagem, a partir da experiência de Bond, apresenta no projeto Bouganville (Cobre, Nova Guiné) seu principal fracasso técnico, como tem sido duramente criticado pelos partidários do modelo cinético ou populacional. No nosso entender, o diâmetro máximo, segundo as características do minério e necessidade de cominuição, foi ultrapassado e, segundo foi comentado no item anterior, a velocidade crítica do moinho e o nível de enchimento foram muito superiores aos valores ótimos recomendados pelo **Modelo Operacional**. O projeto Bouganville foi motivo de muitas críticas, na década de 70, pelos erros de scale-up que foram observados a partir dos cálculos feitos pela abordagem energética.

No mesmo período, moinhos de tamanho similar (18 pés de diâmetro) foram instalados no projeto Pinto Valley (também para Cobre, EEUU), com bastante sucesso. Além disso, resultados extraordinários foram reportados pelos moinhos Sydvarangers de 21 pés instalados na Noruega, para minério de ferro, operando em circuito aberto, com apenas 22% de enchimento. Ao longo deste item iremos discutir sobre o diâmetro dos moinhos (máximo e mínimo) e as razões da ineficiência dos moinhos de grande diâmetro, com base no projeto Bouganville, e que os fabricantes tem insistido em “premiar” mediante a utilização do fator **EF3** comentado no item 3.2.2.

**Arbitrer N, e Harris C.C.** (1982) discutem estes antecedentes e, junto com criticar a abordagem energética no dimensionamento dos moinhos de Bouganville, questionam os seguintes paradigmas envolvidos nos critérios energéticos:

- A metodologia de cálculo do moinho e das suas condições operacionais, em geral, como a velocidade de rotação e o nível de enchimento;
- A inexplicável imposição de menor velocidade para o aumento do diâmetro (o Modelo Operacional não discute este aspecto);
- A aceitação dogmática do critério do  $W_i$ , kWh/t, como único critério de scale-up.

A solução encontrada pela abordagem energética foi de aumentar a velocidade de rotação do moinho, de 68% da velocidade crítica (original), para 71% em 1977, 74% em 1980 e até 82% para 11 dos 12 moinhos da usina, deixando o último com 86% da velocidade crítica, em 1982. O problema não foi solucionado.

Na **Tabela 3.4.1** são resumidos alguns resultados comparativos entre os dois projetos de Cobre que utilizaram moinhos de 18 pés, na década de 70.

**Tabela 3.4.1** – Comparação entre Moinhos de 18 pés (**Arbitrer e Harris**, 1982)

ITEM	PINTO VALLEY	BOUGANVILLE
Wio médio, a partir do Laboratório	12,8	12,1
Wio médio, na Usina Industrial	<b>13,2</b>	<b>18,2</b>
% + 6 mesh (3,36 mm)		
• Alimentação	30,9	58
• Descarga do Moinho	10,4	32
% Carga Circulante	450	300
Nível de Enchimento, %	35	42

Na visão do **Modelo Operacional** teriam que ter sido efetuadas as seguintes mudanças:

1. Estudar profundamente o minério e as condições de *seletividade* do processo, em termos de heterogeneidade, aspectos reológicos da polpa, etc.
2. Reduzir o tamanho de alimentação (F80), mediante maior aplicação energética na britagem terciária;
3. Reduzir gradativamente o nível de enchimento, para valores próximos de 30%;
4. Abrir o circuito de moagem.

Lembramos que os moinhos Sydvarangers de 21 pés operam em circuito aberto, com 22% de enchimento, e com quase 23% a menos de consumo específico de energia que os outros moinhos da usina (avaliado durante 5 anos de operação), mesmo de menor diâmetro, operando em circuito fechado (**Forsund B.** e outros, 1988).

### 3.4.3.2 Critério de Contato Bola/Minério

O **Modelo Operacional** tem estabelecido o seu critério de dimensionamento com base na quantidade massiva de contatos bola/minério, na fase rocha, e este indicador, chamado de *Índice de Cominuição* (IC), depende principalmente da massa de bolas (enchimento), da sua frequência de golpe (velocidade de rotação e fator de golpe) e da força aplicada nesses golpes (função do diâmetro), relacionados com o tempo de residência efetivo do material, ainda na fase rocha, dentro do moinho, na zona de moagem, entre outras considerações.

$$IC = (BL / TM) \times TZ \times DI \times RM \times FG, \text{ (Potência - hora)/t } , \text{ Equação 1.23}$$

**Arbitrer e Harris** (1982) concordam com estes critérios ao afirmar que o fluxo médio de rotação dos corpos moedores sobre o fluxo axial de minério (que o Modelo Operacional define como Fator Golpe - FG) e o N° de rotações do moinho à que o minério é submetido durante sua residência dentro do moinho (RM), ambas diminuem junto com o aumento do diâmetro do moinho. Estes fatores limitam, a capacidade do moinho quando o seu diâmetro atinge um certo tamanho crítico.

Os Autores resumem esta apreciação nos seguintes três itens:

1. Se reduz a quantidade de contatos bola/minério, provavelmente o fator mais importante no dimensionamento (na opinião dos autores e compartilhada pelo Modelo Operacional, mediante o fator FG);
2. Reduzem-se os “coeficientes de mistura”, que os Autores definem como  $N \times t$  (Rotações x tempo, que para o Modelo Operacional é RM), o qual depende também do fator tempo (t) e não apenas das rotações (lembremos que para o Modelo Operacional o tempo da função transporte, ou da água, é  $t$ , e que o tempo de residência do material na zona de moagem é  $TZ$ );
3. O tempo de residência  $t$  diminui em moinhos de grande diâmetro (voltamos a lembrar que o critério do Modelo Operacional é diferente no que se refere ao tempo).

O consultor **J.F. Myers** (1957) comenta, ainda sobre o **Caso de Copperhill** (discutido nos itens 1.4.1 e 2.6.3), que a maior eficiência do baixo enchimento é demonstrada claramente com o 20% de menor consumo de bolas observado em Copperhill.

Myers atribui *menor eficiência ao processo quando aumenta o diâmetro do moinho*, fato confirmado nas rotinas de cálculo do **Modelo Operacional**. Brincando com o tema ele afirma que um moinho de 100 pés de diâmetro não moeria nem ovos. A potência é transferida do casco até as bolas, caindo esta transferência gradativamente entre as camadas de bolas. Segundo **F. Bond** (1961), a primeira camada recebe 15% da potência, depois, vai passando apenas 10% dessa energia para a camada seguinte, etc. Ou seja, poucas camadas de bolas são eficientes e, dependendo do diâmetro delas, se atinge um limite de diâmetro para o moinho.

### 3.4.3.3 A Visão Energética e Comercial deste Problema

**Rowland Jr. C. A.** (1988) afirma que o minério precisa estar exposto à ação da carga de bolas, dentro do moinho, por um tempo suficiente (esta afirmação descreve muito bem o conceito envolvido na expressão o *Índice de Cominuição* (IC) introduzido pelo Modelo Operacional). Na medida em que o diâmetro do moinho aumenta o volume interno disponível para o minério e o número de contatos entre as bolas e o minério diminuem; até aqui tudo bem. Rowland resolve o “problema” afirmando que o nível de enchimento e o comprimento do moinho podem ser *ajustados* para atingir os valores esperados de energia, tempo de retenção e velocidade de transporte da polpa (ajustar tudo, menos o grande diâmetro).

O Autor insiste na defesa de moinhos de grande diâmetro, apesar de que eles, independente de outras considerações, são definitivamente menos eficientes que os moinhos de menor diâmetro. O artigo conclui na recomendação de menor tempo de residência da polpa, estimulando, indiretamente, o uso de altas cargas circulantes (2º maior paradigma) e afirma que estes mesmos conceitos são válidos para moinhos autógenos e moinhos semi-autógenos de grande diâmetro.

### 3.4.3.4 A Visão Cinética deste Problema

Arbitrer e Harris citam trabalhos executados por Kavetsky e Whiten, em 1981, estudando o comportamento cinético de partículas grossas em função do diâmetro do moinho (aplicação dos modelos chamados de cinéticos, baseados na Função Seleção – **S<sub>i</sub>**, que lida com a *velocidade* de desaparecimento de partículas de tamanho *i*, e a Função quebra - **B<sub>ij</sub>**, que avalia a *distribuição* dos fragmentos produzidos mediante esta quebra - detalhes no **Capítulo 4**). Lembremos que **Herbst e outros** (diversas referencias) definem uma função específica de seleção, tentando relacionar o diâmetro do moinho com a função seleção, da forma:

$$S_i = S_i^E (P / H) \quad , \text{Equação 3.44}$$

Onde **S<sub>i</sub><sup>E</sup>** é a função específica de seleção, que Herbst considera essencialmente independente das dimensões do moinho. Na **Figura 3.4.4** são ilustrados os resultados experimentais que avaliaram a Função Seleção **S<sub>i</sub>** com relação ao tamanho das partículas da faixa **i**, em função do diâmetro do moinho.

A função quebra, para qualquer moinho de diâmetro excessivo (não apenas para o caso de Bouganville) cai a partir do tamanho de aproximadamente 1.700 μm, atingindo o mesmo valor que o obtido em moinhos menores, a partir de um tamanho próximo de 4 # (4750 μm), continuando a descer posteriormente. **Gao e Forsberg** (1989), mediante testes de laboratório em moinho de 245 x 380 mm, a seco, com bolas de 37 mm, 25% de enchimento e girando a 60,55 da sua velocidade crítica, avaliam a função quebra em função da relação de hold-up (U = 0,5; 1,0 e 1,7) e por faixa granulométrica do material.

Além de demonstrar a maior taxa de quebra associada ao menor valor de U, para todos os valores de U se observa que a taxa de quebra aumenta junto com o aumento do tamanho da partícula até um máximo onde cai abruptamente, exatamente na faixa entre 1,5 a 2,0 mm, para todos os valores de U, confirmando o comentado anteriormente.

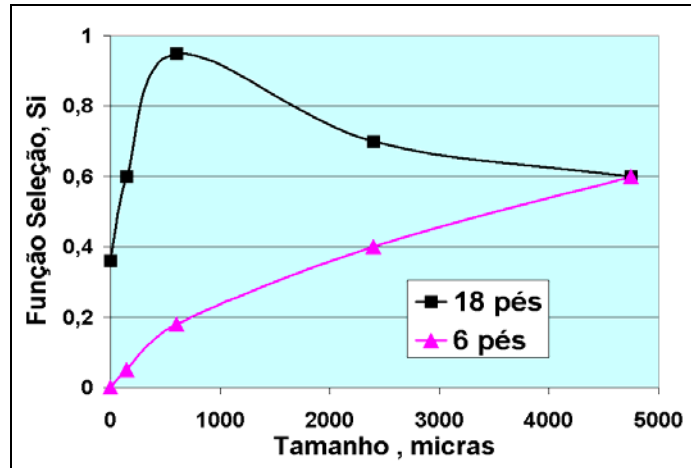


Figura 3.4.4 – Função Si e o Diâmetro do Moinho

### 3.4.4 Moinhos Semi-Autógenos

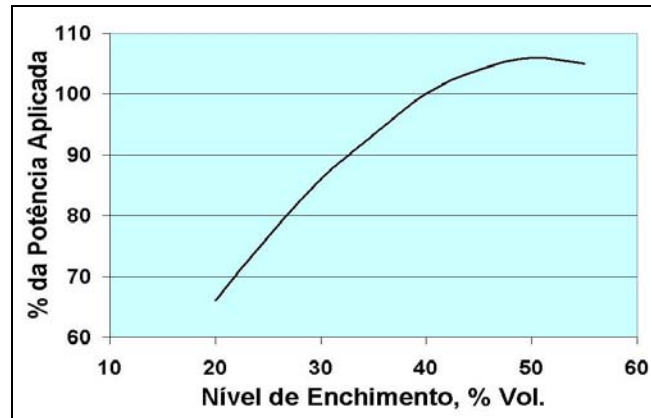
Fabricantes multinacionais de equipamentos normalmente orientam às empresas produtoras para a encomenda de moinhos semi-autógenos de grande diâmetro, movimentando centenas de toneladas para centros especializados. Como tem sido observado pelo autor (Yovanovic e Moura, 1992), o dimensionamento atual de moinhos, via modelos energéticos (alto enchimento, altas cargas circulantes, etc.), desfavorece abertamente às alternativas convencionais de cominuição, nas comparações técnico-econômicas frente aos sistemas semi-autógenos. Por outra parte, estes últimos são enormemente favorecidos pela utilização do método chamado de “net-power” (detalhado no item 5.2.4), onde apenas a energia líquida consumida é transferida para a escala industrial, sem considerar a movimentação do moinho vazio que, para estes moinhos de diâmetro gigante, pode significar entre 10 a 20 % da energia bruta. Isso explica, ao nosso entender, a razão pela qual as usinas manifestam sua “perplexidade” quando os moinhos semi-autógenos projetados consomem entre 10 a 20 % a mais de energia na usina industrial, tarde demais para este questionamento.

Junto com a retomada dos investimentos na área mineral no Brasil, a partir deste começo de século, e a reorganização do sistema mundial de tecnologia mineral em torno de um único fabricante e de uma única tecnologia: os moinhos semi-autógenos, quase todos os projetos desenvolvidos estão partindo para este tipo de moagem, na nossa visão com poucos fundamentos técnicos, como será discutido em detalhe no **Capítulo 7**.

## 3.5 Otimização da Aplicação de Energia

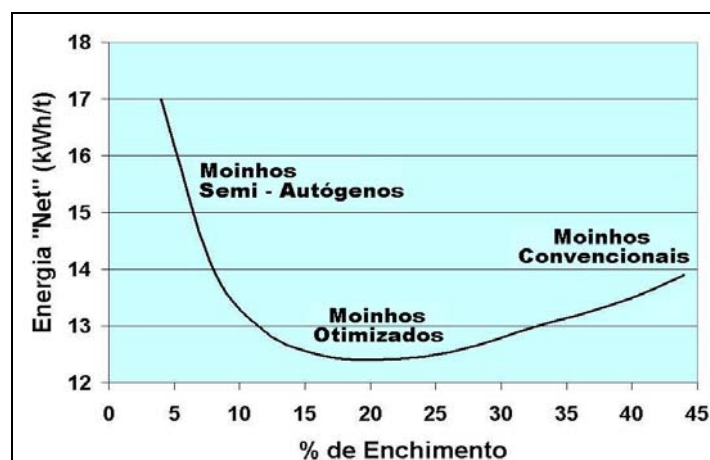
### 3.5.1 Nível de Enchimento

Na **Figura 3.5.1** se ilustra a utilização da potencia do moinho em função do seu nível de enchimento.



**Figura 3.5.1** – Potencia do Moinho vs. Enchimento (Rowland Jr. C.A., 1980)

Dependendo de condições próprias do minério, da operação e características mecânicas do moinho, o **Modelo Operacional** demonstra que existe um ponto ótimo para o nível de enchimento de corpos moedores. Rowland relata que para moinhos de 18 pés se observa ineficiência na operação com alto enchimento, e sugere operar entre 32 a 35% de enchimento. Um caso específico industrial de moinho de bolas foi simulado no computador e representado graficamente na **Figura 3.5.2**. Outras simulações para diferentes minérios, condições operacionais e tamanhos de moinhos, concluem que o valor ótimo de enchimento para a carga moedora encontra-se normalmente na faixa de 20 a 25%. Nenhum dos modelos convencionais indica esta importantíssima conclusão. Pelo contrário, a utilização de altos níveis de enchimento é de uso corrente nos projetos de instalações industriais, prejudicando, nas comparações técnico-econômicas, as alternativas convencionais de moagem. No item 5.4.2 é apresentado um procedimento experimental para verificar o nível ótimo de enchimento para uma operação determinada, o qual depende da gravidade específica do material e do tamanho desejado atingir no produto, dentre outros aspectos.



**Figura 3.5.2** – Nível Ótimo de Enchimento de Bolas



Da Figura pode-se entender uma das razões mais importantes para que o sistema semi-autógeno de moagem (4 a 8% de enchimento, e grande diâmetro) apresente invariavelmente um maior consumo de energia que os sistemas convencionais, em todas as instalações industriais conhecidas.

Pesquisadores japoneses (**Nomura e Tanaka**, 1989) concluem que o valor ótimo de enchimento de bolas fica em torno de 40% ( $U = 1$ ) para a máxima capacidade do moinho, seguindo a tendência dos modelos cinéticos da escola de Austin, que procuram uma determinada relação minério/bola ( $U$ ) dentro do moinho, considerando o volume completo de inventário, incluindo a camada de transporte (o **Modelo Operacional** procura a relação ótima da carga de bolas em relação à zona de moagem, no fundo do moinho).

**Montenegro e outros** (2004) estudam o valor ótimo de enchimento, mediante experiências em batelada, baseados no Modelo de Balanço Populacional; os Autores definem como sendo mais eficiente o enchimento volumétrico de 37% de bolas, apenas que foi este o mínimo valor utilizado no teste (os outros testes usaram 44% e 50%, todos os testes muitíssimo longe dos valores realmente otimizados); esta metodologia é aplicada por **Alves, V.K. e outros** (2004) para tentar otimizar a carga de corpos moedores (bolas e cylpebs) em moinhos industriais. **Austin e outros** (1982, 1984) reconhecem, com base em experiências de pequena escala, que apesar de existir uma capacidade máxima de moagem em 40-45% de enchimento de bolas, o consumo específico de energia atinge um mínimo na faixa de 15-20%. Esta afirmação, baseada unicamente em observações práticas, é, pela primeira vez, confirmada, matematicamente, pelo Modelo Operacional. A prática normal de moagem, na Alemanha Oriental, considera o nível de enchimento de bolas na faixa de 22 a 30% (**Austin e outros**, 1984), enquanto nos Estados Unidos o valor médio observado é próximo de 36%.

### 3.5.2 Velocidade de Rotação

A velocidade crítica de rotação do moinho corresponde ao valor teórico a partir do qual as partículas se aderem ao revestimento do cilindro, pelo efeito da força centrífuga, e por tanto não exercem ação moedora sobre o fluxo de material. A velocidade efetiva de rotação dos moinhos industriais é definida como uma fração desta velocidade crítica, e depende principalmente do diâmetro do equipamento.

$$CS = 76,63 / \sqrt{DI} \text{ , rpm} \quad \text{Equação 3.27}$$

Onde DI é o diâmetro interno do moinho (entre liners), em pés.

Também,  $CS = 42,305 / \sqrt{DI}$  (sendo DI em metros).

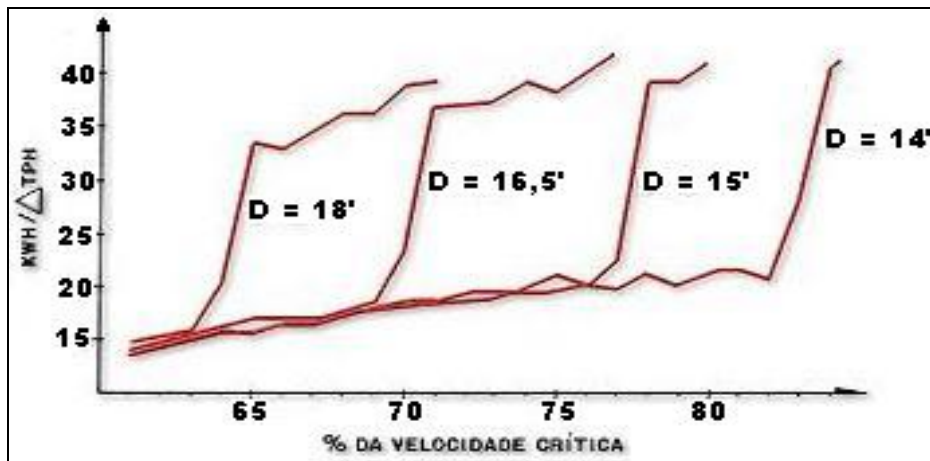
Fabricantes de moinhos (**Rowland Jr.**, 1980) estabelecem uma determinada relação de velocidade de rotação em função do diâmetro do moinho a ser dimensionado, como resumido na **Tabela 3.5.1**:

**Tabela 3.5.1** – Velocidade de Rotação em Função do Diâmetro (**Rowland Jr.**, 1980)

DIÂMETRO INTERNO (Entre liners)		% DA 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 – 74	72 – 69
4,57 – 5,49	15 - 18	-	69 - 66

**Arbitrer e Harris** (1982) consideram inexplicável o fato dos fabricantes “imporem” uma fração de velocidade crítica decrescente à medida que aumenta o diâmetro do moinho. Procurando responder esta dúvida, em análise computacional, o Modelo Operacional foi testado para diferentes níveis de enchimento e condições de operação demonstrando que existe realmente uma velocidade de rotação ótima para cada diâmetro de moinho.

Na **Figura 3.5.3** é ilustrado graficamente o resultado da simulação feita em computador, para dezenas de condições diferentes. Pode-se observar que existe nitidamente um ponto crítico a partir do qual, o consumo específico de energia por tonelada adicional de material alimentado, praticamente é duplicado de forma significativa. Os pontos críticos (onde se observa um salto no consumo específico de energia) são os mesmos quaisquer que sejam as condições de operação (por exemplo, 20% de enchimento de bolas). Na mesma simulação, observou-se que, para todos os diâmetros considerados, existe um valor mínimo de consumo específico de energia quando o moinho gira a 58% da sua velocidade crítica.



**Figura 3.5.3** – Efeito da Velocidade de Rotação do Moinho

Por motivos da baixa capacidade de tratamento do moinho, o **Modelo Operacional** considera como ótima a velocidade a partir da qual o consumo específico de energia começa a apresentar um valor notoriamente superior ao valor médio da capacidade acumulada, como observado na Figura. Por outro lado, considerando o efeito catarata procurado nos moinhos de baixo enchimento e em circuito aberto, e para otimizar o efeito da classificação interna, seguindo as recomendações de Myers J.F. (1957), o Modelo Operacional recomenda velocidades ótimas na faixa de 60 a 65% da velocidade crítica do moinho. Da observação da Figura 3.5.3 podemos entender, também, uma das razões pelas quais os moinhos de Bouganville, de 18 pés de diâmetro, operando acima de 80% da velocidade crítica, como recomendado por alguns conhecidos consultores, apresentaram um elevado consumo de energia em relação aos valores projetados (**Arbitrer e Harris**, 1982; **Rowland**, 1988 e **Lo Y.C. e outros**, 1988).

O efeito da velocidade de rotação pode ser ajustado pelo design dos lifters do revestimento, quando o moinho não possui sistema de velocidade variável.

### 3.5.3 Nível de Enchimento e Velocidade de Rotação

Diferentes cargas de bolas (níveis de enchimento) precisam diferentes velocidades de rotação, diz **Runting S. Crocker**, Mill Superintendent, Lake Shore Mines Ltd. (**Lewis F.M.**, 1953). Para o *Caso de Copperhill* (itens 1.4.1 e 2.6.3) a velocidade de rotação corresponde a 63% da velocidade crítica, o qual não era conveniente para o alto enchimento original, de 45% de bolas. Na empresa Lake Shore, operando os moinhos a 81% da velocidade crítica, tentou-se a redução do nível de enchimento, reduzindo o consumo específico de energia, mas a capacidade de produção ficou comprometida, o que levou a R.S. Crocker a afirmar que o caso de Copperhill aconteceria apenas para baixas velocidades de rotação. Concorde com esta opinião o engenheiro **L.E. Djinghenzian**, do Departamento de Minas, Ottawa, Canadá (**Revista E&MJ**, 1953). Por outro lado, o Professor da Universidade de Alabama **Adrian Dorenfeld** (**Lewis F.M.**, 1953), complementado pelo consultor canadense **H.E.T. Haultain** (**Revista E&MJ**, 1953), chamam a atenção para o benéfico efeito cascata (e não de catarata) observado junto com o baixo enchimento e a baixa velocidade de rotação do moinho.

**H.Hardinge** (**Lewis F.M.**, 1953) agrega que, ao reduzir a carga de bolas aumenta o número de ciclos (golpes) por revolução; o **Modelo Operacional** considera esse fato na determinação do Índice de Cominuição, que é a propriedade macrofenomenológica introduzida pelo modelo para as operações de moagem. Hardinge exemplifica esse fato comentando que, para 50% de enchimento, as bolas dão 2 golpes para cada revolução do moinho; mas, para 25% de enchimento, elas dão 4 golpes por cada revolução. Ao reduzir o enchimento as bolas começam a operar apenas na zona de maior densidade de polpa, onde se encontram as partículas mais grossas e pesadas (zona de moagem), ou seja, aquelas que realmente precisam ser cominuídas. A moagem concentrada nesta zona produz uma ação mais efetiva, reduzindo o excesso de moagem (overgrinding) e o consumo de bolas.

O consultor **J.F. Myers** (**Lewis F.M.**, 1953) comenta, ainda sobre o caso de Copperhill, que a maior eficiência do baixo enchimento é demonstrada claramente com o 20% de menor consumo de bolas observado em Copperhill. Myers atribui menor eficiência ao processo quando aumenta o diâmetro do moinho, fato confirmado nas rotinas de cálculo do **Modelo Operacional**. Brincando com o tema ele afirma que um moinho de 100 pés de diâmetro não moeria nem ovos. A potência é transferida do casco até as bolas, caindo esta transferência gradativamente entre as camadas de bolas. Segundo **F. Bond**, a primeira camada recebe 15% da potência, depois, vai passando apenas 10% dessa energia para a camada seguinte, etc. A mesma conclusão é obtida por **Morrell S.** (1992). Ou seja, poucas camadas de bolas são eficientes e, dependendo do diâmetro delas, se atinge um limite de diâmetro para o moinho. No caso dos moinhos Sydvarangers (**Forsund B. e outros**, 1988), com diâmetro bem superior (21 pés), o ponto ótimo de enchimento ficou mais baixo (22%). Obviamente existem também outros fatores que justificam a diferença, como o tipo de minério, entre ambos casos.

O engenheiro **D.H. Fairchild** (**Revista E&MJ**, 1953), define 3 zonas de moagem dentro do moinho, uma de cascata, uma de catarata e outra intermediária chamada de zona morta, totalmente ineficiente, que apenas ocorre em moinhos com alto enchimento. Fairchild comenta que, anos atrás, observou efeito similar ao de Copperhill operando dois moinhos da sua usina (Tucson), um deles com 24 tons de bolas e outro com 11 a 14 tons, apresentando este último maior capacidade de produto terminado (resultado similar ao obtido por **Drumond, M.R.**, 1990). Fairchild lamenta não ter registrado devidamente essa experiência pela falta de elementos de medida e de controle na época do teste.

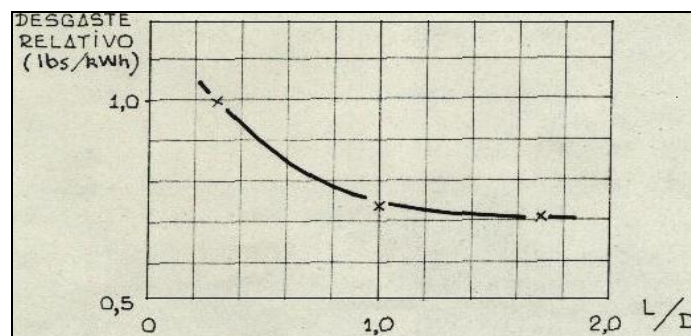
Em outro estudo, ainda sobre o caso Copperhill, **J.F. Myers** (1957) agrega os seguintes comentários sobre a operação em cascata:

- ❑ É esperado um 30% de redução do consumo específico de energia para valores otimizados de enchimento.
- ❑ Os lifters utilizados nos liners não devem ultrapassar o diâmetro das bolas, para manter o efeito cascata e evitar saltos de bolas, que reduziriam a capacidade do moinho.
- ❑ A faixa ótima de velocidade de rotação dos moinhos, para essa operação, fica entre 58 a 64% da velocidade crítica. O **Modelo Operacional** deduz, das suas rotinas de cálculo, que o valor de consumo específico de energia atinge o mínimo para 58% da velocidade crítica, para uma ampla faixa de diâmetros simulados; obviamente com menor capacidade de produção frente a moinhos com maior velocidade, de modo que, normalmente, outras considerações de processo e de custo recomendam a utilização de velocidades um pouco superiores, desde que não se perca o efeito cascata (**Yovanovic e Moura**, 1991).

Para o caso dos moinhos Sydvarangers (**Forsund, B. e outros** 1988), o moinho opera normalmente com 71% da velocidade crítica. Acreditamos que ainda pode ser reduzida.

### 3.5.4 Revestimentos e Liners

É comum observar em muitas operações bastante refugo de material pelo trommel de descarga, para o piso da usina. Também é comum ouvir um barulho muito alto, som de bola batendo com bola. Os motivos para ambas anomalias poderiam ser: o alto nível de enchimento (35 á 40%) ou pelo "levante" excessivo da carga devido ao design e ao tamanho da onda dos *lifters*. A melhor indicação desta última situação acontece na leitura do consumo instantâneo de energia do moinho, que mostra uma oscilação excessiva no indicador de potência instantânea. O "levante" da carga propicia o mecanismo de impacto dentro da moagem (o "impacto" é conveniente que seja esgotado nas etapas de britagem), porém, resulta muito mais vantajoso o design com onda não superior ao diâmetro da bola e operar com os mecanismos de atrição e abrasão, próprios dos moinhos tubulares, apenas na "zona de moagem" do moinho (abaixo de 25% do volume interno do moinho). Nesta última condição, a massa dos corpos moedores fica restrita à zona de moagem, e esta operação e o transporte macromolecular de massa, com granulometria adequada, ficam mais definidos e otimizados. O refugo observado deixaria de acontecer nestas novas condições e o consumo de corpos moedores, poderia cair em até 20%. A geometria do moinho também tem muita influencia no design, peso e desgaste de revestimentos Para uma aplicação constante de energia, o desgaste, expresso em lb/kWh, diminui na medida em que aumenta a relação entre o comprimento e o diâmetro do moinho (L/D), como ilustrado na Figura 3.5.4, onde o consumo de liners aumenta radicalmente para  $L/D < 1$ .



**Figura 3.5.4** – Desgaste de Revestimentos em Moinhos (**Fahlstrom**, 1973)

**REVESTIMENTO DE BORRACHA**

Recomendamos acompanhar com muito cuidado este tipo de decisão, levantando o máximo possível de dados. De qualquer modo, no conceito do Modelo Operacional, não é recomendável esta alternativa de revestimento para moinhos.

Durante os anos de 1975 e 1976, na empresa El Teniente (CODELCO - CHILE), foi testado durante 17 meses um dos sete moinhos de bolas 14' x 24', com revestimentos de borracha. Ao final da avaliação foi definitivamente descartada esta opção para o cilindro e apenas as tampas resultaram relativamente convenientes. Os resultados mostraram quase 10% de menor capacidade de produção, para o mesmo P80, e rupturas de lifters produzindo vazamento de polpa fina pelo cilindro. Confirmou-se que o revestimento de aço é também um corpo moedor; os mecanismos de atrição e de abrasão não ocorrem apenas entre as bolas, mas também entre as bolas e o revestimento.

É conveniente agregar que, durante todo o período de avaliação, o moinho de teste foi comparado com outros seis moinhos, acompanhado de muito perto e com bastante estrutura de medida e de controle. Lembramos que foi naqueles moinhos, em 1975, a primeira instalação do PSM pela Autometrics na América do Sul.

**3.5.5 Circuito Aberto**

A existência de classificação interna dentro do moinho, para baixos níveis de enchimento, já foi confirmada industrialmente na moagem de minério de ferro em moinho Sydvaranger de bolas *single-stage* de 6,5 metros de diâmetro (**Forsund e outros**, 1988) e também para minério sulfetado de Cobre (Revista **E&MJ**, 1953 e **Myers**, 1957). A performance do moinho Sydvaranger, operando com 22% de enchimento de bolas, foi comparada com a dos outros moinhos da instalação original da usina, operando em circuito fechado. Foi demonstrado que os moinhos em circuito fechado consomem 29% a mais de energia específica que o moinho em aberto. O novo moinho, além disso, apresentou uma redução de 33% no consumo de revestimento e 14% no consumo de bolas. Tudo isto avaliado, em detalhe, durante cinco anos contínuos de operação, como resumido na **Tabela 3.1.2**. Detalhes da moagem em circuito aberto para minério de Cobre foram apresentados no item 1.4.1.

**Tabela 3.1.2 – Circuito Aberto Moagem Minério de Ferro (Forsund e outros, 1988)**

ITEM	MOINHO ABERTO	MOINHOS FECHADOS
Enchimento de Bolas, %	22	35 – 40
Produto, % - 208 µm	82,4	80,0
Consumo Bolas, g/t	653	759
Consumo Liners, g/t	44	66
Consumo Específico de Energia, kWh/t	7,90	10,22

Como o **Modelo Operacional** tem comprovado, a maior eficiência energética é produzida, principalmente, pela otimização do nível de enchimento de corpos moedores. Lembremos que os modelos energéticos, pelo contrário, incrementam em 20% o consumo específico de energia dos sistemas abertos (fator **EF2**, explicado no item 1.6.1), sem levar em conta o nível de enchimento.

**MODELOS ENERGÉTICOS**

$$W^* = W \times \prod_{i=1}^8 EF_i, \quad W = f(W_i, F80, P80)$$

**MODELOS CINÉTICOS**

$S_i = S_i^E (P / H)$ , sem limites de diâmetro  
 $S_i^E$ , independente do dimensionamento  
 $b_{ij}$ , independente do dimensionamento  
e da operação do moinho

**MODELO OPERACIONAL**

$IB$  (base) =  $IC$  (industrial)  
Para mesmos F80 e P80

**QUADRO RESUMO DO SCALE-UP**

## CAPÍTULO 4

# CINÉTICA DE COMINUIÇÃO

### 4.1 Sistema Cinético e Mecanismos

#### 4.1.1 Introdução: As Operações de Tratamento Químico

Ao fazer analogia com as operações moleculares de transferência de massa, como tem sido a intenção deste texto com respeito à destilação fracionada, estamos ainda observando as operações de cominuição como operações de tratamento físico, daí o seu estudo como *Operações Unitárias*. A massa não é transformada quimicamente em produto, mas apenas transferida desde a *Rocha* para uma condição de maior liberação da substância de interesse, na fase *Polpa*. Agora, quando o processo acontece por tratamento químico, estaremos estudando então uma **reação**, com um determinado mecanismo, ordem e características termodinâmicas (equilíbrio); também o seu **contexto cinético** (velocidade, tempo) e, de posse destas informações, obtidas experimentalmente, seria **calculado o equipamento** (reator). Neste **Capítulo 4** iremos a observar a cominuição, particularmente a moagem, em analogia aos processos de tratamento químico, como algumas abordagens teóricas do processo têm tentado (modelos cinéticos). Na perspectiva do **Modelo Operacional** isto não é possível, do ponto de vista quantitativo, de modo que apenas aproveitaremos muitos destes conceitos sobre cinética do processo para ajudar a compreender aspectos de velocidade de ocorrência da cominuição e a distribuição do tempo de residência nos processos contínuos.

Ainda no contexto analógico das reações químicas, os aspectos **Termodinâmicos** que as envolvem se referem a: (1) absorção ou liberação de **calor** (as reações exotérmicas liberam calor ao ambiente e as reações endotérmicas absorvem calor do ambiente) e (2) condições de **equilíbrio** (conhecida a constante de equilíbrio é possível estimar o rendimento máximo da reação). A “reação” de moagem não utiliza nenhum desses conceitos, pois ela não libera nem absorve calor (pelo menos isso não nos interessa) nem possui características de equilíbrio entre reagente e produto (ela não é reversível nem possui ponto de equilíbrio, atingindo um tamanho de produto qualquer, definido pelas necessidades do processo).

As reações químicas são classificadas em homogêneas e heterogêneas, em função do número e tipo de fases envolvidas na reação. A reação de moagem é homogênea, pois acontece apenas numa fase, a *Fase Rocha* (a fase Polpa, utilizada pela nossa analogia de transferência macromolecular de massa, não participa da “reação” de moagem, e apenas mantém os fragmentos de produto em suspensão para sua retirada da zona de moagem, no fundo do moinho, e logo do equipamento). Por outro lado, a reação homogênea envolve uniformidade de temperatura, pressão e composição, aspectos que também consideraremos constantes (pelo menos no estado estacionário) na zona de moagem, que é o volume de rocha submetido à “reação” de moagem.

O primeiro objetivo da avaliação **cinética do processo** é o estudo da velocidade de ocorrência do evento estudado (*Velocidade de Quebra*, ou desaparecimento de tamanhos, como proposto pelos sistemas homogêneos, ou pela *Velocidade de Desagregação e Liberação* das partículas de interesse, proposto neste texto para os materiais heterogêneos, como é a grande maioria dos minérios) e os fatores que afetam a esta velocidade. O segundo objetivo é utilizar os dados de velocidade para determinar o tamanho do moinho e a taxa de produção.

Nos sistemas homogêneos, os fatores principais que afetam a velocidade das reações químicas são: temperatura, pressão e composição. Do ponto de vista analógico podemos observar estes fatores em comparação com o contexto real das operações de moagem na tabela 4.1.1 a seguir.

**Tabela 4.1.1** – Fatores que Afetam a Velocidade das Reações

REAÇÕES QUÍMICAS	REAÇÃO DE MOAGEM
TEMPERATURA	Energia cinética ligada ao impacto, a qual varia com o diâmetro do moinho e parcialmente com a velocidade de rotação (fração da velocidade crítica).
PRESSÃO	Ação massiva dos corpos moedores – Atrição e Abrasão
COMPOSIÇÃO	Concentração dos reagentes – Proporção volumétrica Bola / Minério

O dimensionamento de moinhos é feito, até agora, mediante a utilização do Consumo Específico de Energia (kWh/t) como fator de desenho, e não mediante o conhecimento fenomenológico do processo nem do seu comportamento cinético, como todos gostaríamos de fazer, inclusive este Autor. A abordagem cinética do processo de moagem apresenta problemas muito difíceis de resolver, por exemplo, as características da cominuição (desagregação) do material são diferentes entre o sistema batch, onde são executados todos os testes que visam o levantamento dos parâmetros cinéticos, e o sistema contínuo. O processo contínuo, mediante a *função transporte*, permite retirar oportunamente os finos produzidos e melhorar substantivamente a cominuição na *zona de moagem*, aumentando a velocidade de liberação (e a taxa de produção) e melhorando a seletividade ( $P_{80} - \Phi$ ) do produto.

Por outro lado, o material da *zona de moagem* ( $R_i$  – Rocha Interna), num processo contínuo, possui diferente composição que a rocha alimentada, por tanto da rocha moída em processo por batelada, como ilustrado na Figura 2.3.1 do item 2.3.1. Superado este fato, mesmo se os testes de moagem com finalidade de obtenção de parâmetros cinéticos fossem feitos em continuidade, o scale-up para a escala industrial esbarra com o diferente tamanho dos equipamentos, fundamentalmente o diâmetro, pois cada diâmetro de moinho gera um contexto diferente de aplicação de energia (velocidade, enchimento, etc). A quase totalidade dos modelos ditos cinéticos lida com este problema assumindo que a quebra é proporcional às forças aplicadas, por tanto do diâmetro do moinho, sem indicação de limites, como se esta fosse uma propriedade intensiva.

Por todos estes motivos, neste Capítulo iremos apenas verificar os conceitos cinéticos que possam ser úteis para o processo de moagem, principalmente para a compreensão dos aspectos relativos ao fator tempo, e neste texto estudaremos diversos enfoques para esta variável: O tempo de residência geral, ou tempo necessário para atingir o Estado Estacionário dentro de um equipamento contínuo ( $\tau$ ), o tempo de moagem efetivo na zona de moagem ( $TZ$ ) e o tempo atribuído à função transporte, da água e os finos transportados nela ( $t$ ). Além disso, será interessante estudar as diversas variáveis que afetam a velocidade do evento (para o **Modelo Operacional** o evento é de desagregação e liberação dos grãos da substância de interesse), mesmo do ponto de vista *qualitativo*, com o objetivo de procurar as condições ótimas do processo acompanhando as variáveis envolvidas na Equação 1.10, que relaciona o coeficiente de transferência ( $K$ ), a área de transferência ( $A$ ) e o gradiente de transporte, para ambas fases: Rocha e Polpa, como são estudadas as operações de transferência de massa.



### 4.1.2 O Contexto Cinético da Moagem

Compreende o estudo quantitativo da velocidade de transferência de massa da fase rocha para a polpa, ou **velocidade de cominuição** para materiais homogêneos (quebra, ou desaparecimento das partículas de rocha, quando avaliadas numa determinada faixa granulométrica) e a **velocidade de liberação** da substância do nosso interesse, para minérios heterogêneos, como é a grande maioria deles. Na fase polpa é estudada a separação entre partículas diferentes, mediante classificação interna dentro do moinho; este fato contribui para definir a **função transporte**, que estuda a *velocidade de retirada do produto* de dentro do moinho. O conceito de tempo, tanto na escala descontínua como em processos contínuos é fundamental para o dimensionamento físico dos equipamentos de contato.

Outro aspecto que deve ser considerado no estudo da cinética da cominuição, para a melhor compreensão do Leitor, é a sua classificação em termos de magnitude e de aplicação. Para este efeito temos definido os seguintes tópicos:

- (1) Contexto Microscópico – Que estuda o mecanismo físico da quebra de partículas individuais e sua propagação em forma de força de tensão;
- (2) Contexto Macroscópico – Que lida com as propriedades macrofenomenológicas susceptíveis de extrair a partir de testes de laboratório. Estes estudos podem ser feitos em batelada (a seco, como acontece na maioria das abordagens convencionais) ou em sistema contínuo, como propõe o **Modelo Operacional**, ainda em circuito úmido e aberto;
- (3) Modelos Cinéticos de Cominuição – Que utilizam os conceitos cinéticos, principalmente em analogia com as reações químicas, para estudar, projetar e otimizar processos de cominuição.
- (4) Como indicado anteriormente, os materiais homogêneos terão um enfoque diferente dos materiais heterogêneos, no contexto cinético. Os modelos cinéticos lidam com um conceito homogêneo da cominuição, ou seja, com o tamanho das partículas e geração de fragmentos a partir de fragmentos de maior tamanho, contrariando o Primeiro Princípio do Modelo Operacional de Cominuição, para os minérios heterogêneos, que estabelece que a partícula gerada é uma nova partícula diferente da anterior.

### 4.1.3 Estudo da Cinética de Cominuição

A Cinética de Cominuição abrange o estudo da velocidade de transferência macromolecular das partículas entre as fases rocha e polpa e as variáveis que possam afetá-la, e a utilização de procedimentos de scale-up para converter o tempo de cominuição medido no laboratório, em batelada, até as operações contínuas, para determinar o tamanho dos equipamentos de contato. O estudo da Cinética não significa necessariamente que a analogia com as reações químicas esteja sendo utilizada; o contexto cinético (velocidade e tempo) é uma prática geral para o estudo de diversos processos industriais. Mesmo assim, será estudada a abordagem analógica com as reações químicas, de onde surgem os métodos clássicos chamados de **Modelos Cinéticos de Cominuição**, que se utilizam dessa analogia para determinar as taxas de quebra ou constantes cinéticas, da forma como são estudadas as reações químicas. No item 4.5 serão estudados diversos modelos cinéticos conhecidos.

O **Modelo Operacional** utiliza o contexto cinético do processo apenas para verificar as condições de distribuição de tempo entre a **cominuição** e a **função transporte**. Na usina industrial, ao contar com tempo de residência adequado na zona de moagem (**TZ**), é possível atingir a liberação desejada no produto ( $\Phi$ ) e, mediante a oportuna retirada do produto pronto, na taxa compatível com a trinca tamanho/liberação/peso das partículas, é definido o tempo  $t$ , que corresponde a tempo de residência da água e dos finos. O trabalho experimental é imprescindível num estudo de moagem, pois cada minério testado e cada condição de processo (liberação, ambiente químico, etc.) irá gerar um diferente contexto cinético.

Para efeitos de dimensionamento do reator (moinho), no caso particular da moagem, o scale-up não é efetuado em função do tempo ou da velocidade da reação de quebra, mas da energia mecânica aplicada. Por este motivo, os estudos cinéticos sobre a cominuição têm por objetivo apenas uma melhor compreensão do processo e das variáveis que afetam a sua performance, seguindo a análise fenomenológica proposta na Equação 1.10:

$$N_x = K_x A_x \Delta E = K_t x A_t x (\Phi - \Phi_0) , \text{Equação 1.10}$$

A interação dos diversos fatores da equação 1.10 pode mudar o fluxo mássico de massa produzida ou, mantendo esse valor constante, pode mudar a liberação do produto, a quantidade específica de energia aplicada, etc. Neste Capítulo iremos estudar preferentemente os aspectos relacionados com o Tempo de Moagem (**TZ**) e de Transporte (**t**). No item 4.5 iremos resumir alguns modelos de simulação que lidam com a velocidade de quebra.

#### 4.1.4 Velocidade da “Reação”

A velocidade da “reação” de desagregação e liberação se define como a quantidade de material que se transforma em produto por unidade de tempo e de volume do sistema, e é influenciada por muitas variáveis que definem o sistema: diâmetro do moinho, nível de enchimento, velocidade de rotação, tipo e tamanho dos corpos moedores, etc. A “reação” de desagregação pode ser explicada como uma resultante da colisão entre os corpos moedores e as partículas submetidas ao processo. Esta colisão é massiva, produto do contato bola/minério, o qual pode ser mais ou menos intenso (nível de energia aplicada, por exemplo, mudando o diâmetro do moinho) ou mais ou menos freqüente (quantidade de colisões por unidade de tempo, por exemplo, mudando a velocidade de rotação do moinho e o nível de enchimento).

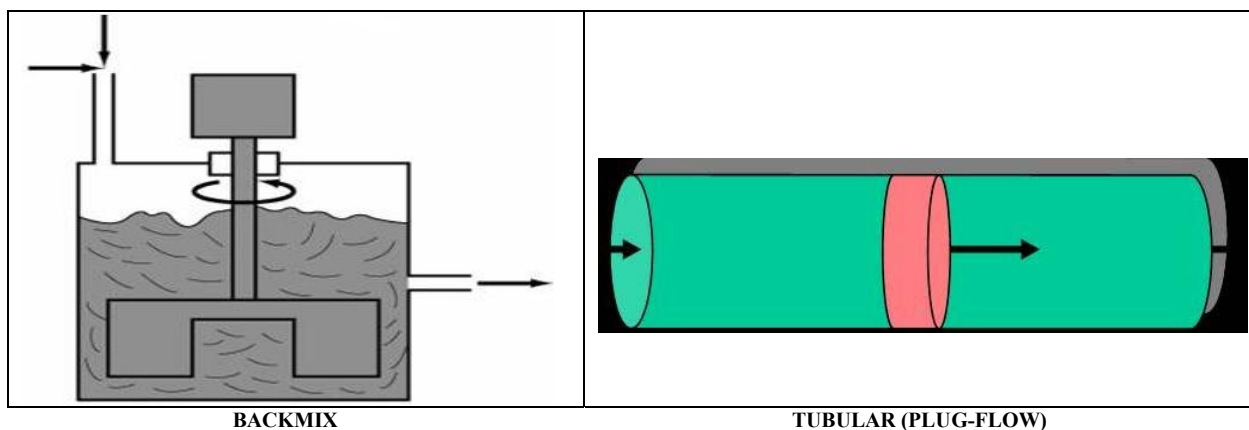
Não todas as colisões produzem o efeito esperado, depende da energia aplicada, a qual deve ser superior à tensão de quebra das partículas. Além disso, o excesso de energia constitui-se numa ineficiência do sistema, a partir de determinada energia onde o efeito de desagregação (geração de fragmentos) não aumenta proporcionalmente com a energia aplicada. A relação entre a força e a freqüência dos impactos é fundamental para definir a melhor taxa de desagregação do minério. Como visto, estudos de velocidade da reação de cominuição, seja em ambiente homogêneo ou heterogêneo, requer de bastante trabalho experimental, onde os resultados devem ser tratados empiricamente, apenas aplicáveis ao tipo de minério e processo avaliados.

Já em operação contínua, a velocidade da “reação” pode ainda ser modificada mediante mudanças na operação do equipamento, cujo campo de possibilidades constituem-se em novas variáveis para o sistema. As maiores dificuldades do estudo cinético de moagem estão no procedimento de scale-up para as operações em continuidade, cuja particular abordagem constitui a principal diferença entre os modelos cinéticos avaliados.

O problema que estes modelos pretendem resolver consiste em definir o perfil real de velocidades de quebra a partir de informação obtida no laboratório. Para essa finalidade são utilizadas as constantes cinéticas, obtidas para cada substância ou componente e para cada fase considerada no estudo, em analogia com as reações químicas. Essa constante é geralmente extrapolada para os processos contínuos, traduzindo o conceito de tempo "batch" para o tempo contínuo em estado estacionário.

#### 4.1.5 Reator ou Equipamento de Contato

Os equipamentos de reação podem ser definidos em duas categorias principais: (1) tanques cilíndricos ou esféricos nos quais a mistura de reação, na sua totalidade, está concentrada neste espaço (*backmix*), onde pode obter-se uma concentração uniforme mediante adequada agitação (*fully-mixed*), ou (2) tubos onde a mistura flui de um extremo ao outro com pouca ou nenhuma mistura (*plug-flow*), onde a concentração varia em função do avanço pelo tubo. O sistema de tanques pode operar-se seja continuamente ou por bateladas, mas os reatores tubulares somente operam de forma contínua. Na **Figura 4.1.1** são ilustrados os dois tipos básicos de reator contínuo.



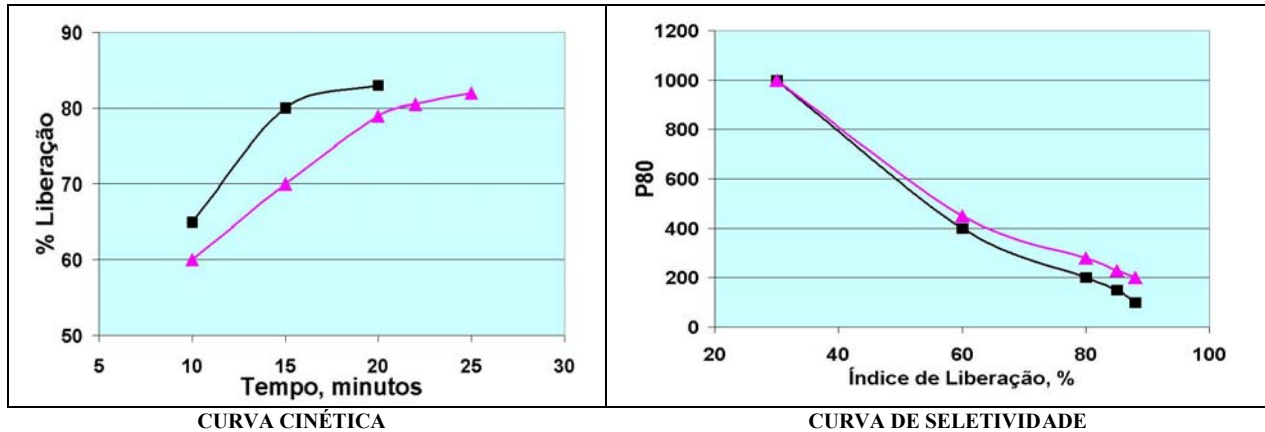
**Figura 4.1.1** – Reatores Contínuos

Os modelos cinéticos mais conhecidos, do tipo populacional, estabelecem que o moinho é um tipo de reator *fully-mixed*, onde toda a massa dentro do moinho é considerada em estado de reação com os corpos moedores. O **Modelo Operacional** propõe que o moinho possui duas partes diferentes, uma delas é onde a reação efetivamente acontece, na *zona de moagem*, e outra zona inerte, a zona de transporte, que apenas exerce a função de retirada do produto, da forma antes ilustrada na Figura 2.3.1.

#### 4.1.6 Cinética e Equilíbrio

Nas operações industriais de moagem não existe um limite baseado em condições de equilíbrio, ou seja, o processo é finalizado muito antes de atingir o tamanho do grão da substância de interesse, excetuando alguns processos de moagem muito fina ( $< 37 \mu\text{m}$ ). Ao graficar a velocidade de reação contra o tempo, a velocidade aproxima-se ao valor zero após um tempo determinado. O processo pode ser acelerado ou retardado, mas sempre termina atingindo o mesmo *índice de liberação*  $\Phi$  desejado pelo processo.

Diferente diâmetro do moinho, velocidade de rotação, enchimento, etc. são fatores que permitem mudar a velocidade da reação de liberação, mas existe uma combinação ótima dos parâmetros de operação que permitem atingir a máxima seletividade e, por tanto, o mínimo consumo específico de energia e de corpos moedores. Na **Figura 4.1.2** é ilustrado um exemplo teórico que mostra como duas “cinéticas” diferentes conduzem a diferente seletividade.



**Figura 4.1.2** – Avaliação de Cinética e de Seletividade do Processo

Para o exemplo teórico da Figura anterior, a Curva Cinética mais pronunciada poderia corresponder, por exemplo, a um moinho de maior diâmetro e maior enchimento de corpos moedores. Na Curva de Seletividade se observa que o sistema de velocidade mais reduzida é mais seletivo, que corresponde a um menor diâmetro e baixo enchimento. O sistema mais seletivo atinge o mesmo grau de liberação para um P80 superior, ou seja, *moendo mais minério e menos ganga*.

#### 4.1.7 Cinética e Energia

A aplicação de energia, além de envolver uma estreita relação com os custos da operação, também possui uma relação direta com a velocidade da reação. Por exemplo, o tempo necessário para cozer um ovo na água é muito menor se a reação é feita a 100°C (ao redor de 10 minutos) que a 80°C (aproximadamente 30 minutos). O incremento da aplicação de energia se manifesta pelo aumento na aplicação das seguintes variáveis principais: tamanho e peso dos corpos moedores; quantidade de corpos moedores, diâmetro do moinho, velocidade de rotação.

É interessante observar que não é apenas um processo mecânico, como a cominuição, que se presta a uma analogia com os processos moleculares, como propõe o **Modelo Operacional**; os processos químicos também procuram soluções macroscópicas para o entendimento dos seus mecanismos. Para o caso das reações químicas, a explicação que melhor representa a velocidade destas reações provém da chamada **Teoria das Colisões**, desenvolvida por Lewis e Polanyi entre 1919 e 1920. A teoria postula que, para que uma reação aconteça, as moléculas que se colidem devem possuir uma energia cinética total igual ou superior que a energia de ativação ( $E_a$ ), que é a quantidade mínima de energia requerida para iniciar a reação química.

## A Teoria das Colisões

A explicação química é idêntica ao processo macromolecular de moagem em moinhos tubulares, onde o nível de energia entregue pelos corpos moedores ao minério está composto por inúmeras pequenas ou grandes colisões, algumas com energia suficiente para superar a energia mínima da tensão de quebra da partícula, e outras com energia muito baixa.

*Para que os átomos, moléculas ou íons possam reagir (ou seja, transferir e compartilhar elétrons), (1) primeiro devem fazer contato com uma certa frequência: **deve existir uma colisão**. (2) devem aproximar-se com a **orientação adequada**; (3) a colisão deve fornecer uma certa energia mínima, chamada de **energia de ativação**.*

*(1) Frequência de Colisão: Ela está controlada pela concentração e a temperatura. Quanto maior seja a **concentração de reagentes** com mais frequência irão colidir as partículas, pela simples razão de que haverá mais delas num volume determinado. O aumento da **temperatura** também incrementa a frequência de colisão, pois as partículas se movimentam com maior rapidez a temperaturas mais elevadas, que permite que entrem em contato com maior frequência. A interação entre as moléculas é chamada de colisão efetiva. Quando a concentração de corpos moedores aumenta, aumenta a probabilidade de acontecer colisões efetivas, ou seja, aumenta a velocidade da reação.*

*(2) Orientação: a orientação de uma partícula com respeito à outra (sua geometria) no momento da colisão. Por exemplo, se uma partícula perfeitamente simétrica, como uma bola de aço, bate com outra partícula, a colisão é equivalente sem importar por qual cara da partícula simétrica tenha recebido o impacto.*

*(3) Energia de Ativação: A reação não ocorre necessariamente quando duas moléculas colidem, mesmo com a orientação adequada. É provável que duas moléculas que se batem com suavidade rebotem sem reagir. Quando as partículas batem, também devem possuir uma quantidade específica de energia cinética (de colisão) mínima, conhecida como energia de ativação. A energia de ativação para uma reação depende do tipo de molécula participante.*

Como antes comentado, é impressionante a similitude desta explicação química com o processo real de moagem. Os conceitos cinético e energético se confundem quando avaliamos a reação de cominuição (seja de quebra ou de desagregação) desta forma. Suponhamos que as moléculas se comportam como esferas duras (as bolas) que colidem com as partículas de rocha. De acordo com a teoria da colisão, a velocidade da reação é igual ao número de colisões multiplicado por um fator  $f$  (Smith, 1971).

$$r = z \times f \quad (4.1)$$

Onde  $z$  é o número de colisões entre as bolas e o minério, num determinado volume, por unidade de tempo. O fator  $f$  leva em conta que apenas uma fração destas colisões envolve a energia suficiente para acontecer a reação de quebra ( $\Delta E$ ). O Índice de Cominuição (IC) introduzido pelo **Modelo Operacional** reflete a quantidade massiva de colisões bola/minério, de modo que este índice poderia perfeitamente substituir  $z$  na equação anterior.

$$r = (IC \times f) / TZ \quad (4.2)$$

## 4.2 Mecanismo Cinético da Moagem

### 4.2.1 Introdução

Neste item tentaremos explicar a operação de moagem, na perspectiva heterogênea introduzida neste texto, como uma *reação de desagregação* dos grãos da substância de interesse entre a rocha alimentada e os corpos moedores, para gerar um produto com determinada distribuição granulométrica e liberação. Esta abordagem será acompanhada com exercícios explicativos utilizando reações químicas convencionais, para melhor compreensão da analogia. Lembramos que os modelos chamados de “cinéticos” utilizam uma visão homogênea do processo, onde a *reação de quebra* é observada em função do desaparecimento dos fragmentos maiores e a sua conversão estequiométrica em fragmentos menores.

O estudo da cinética do processo não permite, ainda, utilizar os resultados experimentais obtidos no laboratório ou planta piloto, seja o teste descontínuo ou contínuo, para um correto dimensionamento do “reator” ou moinho, mas poderia auxiliar na compreensão fenomenológica do processo e a verificação das diversas variáveis que afetam a sua performance. Como antes indicado, a melhor aproximação do dimensionamento é pelo lado da aplicação de energia, e cada abordagem possui a sua própria aproximação:

1. **Modelo Energético** – Mediante as equações de Bond, o teste de laboratório obtém o Work Index do minério ( $W_i$ , kWh/st), o qual é extrapolado para a escala industrial em função dos valores de F80 e P80. O scale-up serve apenas para o moinho industrial de referência utilizado por Bond no desenvolvimento das suas equações (8 pés de diâmetro interno, 8 pés de comprimento, 250% carga circulante, etc.). Para sistemas diferentes de geometria e operação do moinho projetado existem fatores de eficiência (ou de ineficiência) que ajustam o consumo específico de energia. De posse deste valor específico de energia, o sistema possui uma equação de dimensionamento para definir a potencia instalada. Não existe nenhum conceito cinético envolvido neste procedimento, nem no laboratório nem no scale-up.
2. **Modelos Cinéticos** – mediante testes de laboratório, em descontinuidade (batelada), é determinada a função específica de seleção ( $S_i^E$ ), que se refere á velocidade de desaparecimento do tamanho  $i$ , como veremos logo no próximo item 4.3. De posse desta informação, esta abordagem estabelece que  $S_i^E$  é independente das dimensões do moinho, de acordo com a seguinte expressão de scale-up:

$$S_i = S_i^E (P / H) \quad , \text{Equação 3.44}$$

Onde  $S_i^E$  é a função específica de seleção, que esta abordagem considera essencialmente independente das dimensões do moinho, onde  $H$  é o *hold-up* o quantidade de massa presente no moinho por unidade de comprimento (massa total, não apenas a zona de moagem), e  $P$  é a potencia aplicada; de modo que o termo  $(P/H)$  estabelece uma espécie de consumo específico de energia. O modelo também assume que as funções de quebra ( $b_{ij}$ ) são também independentes de suas condições de operação (**Herbst e Rajamani**, 1982), criando uma espécie de dogma tecnológico que serve de base para o modelo. Ou seja, as funções seleção e quebra, obtidas no laboratório em condições “*batch*”, e de acordo com características muito particulares de operação, na opinião destes Autores constituem-se numa *propriedade intensiva*, transferível para qualquer escala ou condição.

3. **Modelo Operacional** – O **Modelo Operacional** se aproxima muito do conceito cinético proposto pela teoria das colisões, onde a rocha e os corpos moedores reagem com determinada aplicação de energia, baseada nas colisões massivas entre bolas e minério. Esta quantidade de colisões está expressa no Índice de Cominuição (IC), o qual cumpre com diversas condições que conduzem ao dimensionamento e à operação otimizada do reator. Por exemplo, a relação ótima de transferência de massa entre rocha  $\rightarrow$  polpa, como definido na Equação 1.10, que relaciona de forma otimizada a geração (desagregação) e a retirada seletiva do produto (função transporte). Também, o modelo inclui na equação de **IC** diversas variáveis de dimensionamento e de operação, como o diâmetro, a velocidade de rotação, o nível de enchimento, e outras (indiretamente), de modo que o dimensionamento não fica limitado a determinadas condições que historicamente têm-se constituído em paradigmas, como a carga circulante, alto enchimento de corpos moedores, e outras. O aspecto cinético é levado em conta, também, no acompanhamento do tempo efetivo de moagem (TZ) e de transporte (t).

## 4.2.2 Reação de Desagregação

### 4.2.2.1 Equação de Reação

Voltamos a lembrar que muitas das expressões utilizadas neste texto são apenas analógicas, e que nem sempre refletem a real ocorrência do processo, mas possuem a vantagem de ajudar a esclarecer mecanismos e encontrar os caminhos mais convenientes para o dimensionamento e a operação otimizada do moinho.

A reação de desagregação dos grãos de partículas de interesse, a partir de uma rocha, pode ser definida como:



Onde  $F$  é a massa alimentada, com concentração  $[F] = \Phi_0$ ;  $B$  corresponde às bolas e  $b$  a proporção delas com respeito a  $F$ . A rigor, como foi estabelecido na equação 1.5,  $P = G + M\Phi + F$ . De qualquer forma, para simplificar o raciocínio estabeleceremos que a concentração possível de atingir em  $P$ , equivale a:  $[P] = \Phi$ . A liberação ( $\Phi$ ), como é difícil de medir, normalmente é substituída pelo valor representativo do tamanho do fluxo,  $F80$  e  $P80$ , desde que a seletividade seja mantida (relação  $P80 - \Phi$ ).

A **ordem da reação**, que diz respeito a sua linearidade analítica, é definida como:

$$r = k [F]^x [B]^y \quad (4.4)$$

Onde  $r$  é a velocidade e  $k$  uma constante cinética. Os parâmetros  $x$  e  $y$  são calculados experimentalmente, e a ordem da reação é equivalente a  $x + y$ . Por exemplo, se a velocidade não varia com  $[F]$  e o valor de  $x = 0$ , a reação seria linear se  $y = 1$  (de ordem 1), ou seja, se a velocidade variasse diretamente com a concentração de corpos moedores.

A **velocidade** pode entender-se considerando que o produto da reação é gerado como consequência da perda de tamanho médio (em analogia à concentração) da massa processada:

$$r = d[P]/dt = -k [P] \quad (4.5)$$

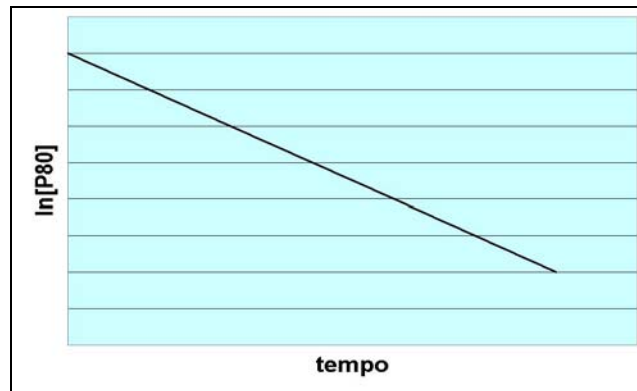
$$d[P] / [P] = -k dt \quad (4.6)$$

$$\int d[P] / [P] = -k \int dt \quad (4.7)$$

$$\ln ([P80] / [F80]) = -k t \quad (4.8)$$

$$\ln[P80] = \ln[F80] - kt \quad (4.9)$$

Esta última corresponde à equação de uma reta, de um gráfico entre  $\ln[P80]$  e o tempo, começando no ponto  $\ln[F80]$  e com pendente  $-k$ . Se o processo se comportar de forma linear, a equação será efetivamente uma linha reta, da forma ilustrada na **Figura 4.2.1**. Lembramos ao Leitor que o valor de P80 traz consigo uma relação com a liberação  $\Phi$ , que é realmente o objetivo da reação. Para manter estável a relação  $P80 - \Phi$  é necessário manter as condições de seletividade do processo (circuito aberto, baixo enchimento, etc.), tanto na usina piloto, que gerou a informação, como na usina industrial projetada.



**Figura 4.2.1** – Linearidade da Relação  $\ln[P80]$  vs. Tempo

As tentativas experimentais normalmente têm mostrado que a *reação de quebra* não é linear (item 4.3.2), quando avaliada em sistemas descontínuos. O **Modelo Operacional** têm desenvolvido esta explicação cinética apenas para melhor compreensão dos modelos cinéticos que veremos a seguir.

#### 4.2.2.2 Breve Explicação Sobre as Reações Químicas

A velocidade de reação, do ponto de vista químico, pode mudar de acordo com os seguintes fatores: concentração dos reagentes; temperatura na qual acontece a reação; presença de um catalisador; área superficial dos reagentes.



A velocidade pode expressar-se em função do desaparecimento de um dos reagentes ou o aparecimento de um produto.

$$\text{Velocidade Média} = -\Delta[\text{CO}] / \Delta t = \Delta[\text{CO}_2] / \Delta t \quad (4.11)$$

Para obter a velocidade instantânea deve-se construir um gráfico da concentração em função do tempo, a partir de dados experimentais; logo, é traçada a tangente à curva no ponto de interesse e é determinada a pendente.

De acordo com a reação  $\text{CO(g)} + \text{NO}_2\text{(g)} \rightarrow \text{CO}_2\text{(g)} + \text{NO(g)}$  é executada a seguinte experiência: é introduzido num recipiente de 1 litro 0,100 moles de  $\text{CO(g)}$  e 0,100 moles de  $\text{NO}_2\text{(g)}$  a  $400^\circ\text{C}$ . Cada 10 segundos é retirada uma amostra, é resfriada para deter a reação e analisado o seu conteúdo em  $\text{CO(g)}$ . Os resultados são apresentados na **Tabela 4.2.1**. O gráfico é ilustrado na **Figura 4.2.2**.



Tabela 4.2.1 – Resultados Experimentais do Exemplo

[CO], Moles	0,100	0,067	0,050	0,040	0,033
Tempo, s	0,0	10	20	30	40

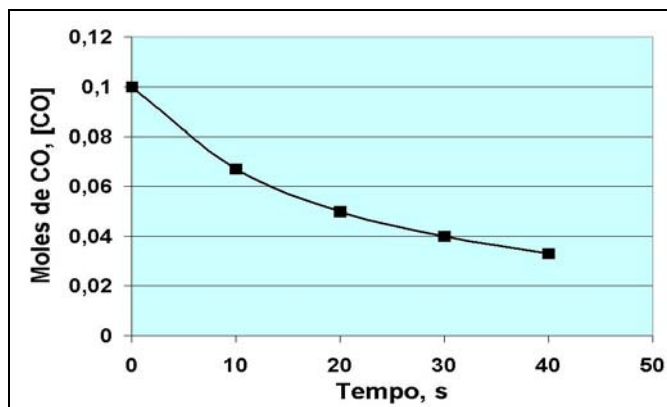


Figura 4.2.2 – Desconcentração de [CO] vs. Tempo

Na Equação 4.4 se indica a forma de obter a ordem da reação. Suponhamos agora que na reação do exemplo, a 400°C, se obtêm os seguintes dados cinéticos em quatro experimentos, como mostrado na Tabela 4.2.2:

Tabela 4.2.2 – Experimento para medir a Ordem da Reação

Experimento	[CO]	[NO <sub>2</sub> ]	r, Moles/s
1	0,10	0,10	0,0050
2	0,20	0,10	0,010
3	0,30	0,20	0,030
4	0,10	0,20	0,010

Dos dados da Tabela anterior se observa que a ordem da reação é de 2, com o expoente 1 para cada reagente. A equação de velocidade é:

$$r = k [CO] [NO_2]$$

$$k = r / ([CO] [NO_2])$$

$$k = 0,5 \text{ s}^{-1}$$

Se a equação fosse do tipo:  $2A + 3B \rightarrow C$ , e os dados experimentais fossem:

[A]	[B]	r, Moles/min
0,10	0,10	$4,0 \times 10^{-3}$
0,10	0,20	$4,0 \times 10^{-3}$
0,20	0,10	$16 \times 10^{-3}$

Podemos notar que a velocidade da reação não muda com a variação da concentração de B, mas muda ao quadrado com a variação da concentração de A. A equação de velocidade neste caso seria:

$$r = [A]^2 \quad ; \text{ e a constante cinética: } k = 0,4 \text{ min}^{-1}$$

### 4.2.3 O Contexto Cinético Real da Moagem

#### 4.2.3.1 Para Que o Estudo Cinético?

Como temos visto, a abordagem cinética do processo de moagem não tem muita utilidade, do ponto de vista quantitativo, para o dimensionamento do reator (moinho). As maiores dificuldades são:

1. Os dados gerados em **sistema descontínuo** não tem relação com os dados realmente obtidos nas operações contínuas: *velocidade de quebra* (ou de desagregação) diferente, pelo fato de acumular finos dentro da zona de moagem e pelo fato de que a composição da rocha é diferente da rocha acumulada em processos contínuos ( $R_i$ ); *produto diferente* (relação  $P80-\Phi$ ) pela falta de seletividade da operação descontínua, que fará moer ganga desnecessariamente para atingir a liberação desejada na substância de interesse; e *consumo específico de energia diferente*, pela diferença de diâmetro do moinho industrial, além de diversas outras condições operacionais derivadas da operação em continuidade.
2. Se os parâmetros cinéticos forem obtidos em **escala contínua**, nas mesmas condições de seletividade do projeto ( $P80-\Phi$ ), obteremos um *produto similar* ao esperado na escala industrial, mas a relação de scale-up com o diâmetro irá criar um contexto cinético diferente, com diferente velocidade e consumo específico de energia.

Então, para que serve o estudo cinético da moagem? A compreensão do mecanismo cinético da moagem permite acompanhar e otimizar as diversas variáveis que afetam ao processo e que poderiam permitir o estudo de dois níveis de variáveis ou parâmetros do processo: 1) **Parâmetros independentes do minério**, e por tanto susceptíveis de definir a priori, considerando que a operação de moagem pode ser ótima, parcialmente, independentemente do minério tratado. Grande parte destes parâmetros, pela falta de sua definição, têm-se convertido em “paradigmas” da moagem, e um grande campo de estudo existe na derrubada deles; e 2) **Parâmetros dependentes do minério**, portanto precisam da execução de testes específicos junto com o desenvolvimento do projeto. Obviamente, existem certos parâmetros que dependem *parcialmente* do minério, mas que suas limitações podem ser verificadas antecipadamente, dentro de uma certa faixa de características do minério que seja fácil definir, como por exemplo, alguma relação de diâmetro máximo ou mínimo em função da tensão de quebra, a qual pode ser facilmente verificada.

#### 4.2.3.2 Variáveis do Processo e os Paradigmas da Mineração

##### % de Sólidos

Para manter em correto funcionamento a função transporte, sem diluir em excesso nem destruir a zona de moagem. Para circuitos abertos de moagem, como sugerido pelo **Modelo Operacional**, testes em escala industrial foram executados para 35 até 65% de sólidos da polpa alimentada ao moinho (Myers J.F.,1957), sem observar diferenças significativas na densidade da zona de moagem. Esta condição nos dá uma enorme tolerância de trabalho. Não é recomendável aumentar a densidade da polpa até valores que comprometam a viscosidade da polpa ( $\mu < 10$  cp). Com o moinho em operação, a % de sólidos permitiria controlar, com bastante sensibilidade, a manutenção da zona de moagem e a retirada de produto com a liberação desejada. Em moinhos overflow as variações de  $P80-\Phi$  do produto são muito pequenas e estáveis. Em moinhos de grelha, a adição de água é algumas vezes fundamental para evitar a variação do nível de carga (zona de moagem) dentro do moinho.

Do ponto de vista cinético, a otimização deste contexto reológico da polpa conduz a uma otimização geral do processo. Quanto maior seja a diferença entre a densidade da zona de moagem e a polpa de descarga, teremos um duplo benefício: bastante tempo de residência na zona de moagem das partículas que realmente precisam ainda ser cominuídas (TZ) e maior diluição (e menos viscosidade) na zona de classificação hidráulica, melhorando a sedimentação e a seletividade da retirada do produto.

### **Tamanho da Bola**

Bolas menores significam uma maior frequência das *colisões* com a rocha, porém de menor intensidade ( $\Delta E$ ). É conveniente lembrar que, nas operações contínuas, o tamanho dos corpos moedores vá, com o tempo, adquirindo exatamente o perfil de equilíbrio para o processo, na sua distribuição entre tamanhos, inclusive até os tamanhos menores. O estudo que deve ser feito é sobre o *tamanho de reposição*, o qual deve ser o menor possível, o suficiente para atingir a energia cinética para reagir (superar a tensão de quebra) com os tamanhos maiores e mais duros da alimentação, condição que pode ser estudada e calibrada no laboratório. Pelo fato de ser o menor tamanho possível, o desgaste da bola pode ser de forma gradativa, sem deformações, até atingir valores menores que se esta bola inicial fosse maior. É esperado, também, um menor consumo específico de corpos moedores por este fato. Ao contrário do observado na prática industrial, a utilização de moinhos de maior diâmetro, que afetaria a intensidade energética da colisão, poderia permitir, inclusive, trabalhar com menor tamanho de bola. O recomendável é definir primeiro o diâmetro do moinho, que traz consigo a análise de outras diversas variáveis, inclusive econômicas e financeiras, e depois definir o tamanho da bola, de acordo com o contexto energético que apresente o diâmetro escolhido.

### **Nível de Enchimento**

Esta é uma das variáveis que depende em grande parte do tipo de material submetido à moagem. Por outro lado, o nível de enchimento participa de diversos sub-sistemas dentro do dimensionamento do processo: 1) O maior enchimento significa aumentar o valor estequiométrico de  $b$ , na equação de reação de desagregação 4.5, e este incremento faz aumentar a quantidade de colisões (não necessariamente colisões efetivas, com sucesso de reação sobre as partículas ricas em substância de interesse); 2) o aumento do enchimento traz consigo o aumento da energia aplicada ao equipamento e, se o excesso de colisões não for muito efetivo, acarretará um aumento no consumo específico de energia (kWh/t). Lembramos que uma colisão não-efetiva é também aquela reação de quebra de material de ganga, que não é de interesse para o processo. O excesso de enchimento traz consigo o aumento do consumo específico de corpos moedores e de energia.

Dependendo da gravidade específica do minério, do tamanho e liberação desejados no produto e da geometria do moinho, existe um nível ótimo de enchimento, que corresponde exatamente ao volume ocupado pela zona de moagem ( $JA = VZ$ ). Em algumas operações industriais tem-se demonstrado que, dependendo dos fatores antes mencionados, o valor ótimo de enchimento poderia situar-se entre 22 a 29% do volume interno do moinho. O menor enchimento corresponde a moinhos de maior diâmetro e minério (de interesse, sem considerar a ganga mais leve) de maior gravidade específica.

A rigor, este volume VZ da zona de moagem é o nível ótimo de carga interna do moinho que constitui o ponto de equilíbrio entre o ritmo da moagem e da função transporte de retirada do produto. Em moinhos autógenos ou semi-autógenos, como veremos no **Capítulo 7**, este volume de carga é fundamental como elemento de operação e controle do processo, e este varia significativamente junto com a dureza do minério. O nível de ruído (bola batendo com bola) pode ser um excelente elemento de apoio nas operações industriais.

### **Velocidade de Rotação**

No contexto cinético, a velocidade de rotação do moinho nos indica uma idéia de frequência de colisão, mas também permite regular a forma como estas colisões podem ser distribuídas. Altas velocidades fazem aumentar as colisões de alta energia pelo impacto. Baixas velocidades privilegiam a abrasão. Uma vez definido o diâmetro do moinho, deve estudar-se uma velocidade de rotação que, sem perder a intensidade mínima que supere a tensão de quebra do top-size do minério, possa incrementar a frequência das colisões. Isto se consegue através do chamado efeito cascata, como ilustrado nas Figuras 1.3.4 e 3.3.2. Isto também sugere que, junto com o aumento do diâmetro, pode ser ineficiente aumentar a velocidade de rotação, pois já teria sido mais do que superada a energia de quebra do top-size.

Outro aspecto importante que deve ser avaliado e que, para a mesma % da velocidade crítica, o moinho de menor diâmetro gira a maior velocidade (RPM). Diversas experiências e estudos teóricos concluem que é mais conveniente e mais econômico, moer com muitas pequenas colisões que com poucas e fortes colisões. Simulações em computador com as rotinas do **Modelo Operacional** fazem concluir que existe um valor ótimo entre 58 a 60% da velocidade crítica, para obter o mínimo consumo específico de energia. A nossa recomendação é, a priori, pensar em 60% para moinhos de alto diâmetro e até 65% com diâmetros menores; de qualquer modo, junto com os dados de projeto, as rotinas de cálculo do programa **OPERAMILL** permitem definir o valor de velocidade mais conveniente.

Os moinhos autógenos e semi-autógenos, e os moinhos primários que operam sem seletividade, preferem privilegiar os contatos de maior intensidade energética, como acontecem no movimento da carga em efeito catarata, a maiores velocidades.

O efeito produzido pela velocidade de rotação pode ainda ser ajustado, com um conveniente design dos lifters, aumentando ou reduzindo o efeito de “levante” da carga.

### **Diâmetro**

Trata-se do parâmetro mais importante nos projetos de operações de moagem. Do ponto de vista cinético, o maior diâmetro aumenta a intensidade energética das colisões, aumentando a velocidade da reação de quebra ou de desagregação. Em compensação, o maior diâmetro traz consigo um menor comprimento, para a mesma energia aplicada, de modo que diminui a área de contato entre as fases rocha e polpa, tornando menos seletivo o processo. O maior diâmetro, também, traz consigo uma menor velocidade de rotação (RPM) diminuindo a frequência das colisões.

As decisões sobre o diâmetro são principalmente baseadas no investimento. Do ponto de vista do desenvolvimento da tecnologia local e da padronização destes equipamentos, o desejável é que moinhos de tamanho padrão possam ser fabricados no Brasil, a baixo custo e com um adequado kit de suprimentos e assistência técnica. Outra vantagem de trabalhar com moinhos-padrão é a possibilidade de estabelecer excelentes métodos correlativos a partir de experiências piloto, comparando o minério de projeto com o minério utilizado no moinho padrão industrial.

De acordo com a experiência industrial, moinhos de alto diâmetro são bastante ineficientes em termos de consumo específico de energia, de modo que não é prudente dimensionar moinhos com diâmetros muito acima do estritamente necessário. Para minérios de metais básicos, que exigem maior energia, tem-se comprovado que o diâmetro máximo de 16,5 pés parece suficiente. Experiências industriais com moinhos de 18 pés têm sido contraditórias, como mostrado na tabela 3.4.1, sobre o Caso Bouganville. No **Capítulo 7**, sobre moinhos autógenos e semi-autógenos, se conclui que o alto diâmetro destes equipamentos apresenta um ineficiente uso da energia.

### Comprimento

Do ponto de vista energético, o comprimento varia linearmente com o consumo de energia, de modo que, depois de definido o diâmetro, o comprimento e a quantidade necessária de moinhos podem ser rapidamente calculados. Limitações estruturais não recomendam comprimentos que superem duas vezes o diâmetro ( $L/D < 2$ ), particularmente nos moinhos de maior diâmetro, onde esta relação pode cair para 1,2 a 1,5.

Do ponto de vista cinético, o maior comprimento, ou maior relação  $L/D$ , para uma mesma energia aplicada, envolve maior área de contato entre a zona de moagem e a zona de transporte, melhorando a seletividade do processo. O moinho mais comprido e de menor diâmetro, em comparação a outro de maior diâmetro, mesmo possuindo a mesma energia aplicada, possui maior volume interno e maior volume de carga submetida à reação de moagem, com maior tempo de moagem (TZ) e com maior frequência de contatos bola/minério, porém com menor intensidade energética na aplicação das colisões.

Uma vez estabelecido o modelo padrão de moinho a ser utilizado, se determina o comprimento teórico total e se divide pela máxima relação  $L/D$  aceitável para o diâmetro considerado, isso permite definir a quantidade necessária de moinhos.

### Tipo de Corpo Moedor

Como antes comentado, deve ser o menor e mais pesado possível, aumentando a densidade da carga. Considerações de custo devem ser sempre levadas em conta. O corpo moedor de maior gravidade específica incrementa a intensidade energética das colisões. Do ponto de vista da tecnologia local, seria interessante trabalhar pela padronização e melhoramento dos corpos moedores, grande parte deles de origem importada. O corpo moedor deve ter tamanho uniforme e, principalmente, de pouca varibilidade no seu peso específico (qualidade de fabricação); também, ele deve desgastar-se uniformemente e atingir pequenos tamanhos ainda mantendo a sua forma esférica.

### Minério

O **Modelo Operacional** sugere, no **Capítulo 5**, a execução de testes padronizados para estudar as necessidades energéticas e cinéticas na cominuição de minérios heterogêneos. O objetivo é reduzir as variáveis de desenho do equipamento que serão confrontadas com o tipo de minério, de acordo com as sugestões feitas para as variáveis anteriores.

Antes de qualquer teste de moagem, deve ser feito primeiro o estudo de pré-concentração, para avaliar se todo o material extraído da lavra é mesmo “minério”. O estudo deve ser feito em britadores de martelos, visando eliminar as frações grossas e superfínas que possuam um teor médio inferior ao teor de corte da lavra (cut-off).

Os testes de moagem, com o minério selecionado pela pré-concentração, deve ser submetido a testes em continuidade, em condições de alta seletividade (moinho aberto e baixo enchimento) para determinar a Curva de Seletividade, que relaciona o P80 com a *Liberção* da substância de interesse ( $\Phi$ ). As características do *produto*, muito provavelmente irão se manter constantes no projeto industrial, para as mesmas condições de seletividade, eliminando uma das variáveis do sistema geral de avaliação.

O próximo passo é de verificar o nível ótimo de enchimento, na usina piloto e, junto com a medição das variáveis operacionais do teste (% de sólidos, velocidade de rotação, etc.) é possível determinar o Índice Base de Cominuição (IB) que o material requer para produzir um produto P80- $\Phi$  nas condições desejadas pelo projeto. Este índice IB é o mesmo da escala industrial (IC), de modo que o moinho industrial pode ser calculado (programa **OPERAMILL**).

## 4.3 Operações Descontínuas

### 4.3.1 Velocidade em Operações Descontínuas

O estudo da Velocidade em testes por batelada envolve os mecanismos de quebra, ou *Velocidade de Cominuição* e de transporte de massa da fase rocha para a polpa (produto), de acordo com o grau de liberação das partículas e das características dos corpos moedores (tamanho e quantidade) que constituem os elementos de aplicação efetiva da energia, além de outros fatores. Na escala contínua, onde é efetuado o fenômeno mediante as operações reais de moagem, se inclui também a *função transporte*, que se refere á retirada do produto de dentro do moinho.

A *Velocidade de Cominuição* pode ser representada de diferentes formas, dependendo do modelo utilizado e das condições do processo (em batelada ou em continuidade), onde a constante cinética ou taxa será determinada. A fim de ilustrar os conceitos apresentados neste Capítulo, lembraremos a seguir duas definições básicas de velocidade para o processo de cominuição, estabelecidas em laboratório:

Velocidade de Quebra: A *velocidade de desaparecimento* da massa contida na fração 1 ( $w_1$ ), dentro do inventário total de massa dentro do moinho ( $W$ ), observada em estado não estacionário. Este tipo de interpretação é utilizado pelos modelos cinéticos, e sua visão atende apenas aos processos de moagem de materiais homogêneos.

Velocidade de Liberação Rocha - Polpa: Acompanha o resultado efetivo do processo de desagregação: a **liberação** da partícula de interesse. O **Modelo Operacional** sugere este tipo de interpretação, adequada para minérios heterogêneos, utilizando a *Curva de Liberação* (item 4.3.2).

A forma como os fragmentos ficam após o evento de quebra, chamada de função quebra, não é importante do ponto de vista cinético, pois, dependendo do tipo de moagem utilizada (mais seletiva ou menos seletiva), a distribuição final do produto acaba sendo aproximadamente a mesma, ainda levando em conta que o nível de aprimoramento destas operações permite enormes tolerâncias, como por exemplo, o fato de medirmos a composição granulométrica em função do P80, ou seja, o 20% de material acima da malha de referência é considerado como uma tolerância do sistema; o mesmo ocorre com a liberação dos grãos da substância do nosso interesse. O excesso de finos é uma ineficiência do sistema, e pode ser reduzido mediante a correta operação do circuito.

Para efeitos práticos, a cinética da cominuição será acompanhada com maior detalhe apenas na zona próxima do ponto de operação esperado para o processo (**P80,  $\Phi$** ), lembrando que  **$\Phi$**  corresponde à condição de 80% de liberação da substância do nosso interesse, de modo a definir com maior segurança esse ponto de operação. Deste modo, não precisamos conhecer o perfil cinético do processo (a curva completa), mas apenas o ponto de operação, que para este caso corresponderá ao tempo de exposição da fase rocha à ação dos corpos moedores, na zona de moagem (**TZ**) e ao tempo requerido pela função transporte para retirar o produto e evitar a acumulação de finos dentro da zona de moagem (**t**).

### 4.3.2 Velocidade de Quebra

O valor de  $S_i$  é determinado graficamente mediante a expressão:

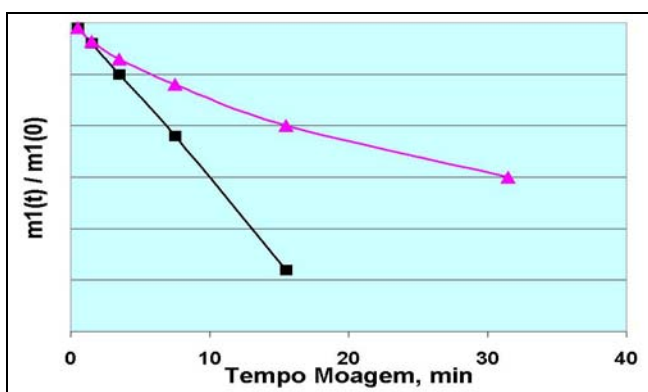
$$\frac{m_1(t)}{m_1(0)} = e^{-S_1 t} \quad (4.12)$$

Onde,

$m_1(t)$  = massa de partículas no top-size da faixa avaliada, no tempo  $t$ ;

$m_1(0)$  = massa de partículas no top-size na alimentação do teste (100%).

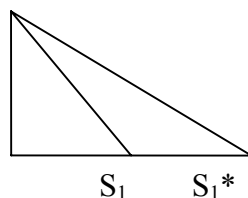
Na **Figura 4.3.1** são ilustradas duas curvas típicas de taxa (velocidade) de quebra. A abscissa corresponde a coordenadas logarítmicas, com valor superior igual a um, onde  $m_1(t) = m_1(0)$ .



**Figura 4.3.1** – Taxa de Quebra para o Top-Size ( $S_1$ )

Da figura anterior podemos observar o seguinte:

- O gráfico mostra duas curvas de taxa de quebra  $S_1$ , cada uma delas corresponde a uma condição diferente, por exemplo, diferente faixa granulométrica, a mesma faixa com diferente % de sólidos, etc.
- A linha inferior corresponde a uma condição com maior taxa de quebra que a superior.
- A linha inferior possui um comportamento linear. A linha superior possui dois fases diferentes, apresenta maior velocidade de quebra no começo do teste ( $S_1$ ) e logo se estabiliza com outra pendente ( $S_1^*$ ), caracterizando um comportamento não-linear, que é muito comum neste tipo de testes.



- O comportamento não-linear da curva superior se deve, normalmente, à heterogeneidade do material alimentado, onde as partículas mais moles são primeiramente reduzidas.

Na quebra das partículas “mono-tamanho”, mesmo tratando-se de partículas homogêneas, é comum observar uma queda abrupta, quase vertical da curva, a partir da sua origem até determinado ponto onde a velocidade de quebra parece começar a ficar totalmente lineal em função do tempo.

Existe, aparentemente, um primeiro *input* de energia aplicada que parece muito com a operação de britagem, particularmente nas partículas situadas na zona chamada de “pivô”, entre 1,5 até 2,5 mm, aproximadamente, dependendo do tamanho da bola utilizada, onde nestes primeiros contatos bola/minério as partículas são quebradas de forma limpa, sem amortecimentos, no espaço “entre-bolas” ou pelo golpe “limpo” de um corpo moedor sobre a partícula. Após essa quebra elementar, famílias de fragmentos se amortecem dos golpes recebidos. O espaço entre bolas permite que determinadas partículas sejam “britadas” ao invés de moídas. Maiores que este tamanho ficam na dependência de impacto de uma catarata (quebra do top-size) e as menores entram acompanhadas dentro destes espaços, amortecendo-se entre elas. Por isso não é raro observar que, em teoria, do ponto de vista batch, sejam justamente as partículas entre 1,5 a 2,5 mm as que possuem maior taxa de quebra.

A taxa de quebra normalmente diminui junto com o aumento da porcentagem de sólidos, nos testes a úmido, mas é geralmente maior para a moagem a seco. Na moagem a úmido existe uma diferente distribuição espacial das partículas no moinho, pelo efeito de classificação interna, e as condições reológicas da polpa úmida, com alto % de sólidos, são as mais prejudiciais para o processo, tanto pela dificuldade de deslocamento dos corpos moedores como pelo amortecimento dos impactos.

Para a determinação da função específica de quebra ( $S_i^E$ ) o procedimento é similar, substituindo o tempo pelo valor do consumo específico (kWh/t). Para a determinação da função seleção para todo o material ( $S_i$ ), como já dito, deve ser utilizada a distribuição granulométrica natural do material alimentado e não separado por faixas específicas.

### Exemplo

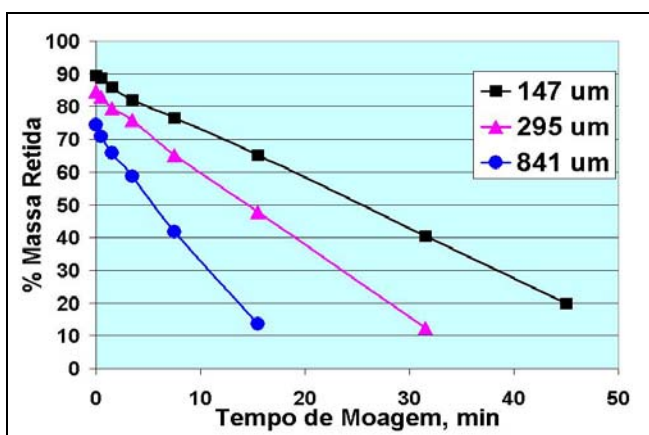
Para um projeto de cominuição de minério sulfetado de Cobre (Constantin, 1988), utilizando a distribuição granulométrica natural do produto britado a  $-1/4"$ , foi executado o ensaio padrão de determinação dos parâmetros de quebra para este minério. Na Tabela 4.3.1 são apresentados os resultados do ensaio, para 0,5; 1,5; 3,5; 7,5; 15,5 e 31,5 minutos de moagem.

**Tabela 4.3.1** – Resultados Experimentais Minério de Cobre (Constantin, 1988)

TAMANHO		% RETIDO POR TEMPO DE MOAGEM						
Mesh	Micras	T <sub>0</sub>	0,5	1,5	3,5	7,5	15,5	31,5
+ 4	4.760	21,2	12,3	8,6	7,2	5,2	0,9	-
6	3.260	37,5	32,3	29,5	19,8	9,7	2,4	-
8	2.380	54,3	47,0	41,4	31,9	16,6	3,7	-
10	1.860	63,2	58,5	54,1	43,2	25,0	5,7	-
14	1.190	69,1	65,6	60,4	51,8	33,3	8,5	-
20	841	74,5	70,9	65,9	58,8	41,7	13,6	-
28	595	77,5	75,9	71,6	65,3	50,5	23,6	1,0
35	420	81,8	79,5	76,2	71,0	58,4	35,6	3,5
48	295	84,7	83,0	79,5	75,9	65,2	47,7	12,4
65	208	87,4	86,0	83,2	81,1	72,2	56,9	27,7
100	147	89,5	88,6	85,9	82,0	76,6	65,1	40,5
150	104	91,3	90,6	88,1	85,3	82,1	71,7	52,7
200	74	92,7	92,0	90,0	87,5	84,8	76,7	60,9
270	53	94,0	93,5	91,6	89,8	87,3	80,2	70,2
325	44	94,3	94,1	92	90,8	88,5	81,3	72,3
400	37	94,9	94,7	92,8	91,9	89,8	83,2	75,4
- 400	- 37	5,1	5,3	7,2	8,1	10,2	16,8	24,6



A velocidade de desaparecimento do top-size para algumas faixas é mostrada na **Figura 4.3.2**.



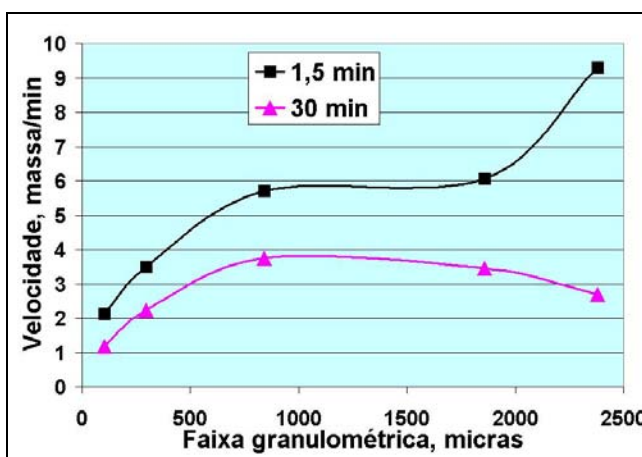
**Figura 4.3.2** – Velocidade de Desaparecimento do Top-Size

Observando a figura anterior, podemos concluir que se nosso objetivo fosse atingir um produto com P80 de 295 µm, por exemplo, precisaríamos de aproximadamente 28 minutos de moagem efetiva (TZ). A velocidade de quebra, além da determinação de  $S_1$ , que envolve o cálculo logarítmico deste evento, pode ser medida também da forma mostrada na **Tabela 4.3.2**.

**Tabela 4.3.2** – Velocidade de Quebra do Exemplo Anterior

LAPSO DE TEMPO, min	104 µm		295 µm		841 µm		1.860 µm		2.380 µm	
	m	m/min	m	m/min	m	m/min	m	m/min	m	m/min
0,5	0,7	1,4	1,7	3,4	3,6	7,2	4,7	9,4	7,3	14,6
1	2,5	2,5	3,5	3,5	5,0	5,0	4,4	4,4	6,6	6,6
Média 1,5 m	3,2	2,13	5,2	3,5	8,6	5,7	9,1	6,07	13,9	9,3
2	2,8	1,4	3,6	1,8	7,1	3,55	10,9	5,45	9,5	4,75
4	3,2	0,8	10,7	2,68	17,1	4,28	18,2	4,55	15,3	3,83
8	10,4	1,3	17,5	2,19	28,1	3,51	19,3	2,41	12,9	1,61
16	19	1,19	35,3	2,21	-	-	-	-	-	-
Média 30 m	35,4	1,18	67,1	2,24	52,3	3,74	48,4	3,46	37,7	2,69

O comportamento da taxa de quebra, em batelada, pode ser observado na **Figura 4.3.3**.

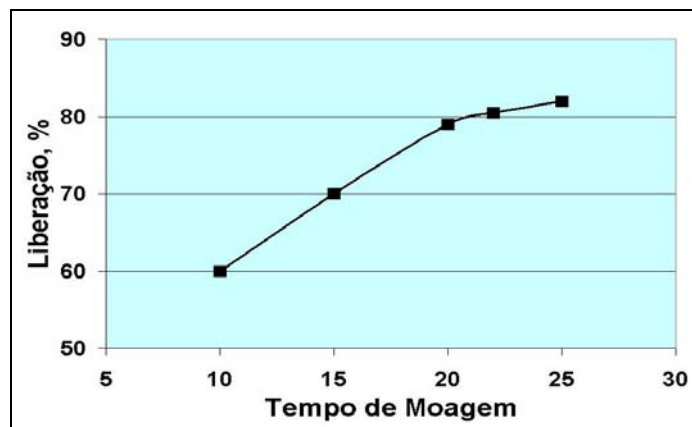


**Figura 4.3.3** – Taxa de Quebra por Faixa Granulométrica

Na figura se observa que, nos segundos iniciais, a velocidade de quebra é muito alta, principalmente nas frações mais grossas, caracterizando a não-linearidade da quebra para o exemplo anterior <sup>(1)</sup>. Na tabela 4.2.2 se observa que a cinética apresentada durante os primeiros 30 segundos aumenta ainda mais acentuadamente para as faixas superiores. Por outro lado, durante os próximos 30 minutos de moagem, cada faixa adquire uma certa estabilidade ao redor do seu valor médio de velocidade, excetuando as faixas grossas, que não param de reduzir a sua velocidade em função do tempo. Além disso, observa-se que ao redor das faixas de 841 até 1860 micras acontece um pico na velocidade de quebra, como já observado ao longo deste texto.

### 4.3.3 Velocidade de Liberação

Pelo fato da velocidade de moagem variar com o tempo, em sistema descontínuo, pode-se deduzir o comportamento cinético através da curva que exprime a Liberação da substância de interesse em função do tempo de moagem. Num moinho de laboratório é possível obter-se alíquotas de fragmentos produzidos para diferentes tempos de moagem e, a partir de uma análise de contagem ao microscópio, constrói-se um gráfico representando a liberação acumulada em função do tempo, como ilustrado na **Figura 4.3.4**.



**Figura 4.3.4** - Curva Cinética de Liberação

A tangente à Curva Cinética,  $d\Phi/dt$ , indica a velocidade natural de aproximação ao equilíbrio em um tempo  $t$  determinado. Normalmente a velocidade é bastante elevada no início do processo, decrescendo até um valor quase nulo, e que corresponde ao começo da assíntota à Curva Cinética, o valor de Equilíbrio ( $\Phi_{\infty}$ ). Da Figura 4.2.4 se conclui que a curva cinética torna-se assintótica a partir de um determinado tempo, onde o consumo específico de energia torna-se muito elevado para as condições do sistema. Isto não significa que o material não possa ainda ser reduzido de tamanho, mas isso terá que ser feito em outra operação, de remoagem, mudando as condições operacionais, particularmente o tamanho dos corpos moedores.

Para aproveitar os ensaios convencionais, que apenas utilizam o fator tamanho (P80) ao invés de liberação ( $\Phi$ ), devemos utilizar a Curva de Seletividade que relaciona estes dois valores, como explicado no item 3.1.2, Figura 2.1.3.

(1) A rigor, a linearidade ou não-linearidade deve ser observada em gráfico mono-log, onde é a função seleção ( $S_i$ ) a pendente entre  $[m_1(t)/m_1(0)]$ , em escala logarítmica, contra o tempo de moagem, em minutos.

### 4.3.4 Mecanismo Cinético Elementar da Moagem

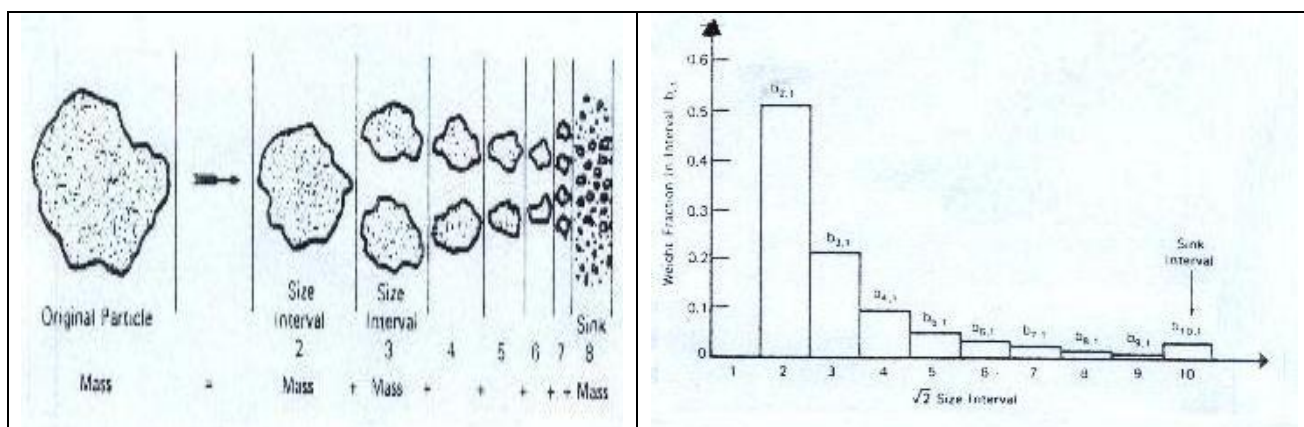
#### 4.3.4.1 A Distribuição da Quebra

A compreensão da analogia cinética, baseada nas reações químicas, nos obriga a revisar alguns conceitos sobre o evento elementar de quebra individual das partículas, para definir o conceito de velocidade (constante cinética e tempo) e de estequiometria associado á distribuição dos fragmentos oriundos da quebra, ambos aspectos fundamentais para este tipo de abordagens.

A tensão de compressão exercida sobre uma partícula tem sido extensamente estudada, inclusive os efeitos de propagação da quebra para dentro da partícula, mediante complexos métodos numéricos, como o método de elementos finitos (FEM), comentado anteriormente no item 1.3.1. Tentativas de prever a distribuição dos fragmentos, mediante considerações teóricas não têm sido bem sucedidas (**Klimpel e Austin**, varias referências), mas esta distribuição pode ser determinada experimentalmente. Já tínhamos observado, do ponto de vista termodinâmico, que a aplicação mecânica de energia é muitíssimo ineficiente na sua conversão em energia líquida de quebra, de modo que este caminho não parece chegar a conclusões práticas para o processo; por outro lado, a predição “a priori” de fragmentos somente faz sentido para partículas homogêneas, que também é muito difícil de encontrar nas operações industriais.

Dentro do moinho, além da geometria do equipamento e dos aspectos operacionais envolvidos, as ações de cominuição sobre as partículas provêm de diferentes forças: de impacto, de atrição e de abrasão, de modo que não é tarefa fácil descrever o fenômeno do ponto de vista físico, mas apenas como um *efeito integrado entre todas estas ações* dos corpos moedores sobre o material.

Na **Figura 4.3.5** ilustra uma possível distribuição de fragmentos a partir da quebra da partícula original, classificadas em malhas de intervalos em função de  $\sqrt{2}$ , como usado nas práticas minerais. Na **Figura 4.3.6** é ilustrado o mesmo exemplo, apenas que de forma quantitativa; nessa figura, por exemplo, o elemento  $b_{2,1}$  corresponde à fração de massa que provém da quebra do tamanho 1, e que apareceu no tamanho 2, da mesma forma que a relação estequiométrica de uma reação química.



**Figura 4.3.5** – Distribuição da Quebra **Figura 4.3.6** – Distribuição Quantitativa da Quebra

Como a medição é feita de forma massiva, independente de condições de geometria do moinho e dos aspectos operacionais, este tipo de abordagens estabelece que a distribuição da quebra é independente destes parâmetros. No item 4.5 serão avaliadas as expressões matemáticas definidas por diversos Autores para definir a quebra.

**Free e outros** (2004) estabelecem procedimentos de laboratório para medir a energia específica obtida na quebra individual de partículas, tentando uma correlação com os valores clássicos de Bond ( $W_i$ ). O trabalho visa uma redução do trabalho experimental e a possibilidade de acompanhar o processo de cominuição em função da exploração de diversas espécies minerais dentro da jazida. O novo índice, chamado de ULCWI (Utah Load Cell Work Index) não parece apresentar uma boa correlação com o  $W_i$  de Bond, ainda levando em consideração as dificuldades para definir partículas representativas, em termos de tamanho e de composição, somado ao fato que diferentes gravidades específicas do material conduzem a importantes variações do Work Index de Bond, e o índice ULCWI apenas considera o *tamanho* das partículas submetidas a esta quebra individual.

#### 4.3.4.2 A Velocidade da Quebra

Diferentemente da distribuição da quebra, a quantidade de material sujeito aos eventos de quebra, por unidade de tempo, depende sim do tamanho do moinho e das condições de processo, que definem o tempo de residência das partículas dentro do moinho e a sucessiva repetição de eventos ao longo do tempo até atingir o tamanho desejado (lembramos ao Leitor de que este tipo de abordagens avalia a cominuição apenas como um problema de redução de tamanho e não de liberação da substância de interesse, como observado pelo **Modelo Operacional**, em processos seletivos de materiais heterogêneos).

A *velocidade de desaparecimento* da massa contida na fração 1 ( $w_1$ ), dentro do inventário total de massa dentro do moinho ( $W$ ), em teoria, pode ser representada da forma como é estabelecida a velocidade de uma reação química simples, unimolecular, de 1ª ordem, a volume constante de reação e em uma fase homogênea, da forma:

$$d(w_1W) / dt = - S_1 w_1W \quad (4.13)$$

Onde,

$S_1$  = é a constante cinética correspondente a essa faixa,  $t^{-1}$ .

Desta forma, 
$$\int d[w_1W] / [w_1W] = - S_1 \int dt \quad (4.14)$$

$$\ln \frac{[w_1W]}{[w_1W]_0} = - S_1 t \quad (4.15)$$

Portanto, num tempo  $t$ : 
$$w_1(t) = w_1(0) e^{-S_1 t} \quad (4.16)$$

A constante cinética de 1ª ordem,  $S_1$ , corresponde à pendente da reta representada pela equação (4.4) num gráfico que relacione  $-\ln([w_1W] / [w_1W]_0)$  vs.  $t$ . O modelo cinético resultará consistente no caso de obter efetivamente uma linha reta (1ª ordem), sendo  $S_1$  a pendente. O balanço correspondente à faixa 2 deve considerar o aparecimento de massa proveniente da faixa 1 ( $b_{2,1}$ ) e o seu próprio desaparecimento, na taxa  $S_2$ .

Para as frações seguintes (3,4, etc.) o procedimento é similar, e os cálculos podem ser efetuados mediante programas de computador.

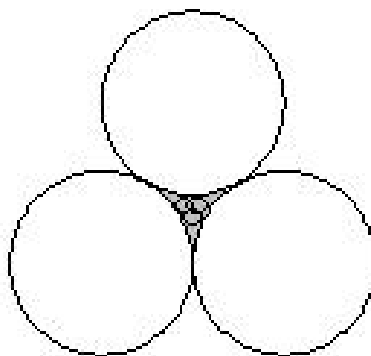
$$d(w_2W) / dt = b_{2,1}S_1w_1W - S_2 w_2W \quad (4.17)$$

Uma equação de velocidade caracteriza a velocidade de uma reação; sua forma pode ser consequência da aplicação de um determinado modelo ou o resultado de um ajuste de uma curva empírica. Em ambos os casos, o valor da constante cinética só pode ser determinado experimentalmente. De acordo com o **Modelo Operacional**, a interpretação cinética do processo apenas deve servir para determinar o *tempo* de cominuição na zona de moagem (**TZ**) para atingir a liberação desejada (**Φ**) e o tempo requerido pela função transporte **t**, que regula a retirada do produto, ainda em continuidade, e não para definir a distribuição de velocidades de quebra ao longo do tempo, como propõem os modelos cinéticos, onde a constante cinética **S** deve ser calculada.

Como antes comentado, **Austin, L.G. e outros** (1982) verificam que na função quebra (**B**) os valores não mudam significativamente junto com a variação de determinadas condições operacionais no moinho, como o nível de carga, velocidade de rotação, diâmetro do moinho, etc. Esta situação comprova o critério massivo estabelecido pelo **Índice de Cominuição** definido pelo **Modelo Operacional** (contatos bola/minério). Para o caso de moinhos de grande diâmetro, a combinação do menor nível de enchimento e menor velocidade de rotação, como recomendado, permitem o movimento em *casca* da carga moedora e não de *catarata*, onde ocorreria um grande desperdício de energia. Diferentemente do Modelo Operacional, alguns autores afirmam que o set de fragmentos produzidos na quebra é característico da partícula, por tanto previsível experimentalmente. O Modelo Operacional, no Primeiro Princípio, afirma que os fragmentos da quebra são partículas diferentes da original e diferentes entre si, não previsíveis, do ponto de vista individual, mas sim de forma massiva e macroscópica.

#### 4.3.4.3 Influencia do Tamanho da Bola

Em diversas partes do texto é destacado o fato de que existe uma faixa de tamanho preferencial das partículas, para determinado tamanho de bola, onde a taxa de quebra é máxima (e com maior linearidade que as outras faixas). Na visão introduzida neste texto este fato pode ser explicado pelo volume do espaço criado pelo contato entre 3 ou 4 corpos moedores, que cria as condições perfeitas da aplicação limpa da pressão de quebra sobre determinadas partículas, que alguns Autores definem como “tamanho pivô” (**Lo, Herbst e outros**, 1988), como ilustrado na **Figura 4.3.7**.



**Figura 4.3.7** – Espaço Intersticial entre Bolas

Partículas acima deste tamanho não entram completamente nesta “cavidade” e, os tamanhos inferiores, entram agrupados com partículas finas, criando amortecimento dos contatos. Na grande maioria dos testes de bancada para determinar as funções quebra e seleção, utilizam tamanho padronizado de corpos moedores. Na prática industrial, a distribuição natural dos corpos moedores, pelo seu desgaste, cria as condições para que todas as faixas granulométricas, simultaneamente, encontrem sua melhor taxa de quebra.

### 4.3.5 Interpretação Cinética dos Testes em Batelada

#### 4.3.5.1 A Função Transporte

Os chamados “testes de Bond” se referem às experiências de moagem a seco, em moinho padrão de Bond (detalhes no item 5.2.1.1), em batelada. Nestes testes é determinada a propriedade macrofenomenológica do Modelo Energético (item 3.2.1), o Work Index. Aproveitando a universalidade da aplicação destas experiências, muitos Autores tem procurado algumas variantes que permitam, na ótica deste tipo de abordagem, uma simplificação experimental e uma melhor aproximação com as condições otimizadas de operação industrial do moinho projetado a partir destas experiências, que não seja apenas a utilização dogmática dos chamados “fatores de eficiência” estabelecidos pelos fabricantes de moinhos (item 3.2.2). Mesmo não se tratando de testes específicos relativos à pesquisa da cinética do processo, é possível obter diversas conclusões que ajudam a esclarecer os aspectos cinéticos da moagem, para o estado não estacionário e no plano macroscópico. Esta é a razão de incluir este item no capítulo da Cinética da Cominuição.

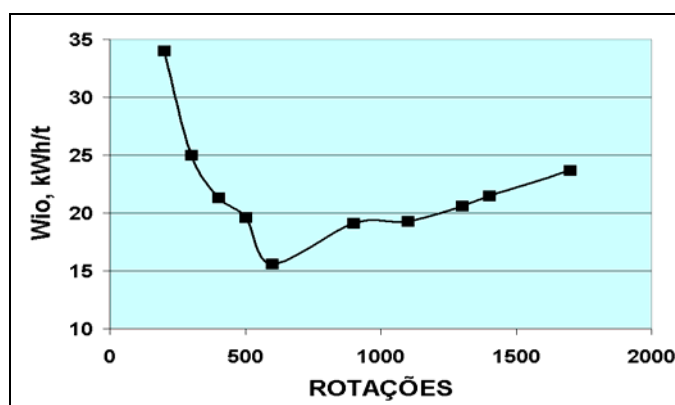
O Work Index corresponde numericamente ao trabalho necessário para reduzir uma tonelada de minério, desde um tamanho teoricamente infinito, até 80% passante em 100  $\mu\text{m}$ . O moinho de laboratório funciona “*a seco*” e por batelada (estado não estacionário), possui dimensões padronizadas e rota a 70 rpm (**Norma ABNT**, 1988). O procedimento experimental consiste num método do tipo correlativo, onde o resultado desta experiência, em bancada, está ligado ao processo contínuo de um moinho de 8 pés de diâmetro interno, circuito fechado, 250% de carga circulante, 35% de enchimento de bolas, 70% da velocidade crítica e 77% de sólidos na polpa alimentada. Condições diferentes para o moinho projetado são corrigidas mediante determinados fatores que ajustam o valor do  $W_i$  obtido experimentalmente, como detalhado no item 3.2.2. A carga de bolas do moinho de laboratório é constituída por exatas 285 bolas, cuja distribuição de diâmetros está detalhada na Tabela 5.2.1 do item 5.1.

**Levin J.** (1992) apresenta os resultados de moagem para minério de Ouro em diferentes tempos de moagem (medido indiretamente através da quantidade de rotações do moinho – tempo “macroscópico” da ação massiva dos corpos moedores), em estado não estacionário, a seco, no moinho padrão e nas condições estabelecidas por Bond. Os resultados são apresentados na **Tabela 4.3.3**. A amostra inicial contém 7,4% de finos – 75  $\mu\text{m}$  e F80 = 1900  $\mu\text{m}$ . A massa alimentada ao moinho foi de 1336 g. Observa-se claramente que na moagem a seco, por batelada, da forma estabelecida por Bond, existem três etapas. Na primeira etapa, o Work Index Operacional ( $W_{i0}$ ) cai rapidamente, de um muito alto valor para uma faixa mínima observada na etapa seguinte, situada entre 600 a 1100 rotações (9 a 15 minutos, considerando 70 rpm do moinho). Nesta segunda etapa, o  $W_{i0}$  aumenta de forma gradativa junto com o tempo e, na terceira etapa, o  $W_{i0}$  volta a subir fortemente, muito provavelmente pela acumulação de finos, como ilustrado na **Figura 4.3.8**.

Tabela 4.3.3 – Tempo de Moagem na Experiência de Bond (Levin J., 1992)

ROTAÇÕES	kWh/t*	P80, $\mu\text{m}$	W <sub>10</sub> , kWh/t	-75 $\mu\text{m}$
0	-	1900	-	7,4
200	2,96	1000	34,0	19,4
300	4,44	605	25,0	25,4
400	5,92	389	21,3	
500	7,40	271	19,6	
600	8,89	200	15,6	43,5
900	13,32	116	19,1	61,6
1100	16,28	87	19,5	73,6
1300	19,24	74	20,6	80,6
1400	20,72	70	21,5	83,2
1700	25,16	60	23,7	91,7

\* Foi determinado que 1 rotação do moinho consome  $198 \times 10^{-7}$  kWh.

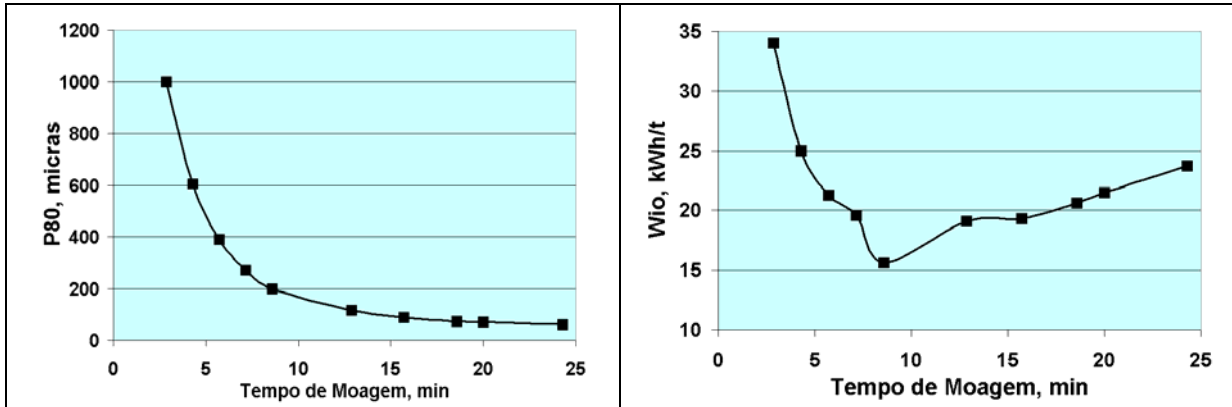
Figura 4.3.8 – Variação do W<sub>10</sub> com o Tempo de Moagem em Batelada (Levin J., 1992)

Tavares e Kreischer (2004) afirmam que o acúmulo de finos no interior do moinho (na nossa visão isso acontece na moagem em batelada, pela ausência da função transporte) produz a desaceleração da quebra das partículas, tornando as taxas de quebra não-lineares, concordando com o comentado no parágrafo anterior.

Podemos concluir em algumas interessantes observações sobre este teste, com muita coerência com os postulados do **Modelo Operacional**. Simulações feitas em computador tinham apontado que na Função Transporte (retirada de produto), num circuito aberto, a água e os finos possuem um tempo de residência ( $t$ ) entre 10 a 13 minutos, dependendo do processo e da densidade da polpa alimentada. Experiências práticas com minério de Ouro (Yovanovic, 1991) mostraram que, em moinho de grelha, a retenção de finos dentro do moinho reduz a capacidade de produção e aumenta fortemente o valor de potencia aplicada ao moinho, na forma de picos de carga; a forma de lidar com este problema, na usina, foi reduzir a % de sólidos na alimentação (agregando mais água), permitindo a retirada oportuna dos finos produzidos. Por outro lado, na fase rocha (zona de moagem), os tempos de residência obtidos ( $TZ$ ) são bastante superiores, pelo aumento da densidade da carga afundada, e atinge valores que podem mudar entre 30 a 40 minutos, dependendo muito da gravidade específica do material e do nível de enchimento de corpos moedores. Lembramos ao Leitor que o Modelo Operacional possui uma interpretação particular para o que chamamos de *Função Transporte*, de forma que o tempo de residência é dividido entre a água, que transporta os finos produzidos, e a rocha, que representa o tempo médio de residência do material na zona de moagem, no fundo do moinho, da forma:

$$\tau \rightarrow t (\text{Água}) \quad \tau \rightarrow \text{TZ} (\text{Rocha})$$

As experiências de Levin, quando observadas sob esta ótica, apresentam os resultados ilustrados nas **Figuras 4.3.9 e 4.3.10** a seguir, dividindo as rotações do moinho por 70 rpm).



**Figura 4.3.9** – Tempo de Moagem (TZ) **Figura 4.3.10** – Tempo Mínimo de Transporte (t)

Quanto maior seja o quociente entre o tempo de moagem e o tempo de transporte (TZ/t), mais minério será moído, com menos custo energético e com a máxima seletividade quanto possível, como discutido no item 1.5.2 e ilustrado na Figura 1.5.2. Este quociente que define a distribuição de tempo pode ser maximizado mediante um adequado estudo reológico do processo e o estabelecimento do nível otimizado de enchimento, que deve aproximar o nível volumétrico dos corpos moedores, ao nível interno do moinho onde acontece a “zona de moagem”; este valor de enchimento ótimo, na forma de fração de volume é definido como **JA**, e diversas observações industriais e confirmações mediante simulações em computador, tem estabelecido que o ponto ótimo se situa entre 0,2 e 0,3, dependendo do tamanho esperado no produto e da gravidade específica do material e dos seus componentes mais pesados, além de outros aspectos.

**Austin e Klimpel** (1989), comparando testes em batelada com sistema contínuo a úmido, concluem que, na ótica dos modelos cinéticos ( $S_i$ ,  $B_{i,j}$ ), o moinho por batelada apresenta resultados similares de quebra que o sistema contínuo após 12 a 16 minutos de tempo de residência, coincidindo mais uma vez com os conceitos do Modelo Operacional respeito à função transporte.

#### 4.3.5.2 O Critério de Carga Circulante em Processos Descontínuos

No item 5.2.1.1, do **Capítulo 5**, será detalhado o procedimento experimental para o cálculo do *Work Index* (**Wi**) que é a propriedade macrofenomenológica do Modelo Energético. Após completar o trabalho experimental, o Wi é calculado mediante a seguinte fórmula:

$$\mathbf{Wi} = \frac{44,5}{A_m^{0,23} M_{ob}^{0,82} 10 (P80^{-0,5} - F80^{-0,5})} \times 1,1 \quad (4.18)$$

Onde,

Wi = Índice de Trabalho para Moagem, kWh/t. t = tonelada métrica (2200 libras);

Am = Abertura da malha de classificação do ensaio,  $\mu\text{m}$ ;

P80 = Abertura da malha teórica onde passam 80% da massa contida no produto;

F80 = Mesmo conceito anterior, relativo à alimentação M;



Mob = Média de  $Mob_i$  dos últimos três ciclos. Mob é a Moabilidade do ciclo, que é o quociente entre a quantidade líquida passante no ciclo (na malha  $A_m$ ) e o  $N^\circ$  de rotações do ciclo.

1,1 = fator de conversão de tonelada curta (2000 libras) para tonelada métrica (2200 libras).

Observando a equação anterior, podemos perceber que é justamente o valor de Mob que afeta o valor da carga circulante e o tempo de duração do ciclo ( $N^\circ$  de rotações). O teste de Bond induz a obtenção do equilíbrio final no valor de 250% de “carga circulante”, o que significa que, no ciclo final, enquanto 1 kg de material, com tamanho F80 entra ao moinho (ciclo de moagem por batelada), junto com 2,5 kg provenientes do retido na malha  $A_m$ , também 1 kg está sendo produzido, como passante da mesma malha, com um tamanho final de P80. Este último ciclo se estabiliza com um determinado número de revoluções por ciclo, entre 300 a 400 (na média geral) e com um valor de Mob que pode variar em função direta com a gravidade específica do material, como será visto em detalhe no item 5.2.1. A questão é que a chamada carga circulante do procedimento de Bond, a rigor, é apenas o procedimento possível para retirar o produto do moinho, para evitar a acumulação de finos que criaria a situação mostrada no item 4.2.4.1 anterior, Tabela 4.2.3. Por outro lado, nas operações contínuas, na moagem a úmido, a função transporte se encarrega de fazer esta função sem necessidade de carga circulante, como estabelecido pelo **Modelo Operacional**.

Na Figura 1.4.1, no item 1.4.1, é ilustrado um esquema que representa a classificação interna ideal, onde a retirada do produto acabado é feita imediatamente após o evento de quebra, ou seja, voltando para o caso de Bond, o desejável seria que o  $N^\circ$  de rotações seja o mínimo possível por ciclo, do ponto de vista da retirada de produto (como ilustrado na figura 4.2.10), mas isso eleva enormemente a massa reciclada ao moinho, pela falta de tempo de moagem (como ilustrado na figura 4.2.9), criando a falsa impressão de que é a alta carga circulante a promotora deste benefício e não a função transporte. Para entender este ponto de vista, comentamos ao leitor que o autor Levin J. (1992) sugere que o teste resumido na Tabela 4.2.3, em batelada, simularia, na sua concepção, a operação do circuito aberto. Na perspectiva do Modelo Operacional é exatamente o contrário, o teste resumido na tabela 4.2.3 constitui o clássico sistema fechado em sistema descontínuo.

Na **Tabela 4.3.4** estão resumidos os resultados de novas experiências executadas por Levin J. (1992), executando o teste de Bond, de acordo ao procedimento padrão detalhado no item 5.2.1.1, apenas que testando duas peneiras de referência diferentes ( $A_m$ ) e estabelecendo as relações do ensaio para atingir diferentes níveis de “carga circulante” (lembramos ao leitor que, em estado não estacionário, este conceito é apenas um reciclo de massa mal moída no ciclo).

**Tabela 4.3.4** – Variação de % de reciclo no Teste de Bond (Levin J., 1992)

% CARGA CIRCULANTE	ROTAÇÕES POR CICLO	PRODUTO		kWh/t	Wio, kWh/t
		% -75 $\mu$ m	P80, $\mu$ m		
<b>MALHA DE REFERÊNCIA: <math>A_m = 106 \mu</math>m</b>					
47	850	80,2	76	17,4	19,0
129	500	76,2	80	15,8	17,7
226	320	74,2	82	15,0	17,1
<b>MALHA DE REFERÊNCIA: <math>A_m = 300 \mu</math>m</b>					
54	330	32,3	225	6,46	14,7
95	230	29,3	240	5,92	14,2
282	100	26,7	250	5,34	13,3

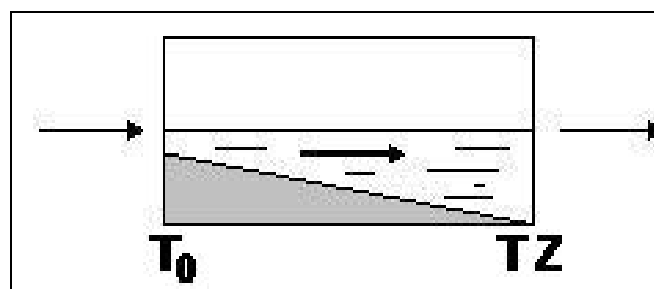
A amostra utilizada é a mesma do teste em sistema totalmente fechado, cujos resultados foram apresentados na Tabela 4.3.3, e contém 7,4% de finos – 75  $\mu\text{m}$  e  $F_{80} = 1900$   $\mu\text{m}$ . A massa alimentada ao moinho foi de 1336 g. Os resultados mostrados na tabela anterior correspondem a resultados típicos para este teste, e tem induzido aos seguidores do Modelo Energético para recomendar, erradamente, o incremento das cargas circulantes nos circuitos contínuos industriais de moagem. Pode observar-se também a redução do número de rotações por ciclo, como antes comentado, e o leve engrossamento do produto.

O teste de Bond, em termos do valor de  $W_i$ , é apenas reproduzível na escala industrial para 250% de carga circulante e ainda, para determinadas condições de dimensionamento do moinho e de operação, com inúmeras limitações e questionamentos como explicado no item 3.2 e logo, a seguir, no item 5.2.1. Os resultados experimentais mostrados nas tabelas 4.3.3 e 4.3.4 são apenas qualitativos e não possuem projeção industrial, mas aportam interessantes conclusões experimentais sobre os aspectos cinéticos envolvidos no estado não estacionário.

#### 4.3.5.3 Explicação Teórica da Função Transporte a partir de Testes em Batelada

Na Figura 4.2.2 do item 4.2.1.2 são ilustradas as taxas de quebra para diversas faixas granulométricas. Nestas curvas observamos que, dependendo do tamanho desejado para o produto, diferentes tempos de moagem seriam necessários, por exemplo: Para  $P_{80} 147$   $\mu\text{m}$  são requeridos 45 minutos de moagem (TZ); para  $P_{80} 295$   $\mu\text{m}$  são requeridos 28 minutos e, para  $P_{80} 841$   $\mu\text{m}$ , apenas 13,5 minutos seriam suficientes. Obviamente, esta avaliação não é precisa, pois esta informação é obtida em sistema descontínuo, sem considerar a função transporte. Nos sistemas contínuos o tempo TZ pode ser ainda inferior, pois as taxas de quebra são maximizadas ao retirar oportunamente os finos produzidos.

Na **Figura 4.3.11** é ilustrado o interior do moinho, operando em continuidade. A parte baixa da linha horizontal central que divide o moinho corresponde ao volume interno realmente ocupado pelo material e os corpos moedores, que para sistemas em overflow não é superior que 45% do total do volume interno. Por sua parte, este volume divide-se em duas partes: a parte inferior corresponde à zona de moagem, da fase rocha, que precisa do tempo **TZ** para gerar o produto desejado e, na parte superior da diagonal, está a zona de transporte, a qual levaria fora do moinho o produto pronto (se fosse em continuidade), em  $\underline{t}$  minutos, em média.



**Figura 4.3.11** – A Função Transporte

#### **P80 147 $\mu\text{m}$**

Na Figura 4.2.1 podemos observar que, no material alimentado (tempo  $T_0$ ), existe 89,5 % de material retido na faixa 147  $\mu\text{m}$ , por tanto 10,5% de material pronto, já na alimentação, como ilustrado na Figura pela diferença entre a linha horizontal e o começo da diagonal, em  $T_0$ .

Na Figura 4.3.12 é mostrada a velocidade de quebra da faixa 147  $\mu\text{m}$  do exemplo.

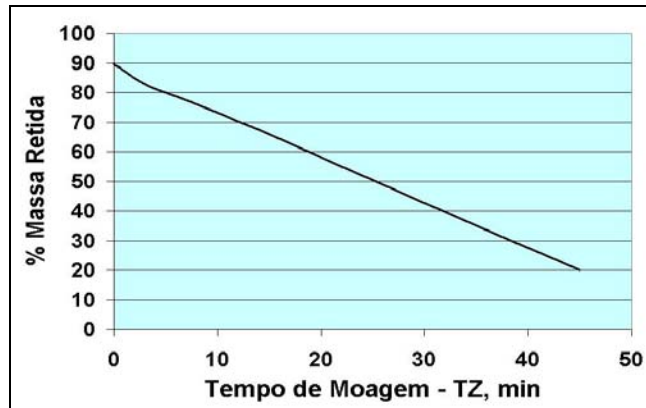


Figura 4.3.12 – Taxa de Quebra Faixa 147  $\mu\text{m}$

O volume de material rochoso na zona de moagem ( $R_i$ ) é proporcional à área do triângulo (lembramos que o produto possui uma tolerância de 20%):

$$MZ = (0,895 \times 45) / 2 = 20,1375$$

Do mesmo modo, o material pronto teria que ocupar a outra parte da área (lembramos que o teste é em batelada), incluindo a parte superior equivalente aos 10,5 % de produto pronto na alimentação:

$$MP = MZ + (0,105 \times 45) = 24,8625$$

Na zona de moagem acontece que a % de sólidos é bastante superior que na zona de transporte. Para o caso do exemplo, que trata minério de Cobre, assumiremos as seguintes condições de processo (valores estimados para este exemplo):

- % sólidos na zona de moagem: 75%;
- Gravidade específica do material rochoso, na zona de moagem: 4,5;
- Volume interno ocupado pela zona de moagem:  $VZ = 0,29$  (como observado no Caso de Copperhill, item 1.4.2);
- % sólidos na zona de transporte: 60%;
- Gravidade Específica Média do material: 3,5;
- Volume interno ocupado pela zona de transporte:  $0,45 - 0,29 = 0,16$

$$\rho_z = \frac{100}{(100 - 75) + (75/4,5)} = 2,40$$

$$\rho_p = \frac{100}{(100 - 60) + (60/3,5)} = 1,75$$

O volume relativo ocupado pelas partes é:

$$VRZ = MZ / 2,4 = 20,1375 / 2,4 = 8,3906$$

$$VRZ / 0,29 = 28,933$$

$$VRT = MP / 1,75 = 14,207$$

$$VRT / 0,16 = 88,795$$

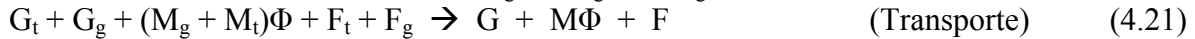
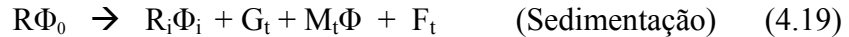
$$TZ = 45 \text{ min.}$$

$$TZ / t = 45 / t = 88,795 / 28,933 \rightarrow t = 14,66 \text{ minutos}$$

## 4.4 Operações Contínuas

### 4.4.1 Reação de Desagregação em Processos Contínuos

Na Figura 2.3.1 do **Capítulo 2** pode-se observar que a reação de desagregação possui um mecanismo de reação em série, atendendo aos mecanismos de *Sedimentação*, *Desagregação* (moagem) e de *Transporte*. Isto é:



Na “reação” de *Sedimentação*, o material alimentado ao moinho é separado entre a rocha afundada **R<sub>i</sub>** com liberação **Φ<sub>i</sub>**, e a parcela de massa que já é produto e que não precisa de moagem: **M<sub>t</sub>**, com liberação de projeto **Φ**; **F<sub>t</sub>**, que são os finos, e alguns fragmentos leves de ganga de maior tamanho (**G<sub>t</sub>**). A rocha afundada é submetida à reação de *Desagregação*, onde a massa atinge as necessidades de projeto e é transferida da fase rocha para a fase polpa. A soma entre as partículas mais leves separadas na sedimentação com as partículas geradas pela desagregação constitui o Produto, que é transportado até o overflow do moinho.

A reação em série representa a equação 1.5 (**Capítulo 1**), que é a equação de Moagem Seletiva introduzida pelo **Modelo Operacional**:  $R\Phi_0 = G + M\Phi + F$ . Como todas as reações em série, a velocidade geral corresponderá à velocidade mais lenta entre as três reações indicadas acima, e ela irá regular a taxa de produção. Ou seja, os três mecanismos da moagem seletiva devem funcionar de maneira harmoniosa, onde é tão importante moer como sedimentar e transportar o produto, e a operação otimizada do moinho deve interagir com estes três mecanismos.

Os testes executados em sistema descontínuo (em batelada) não poderiam nunca reproduzir este efeito, por isso é que os seus resultados, na nossa ótica, não podem ser extrapolados para a escala contínua, ainda menos em tamanho industrial. Em estado estacionário, a composição da rocha **R<sub>i</sub>** é muitíssimo diferente da composição da rocha original alimentada ao moinho (**R**), ou seja, na zona de moagem, a reação de quebra em sistema de batelada ocorre com um material diferente do observado na zona de moagem do sistema contínuo. Finalmente, os produtos são diferentes, em termos de seletividade ( $P_{80}-\Phi$ ).

Do ponto de vista da reação de Desagregação, o “reator” que representa o moinho, operando em continuidade em condições seletivas (baixo enchimento, circuito aberto), corresponderia a um reator do tipo *backmix*, como ilustrado na Figura 4.1.1, apenas que considerando duas zonas dentro do moinho, a zona do reator (zona de moagem) e a zona da camada de transporte. O moinho inteiro não deve ser considerado como reator, mas apenas a *zona de moagem*, no fundo do moinho, correspondendo na prática industrial a um volume, aproximadamente, entre 20 a 29%, como ilustrado na Figura 4.3.1 do item anterior.

Quase todos os modelos de tipo “cinético” imaginam o moinho como um reator de tipo *backmix*, onde a massa total dentro do moinho (mistura equivocada das duas zonas: moagem e transporte) estaria em regime chamado de *fully-mixed*, ou seja, de mistura perfeita, ignorando não apenas as duas zonas, mas também negando a existência da classificação hidráulica dentro do moinho, assumindo não apenas a homogeneidade do material como também o processamento deste (operação homogênea).

#### 4.4.2 Utilidade Cinética dos Testes em Continuidade

No **Capítulo 5** são apresentados os procedimentos experimentais normalmente utilizados pelas atuais abordagens do processo. Para o caso dos modelos energético e cinético, os testes são executados em sistema descontínuo. O **Modelo Operacional**, no item 5.4, propõe experiências de moagem em continuidade. Estes trabalhos são:

- Padronização operacional de *moinho de laboratório contínuo*, por overflow, em circuito aberto. **Os testes em batelada não possuem suficiente aplicação prática para a extrapolação industrial.** A padronização dessa experiência é fundamental para o trabalho cotidiano nas usinas de moagem.
- Organizar os equipamentos dentro de um conceito de *laboratório de operações unitárias*, como indicado no item 5.1, onde é estudado o processo, do ponto de vista de engenharia, e não apenas o mero resultado de um determinado “teste”.
- Simplificar os procedimentos “padrão”, executando previamente determinados trabalhos experimentais que possam definir *a priori* os aspectos fundamentais do processo e do equipamento, por exemplo: nível de enchimento de corpos moedores, carga balanceada, densidade ótima da polpa, velocidade ótima de rotação, etc.

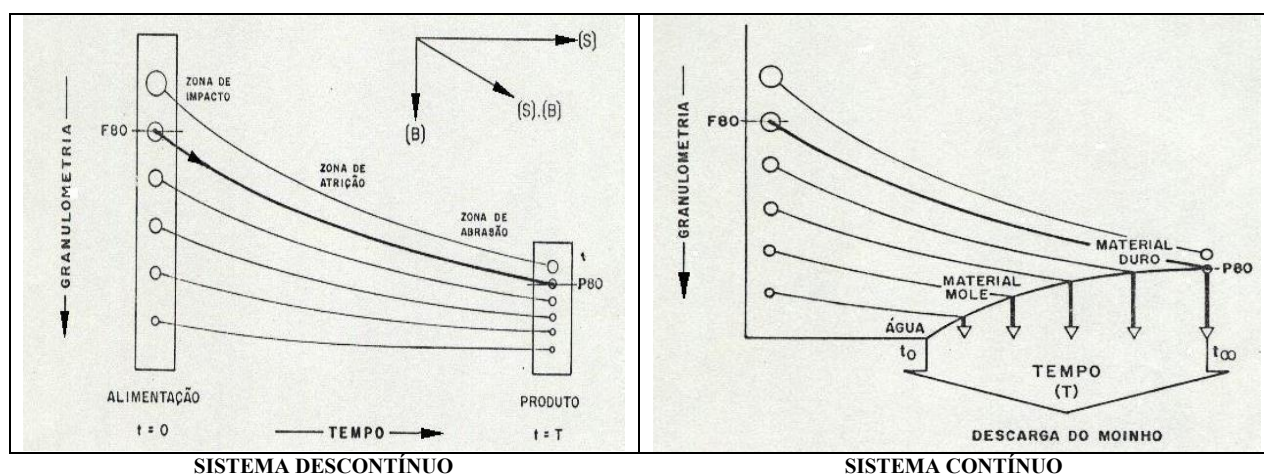
Os testes propostos no **Capítulo 5** não visam a obtenção de parâmetros cinéticos, mas apenas condições de operação otimizadas e critérios de scale-up para a escala industrial.

#### 4.4.3 Distribuição do Tempo de Residência em Continuidade

Os modelos chamados de cinéticos precisam definir o tempo de residência que irão encontrar no sistema contínuo para transportar a equação 4.16, deduzida para o sistema descontínuo, até o processo real em continuidade.

$$w_1(t) = w_1(0) e^{-S_1 t}, \text{ Equação 4.16}$$

O problema de expressar o tempo de residência em sistema descontínuo ou contínuo pode ser observado na **Figura 4.4.1** a seguir.

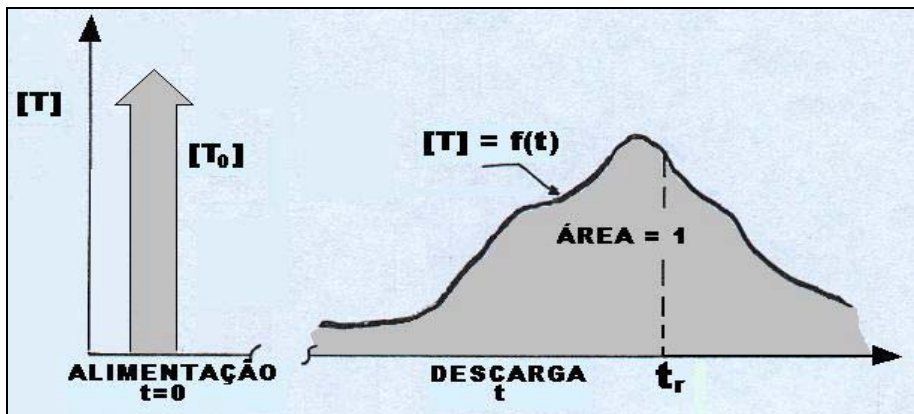


**Figura 4.4.1** – Tempo de Residência

Consideremos um equipamento de contato, de volume total  $V$ , sendo alimentado por polpa a um fluxo volumétrico  $Q$ . O tempo médio de residência é:  $t_r = V/Q$  (4.22)

O problema dessa avaliação é que a polpa não possui um comportamento homogêneo respeito ao tempo; algumas partículas abandonam o moinho em curto espaço de tempo (fínos) e outras permanecem por um tempo excessivo, na zona de moagem ( $R_i$ ), caracterizando uma ineficiência de distribuição do tempo de residência. O método do RTD (Residence Time Distribution) permite caracterizar a magnitude dessa ineficiência e consiste num trabalho experimental que utiliza traçadores químicos (normalmente líquidos) na polpa alimentada ao circuito, e a medição (contínua ou discreta) da concentração do traçador na descarga.

A **Figura 4.4.2** ilustra a metodologia de pulso de entrada (Levenspiel O., 1972, e Perry R. H. e Green, 1985), que se refere à alimentação do traçador de uma única vez na entrada do equipamento, com concentração  $[T_0]$ .



**Figura 4.4.2** – Estudo de RTD (Sistema de Pulso de Entrada)

Essa metodologia é aplicável apenas para analogias que resultem em reações químicas de 1ª ordem, como de fato tem sido o modelo analógico comumente utilizado para a moagem. Um estudo de variância poderia refletir o grau de desvio sobre o valor médio que existe dentro do equipamento. Por definição, o total de traçador que sai é o mesmo alimentado, então a área embaixo da curva de saída do equipamento é igual à unidade. Normalmente é utilizado como traçador um sal fortemente iônico, medindo a condutividade da polpa na descarga (por exemplo, NaCl, CaCl<sub>2</sub> ou KCl).

Neset J. E. (1988) relata experiências para determinar o volume necessário para a hidratação de Cal, que em laboratório precisou de 15 minutos para atingir 95% de conversão. Os cálculos de RTD para 2 células em série indicaram o fator de scale-up de 1,8, ou seja, 27 minutos para a escala contínua. O procedimento de cálculo do fator de RTD utiliza valores adimensionais para relacionar o tempo com a concentração do traçador:

$$T = [T]/[T_0] \quad (4.23)$$

Além disso, como já comentado sobre a área embaixo da curva, ao representar-se graficamente em função de  $T$  temos que:

$$\int_0^{\infty} T(t) dt = 1 \quad (4.24)$$

Para um tempo  $t_1$ ,

$$[w_{11}] = \int_0^{t_1} [w_1] T(t) dt \quad (4.25)$$

Onde  $[w_1]$  é a velocidade de desaparecimento da massa contida na fração 1. Para uma reação de 1ª ordem é demonstrado que:

$$w_1(t) = w_1(0) e^{-S_1 t}, \text{ Equação 4.16}$$

Onde  $[w_1(0)]$  é a concentração inicial de massa na fração 1 de interesse e  $S_1$  é a constante cinética de 1ª ordem. Substituindo em (4.25):

$$[w_1(t)] = \int_0^t [w_1(0)] e^{-S_1 t} T(t) dt \quad (4.27)$$

Desse modo, na expressão 4.27 é incluído o cálculo do RTD para converter em tempo real o tempo contínuo deduzido pelo laboratório.

**Rogovin e Hogg** (1988) utilizam traçadores sólidos, de diferentes tamanhos, para verificar a distribuição real de tempo de residência entre as partículas e a água, em moinhos contínuos de laboratório, de barras e de bolas.

Na **Tabela 4.4.1** são mostrados os resultados obtidos para moinhos de barras, de 0,41 x 0,81m operando com 74% de sólidos, alimentado com quartzo.

**Tabela 4.4.1 – RTD em Moinho de Barras (Rogovin e Hogg, 1988)**

Traçador, mesh	Tempo de Residência, min
3 x 4	21,3
14 x 20	14,9
28 x 35	13,0
Água	11,0

Para moinho de bolas de 0,3 x 0,61m, operando em média a 53% de sólidos, os resultados são mostrados na **Tabela 4.4.2**:

**Tabela 4.4.2 – RTD em Moinho de Bolas (Rogovin e Hogg, 1988)**

Traçador, mesh	Tempo de Residência, min
30 x 40	19,4
50 x 70	18,8
100 x 140	14,7
Água	11,7

É interessante observar que o tempo  $t$ , da função transporte (água e finos) encontra-se quase sempre na faixa entre 10 a 13 minutos, como tem sido frequentemente observado em diversos exemplos ao longo deste texto.

## 4.5 Modelos Cinéticos de Cominuição

### 4.5.1 Introdução

A expressão cinética da quebra em sistema não estacionário é sem dúvida um interessante avanço científico, mesmo com as limitações antes descritas, como por exemplo: o enorme esforço experimental (onde a matriz  $\mathbf{B}_{i,j}$  deve ser totalmente definida para a caracterização do fenômeno); a falta de linearidade das expressões matemáticas (pela heterogeneidade das partículas e pelo estabelecimento de analogias químicas apenas como sendo homogêneas e de 1ª ordem, entre outras); e pelas dificuldades em transportar estas propriedades macrofenomenológicas para a escala contínua industrial, ainda sem considerar o aspecto energético do processo. A forma de lidar com estas dificuldades constitui o escopo das diferentes vertentes ou modelos aqui denominados como *modelos cinéticos*.

Lembramos ao Leitor que os propósitos deste texto são de introduzir uma nova abordagem para interpretar o fenômeno de cominuição, a *Transferência Macromolecular de Massa* (neste caso, de cominuição, em analogia com o processo químico de Destilação Fracionada), como tem sido aplicado pelo Autor em outras operações. Além disso, os processos de britagem e de moagem, que se utilizam deste fenômeno, são interpretados como fenômenos reais de ocorrência e tratados como *operações unitárias*, da forma como são tratados os processos químicos, considerando expressões matemáticas, criadas pelo Modelo Operacional, para definir as etapas de scale-up, de continuidade no estado estacionário e de otimização. Não é objetivo deste texto aprofundar sobre as abordagens que outros Autores tenham a esse respeito (ninguém melhor do que eles mesmos para expor as suas teorias, como normalmente tem feito), como é o caso dos modelos ditos “cinéticos”, nem concordar inteiramente com eles, mas apenas organizar o estudo dos processos, na forma de engenharia, e colocar cada uma destas tendências e conceitos dentro de uma coluna vertebral ou estrutura, que permita ao Leitor compreender onde cada abordagem consegue somar conhecimentos dentro do processo como um todo, evitando a confusão conceitual que poderia criar-se entre todas as diferentes abordagens. Em resumo, o Leitor que deseje aprofundar sobre os modelos cinéticos deve procurar dentro da vasta bibliografia que iremos sugerir ao longo deste capítulo.

Os modelos cinéticos ainda não possuem uma adequada confiabilidade para o scale-up de instalações industriais (nem utilidade prática, pela extrema dificuldade experimental) frente ao bem sucedido emprego das abordagens energéticas para o **dimensionamento** de equipamentos, até os dias de hoje. Em compensação, uma boa utilização das ferramentas introduzidas pelas abordagens cinéticas poderia contribuir, mesmo qualitativamente, para resolver alguns aspectos na **otimização** de determinadas condições de processo, principalmente na discussão dos “paradigmas” estabelecidos pelos modelos energéticos, por exemplo: o nível ótimo de enchimento, as vantagens do circuito aberto de moagem, a carga circulante otimizada em circuitos fechados, etc.

Durante estes últimos anos, diversos autores têm desenvolvido e aperfeiçoado a simulação de processos com base na analogia com as reações químicas, com a intenção de *Avaliar, Simular* e de *Otimizar* processos de cominuição. Todas as metodologias conhecidas apresentam algumas limitações no procedimento de scale-up para a escala industrial. As primeiras aproximações para sistemas contínuos, feitas a partir das expressões cinéticas obtidas em batelada foram tentadas por Reid (1965), como foi comentado no item 1.3.3.



Algumas dessas limitações são, na nossa opinião:

- 1) A Expressão cinética do fenômeno natural de cominuição é descrita como uma reação química apenas de 1ª ordem, numa fase, prescindindo de outras numerosas variáveis que regulam a transferência de massa.
- 2) A redução de tamanho em função do tempo, ainda estudada em estado não estacionário, não tem concordância com o processo real de moagem. Em verdade, trata-se de operações simultâneas com dois tempos diferentes (TZ, para a **moagem** e t, para a **função transporte**).
- 3) O modelo praticamente “exige”, inclusive na linearidade dos parâmetros, que o processo seja essencialmente homogêneo, o qual é muitíssimo difícil de acontecer nas operações industriais.

## 4.5.2 Modelo do Balanço Populacional

### 4.5.2.1 O Fundamento Macroscópico

O processo de moagem em função do tempo, em estado não estacionário, é representado por uma equação diferencial análoga à de um reator químico em batelada, cuja equação básica foi desenvolvida por Sedlatschek e Bass, em 1953 (Alemanha). Austin e colaboradores (diversas referências) confirmam experimentalmente a validade destas equações na descrição do sistema descontínuo de moagem, em 1962, e formulam a equação que descreveria, a partir do sistema descontínuo, o sistema contínuo em estado estacionário para moinhos em regime “*fully mixed*”, onde a concentração granulométrica do material é considerada homogênea dentro do moinho, em toda sua extensão (sem considerar classificação interna nem a função transporte). Este tipo de analogia origina os modelos chamados de cinéticos, que são detalhados a seguir.

Todos os modelos cinéticos utilizam, como *mecanismos macroscópicos*, as funções Quebra (**B**) e Seleção(**S**). O estabelecimento da “*propriedade macrofenomenológica*”, susceptível de estudar no laboratório e extrapolar para o tamanho industrial, e a forma de lidar com o *tempo*, nas operações contínuas, constitui o escopo de trabalho das diferentes abordagens. A interpretação macrofenomenológica geralmente usada por estes modelos, para interpretar o fenômeno em sistema batch (*batch grinding model*), também conhecida como equação do *Balanço Populacional*, foi desenvolvida por Gardner e Austin, em 1962, e consagrada por Reid K.J (1965), mostrada na equação 1.16, item 1.3.3, que repetimos aqui.

$$\frac{dm_i(t)}{dt} = -S_i m_i(t) + \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij} S_j m_j(t) \quad , \text{Equação 1.16}$$

Onde o termo  $b_{ij}$  corresponde à determinação dos fragmentos oriundos da quebra e indica a fração de massa originalmente na faixa “j”, reduzida à faixa “i” após o evento de quebra. Observa-se que o coeficiente  $b_{ij}$  é análogo a um coeficiente estequiométrico de uma reação química. **S** é a Função Seleção, ou taxa de quebra, onde  $S_i$  representa a frequência de fragmentação das partículas localizadas na faixa granulométrica “i”, ou seja, em intervalos discretos de granulometria.  $S_i$  é função do tempo, e tem o mesmo significado que uma constante cinética de uma reação química de primeira ordem (requisito de “linearidade” exigido pelos modelos cinéticos). Obviamente,  $i$  é maior ou igual que  $j$ , e  $j$  é maior ou igual que 1.

**Gao e Forssberg (1989)** relatam as dificuldades de definir os parâmetros de quebra para minérios heterogêneos, como é o caso de minério de magnetita (SG 5) com ganga de Quartzo (SG 2,65), onde as funções determinadas no laboratório são absolutamente não lineares (não são de 1ª ordem); os Autores propõem algoritmos de retro-cálculo para “normalizar” estas funções, incorporando mais uma aproximação, num trabalho experimental extenso e de pouca aplicabilidade prática. A condição de “linearidade” poderia acontecer, em bancada, se as funções seleção e quebra forem independentes da distribuição de tamanhos dentro do moinho.

#### 4.5.2.2 Determinação dos Parâmetros do Modelo

A equação do balanço populacional, quando estabelecida para toda a distribuição granulométrica da alimentação e para o total de massa alimentada ao teste por batelada (**H**), fica como segue:

$$\frac{dHm_i(t)}{dt} = -S_i Hm_i(t) + \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij} S_j Hm_j(t) \quad (4.28)$$

Onde,

H = massa total das partículas (hold-up);

$x_1$  a  $x_{n+1}$  = intervalos de distribuição (faixas granulométricas);

n = número de faixas

Por exemplo, para n = 12 faixas resultarão 11 valores de  $S_i$  e 66 valores de  $b_{ij} = 77$  parâmetros.

$$\text{Parâmetros} = (n - 1) S_i \times [(n + 2)/2] b_{ij} = \frac{(n - 1)(n + 2)}{2}$$

Mediante a aplicação do programa ESTIMILL (**Herbst e outros**) é possível simplificar os cálculos para até 5 parâmetros.

$m_i(t)$  = massa de partículas entre  $x_i$  e  $x_{i+1}$ ;

$x_i / x_{i+1} = r$ , razão entre faixas ( $\sqrt{2}$ , de acordo com prática geral);

$S_i$  = Função Seleção, que representa a taxa de quebra de material do tamanho i no tempo t ( $i = 1, 2, \dots, n$ );  $i = n$ ;  $S_n = 0$ .

$b_{ij}$  = Função Quebra, que representa a distribuição dos fragmentos no intervalo i, gerados pela quebra do intervalo j ( $j = 1, 2, \dots, n-1$ ).

Para material homogêneo e moagem a seco, como requisito destes modelos,  $S_i$  e  $b_{ij}$  são independentes da distribuição granulométrica no moinho, de modo que não dependem do tempo de moagem. Além disso,  $b_{ij}$  não é função da massa total (**H**) nem da distribuição granulométrica. Se as equações de  $S_i$  forem lineares, com coeficientes constantes, podem ser representadas matricialmente:

$$dm(t)/dt = -(\mathbf{I} - \mathbf{B}) \mathbf{S}(\mathbf{H}) \mathbf{m}(t) \quad (4.29)$$

Onde,

$\mathbf{m}(t)$  = vetor que representa as frações de massa nos intervalos i;

**B** = matriz triangular da função quebra;

**S** = matriz diagonal da função seleção.

Da equação 4.16

$$\mathbf{w}_1(t) = \mathbf{w}_1(0) e^{-\mathbf{S}t}$$

Os dados experimentais por faixa granulométrica, acompanhando o top-size da faixa, por tempo de moagem, podem ser graficados considerando os valores acumulados de  $w_i(t)/w_i(0)$  em escala logarítmica vs. tempo, onde a pendente desta curva é  $S_i$ . No item 5.3 são analisados os procedimentos experimentais utilizados pelos modelos cinéticos.

#### 4.5.2.3 A Distribuição de Tempo e o Scale-Up

Para relacionar a equação do balanço populacional com a aplicação de energia (net-power) é criado um artifício que fornece uma correlação entre os parâmetros do modelo e o consumo específico (kWh/t). Para o caso do dimensionamento e scale-up, quase todos os modelos cinéticos lidam com este problema assumindo que a quebra é proporcional às forças aplicadas por unidade de volume, da forma:

$$S_i = S_i^E (P / H) \quad , \text{ equação 3.44}$$

Onde  $S_i^E$  é a função específica de seleção, considerada essencialmente independente das dimensões do moinho;  $H$  é o *hold-up* o quantidade de massa presente no moinho por unidade de comprimento, e  $P$  é a potencia aplicada; de modo que o termo  $(E = P/H)$  estabelece uma espécie de consumo específico de energia.

Este novo indicador de energia, definido como  $E$ , pode substituir a variável tempo, criando a seguinte expressão, chamada de modelo de energia normalizado:

$$\frac{dm_i(E)}{dt} = -S_i^E m_i(E) + \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij} S_j^E m_j(E) \quad (4.30)$$

E graficamente pode ser obtido o valor de  $S_i^E$  a partir de:

$$m_i(E) = m_i(0) e^{-S_i^E \times E} \quad (4.31)$$

O valor de  $S_i^E$  corresponde à pendente da reta obtida do gráfico  $[m_i(E) / m_i(0)]$  vs.  $E$ .

Introduzindo parâmetros de tempo de residência o modelo é transformado para regime contínuo. O subprocesso de transporte de partículas dentro do moinho pode ser definido como sendo “distribuído” quando o modelo para o transporte de partículas descreve em detalhe este fenômeno e, por outro lado, é chamado de “agrupado” quando o modelo é descrito pela distribuição do tempo de residência (RTD). A passagem do sistema não estacionário para o sistema contínuo não esbarra apenas no problema do “tempo” (o Modelo Operacional considera o estudo de dois “tempos” diferentes, um para a moagem e outro para a função transporte), mas uma série de aspectos como: classificação interna, função transporte, aspectos operacionais, aspectos reológicos, classificação externa (em circuitos fechados), etc. Por outro lado, o subprocesso “classificação”, como estas abordagens definem a classificação externa, seria linear quando o tamanho de corte e a curva de eficiência do classificador não dependerem da granulometria alimentada a este classificador (no **Capítulo 6** veremos que a eficiência do classificador depende significativamente da proporção de massa reciclada, entre outros aspectos).

Os modelos cinéticos têm lidado com estes problemas do scale-up para maiores tamanhos, sem muitas diferenças entre os diversos modelos, mas a transferência do fator tempo (transporte de massa dentro do moinho) para a escala contínua industrial apresenta diferentes vertentes ou tendências teóricas, que se tem constituído em verdadeiras escolas para os seguidores dos modelos cinéticos de moagem:

- **Relação de *Hold-Up* ( $U$ )** entre o material e os corpos moedores, a qual seria função do fluxo alimentado ao moinho, % de sólidos e nível de enchimento, entre outros aspectos. Estas abordagens estudam a variação de diversos parâmetros na procura de valores otimizados de  $U$ . As escolas de divulgação desta abordagem provêm dos trabalhos iniciados por **Austin e outros** (diversas referências), na Universidade de Pennsylvania EEUU.
- **Distribuição do Tempo de Residência (RTD)** – Mediante o uso de traçadores químicos, utilizando a analogia de vários reatores em série, este tipo de abordagem tenta estabelecer uma relação entre o tempo batch e o tempo em estado estacionário, para poder transferir a função seleção ( $S_i$ ) que regula a velocidade de quebra. O sistema RTD seria aplicável quando  $S_i$  seja linear, de modo que o transporte independeria da distribuição de tamanhos dentro do moinho. As escolas de divulgação desta abordagem provêm dos trabalhos iniciados por **Herbst e Rajamani** (diversas referencias), na Universidade de Utah (EEUU).
- **Classificação Interna** - Posteriormente, **Rogovin e Hogg** (1988), e o próprio Herbst (**Rogovin, Casali e Herbst, 1988**) constataam, experimentalmente, a existência de classificação interna dentro do moinho (concordando com os conceitos do Modelo Operacional), e tentam estabelecer gradientes de distribuição de tempo entre partículas diferentes.

#### 4.5.2.4 Modelos Cinéticos Baseados na Relação de Hold-Up

As bolas, dependendo do seu tamanho, ocupam um determinado *Volume Aparente* (VB), deixando espaços intersticiais onde o material é alojado. Por exemplo, as bolas de aço possuem um volume aparente de 0,594, ou seja, o material dispõe de 0,406 partes de volume para se situar, naquela fração de volume interno do moinho onde compartilha espaço com os corpos moedores. Austin e outros (1984) definem  $U$  como:

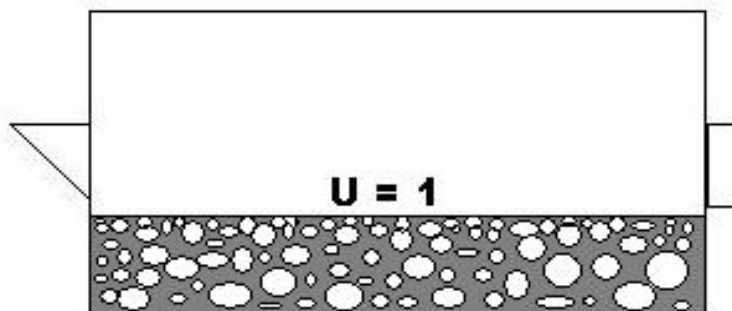
$$U = f_c / 0,4 J \quad (4.32)$$

Onde,

$f_c$  = nível aparente de enchimento de polpa;

$J$  = Fração de enchimento de corpos moedores (NE/100).

O Hold-Up, definido por Austin e outros, se refere à relação volumétrica entre a massa total de material dentro do moinho e a carga de corpos moedores ( $U$ ), da forma ilustrada na **Figura 4.5.1**, onde o valor de  $U$  é igual a um.



**Figura 4.5.1** – Medida do Hold-Up (Austin e outros)

**Austin, L.G.** (1984), baseado em experiências de laboratório (estado não estacionário) afirma que a quebra é mais eficiente (maior velocidade de quebra,  $S_i$ ) quando o material ocupa 80% do espaço existente entre os corpos moedores, para moagem “a seco” ( $U = 0,8$ ). Para a moagem a úmido, como é na maioria dos casos, Austin encontra o ponto de maior eficiência de quebra para  $U = 1,0$ . Na visão de Austin, a baixa proporção volumétrica de massa com relação aos corpos moedores ( $U < 1$ , chamada por Austin de “*under-filling*”) permite a colisão bola com bola, que constitui uma seria ineficiência de moagem, pelo dispêndio de energia. Por outro lado, o excesso de massa (chamado de “*over-filling*”) criaria efeitos de amortecimento sobre a força nos contatos entre os corpos moedores e o material, também criando uma ineficiência na moagem. Ambas ineficiências são definidas por Austin como sendo **ineficiências diretas** (que produzem ineficiente moagem junto com excesso de aplicação de energia) para diferenciá-las de outros tipos de ineficiências dentro do sistema.

Rogers e Austin, mediante testes em moinhos contínuos, operando a úmido, estabelecem relações de aumento do nível de enchimento de massa (e por tanto do Hold-Up) em função da taxa de alimentação do moinho, visando alguma relação que permita atingir o valor de  $U = 1$  mediante a manipulação da carga circulante do sistema. Os Autores conseguem estabelecer alguns limites na expressão anterior, a partir de um determinado aumento na taxa de alimentação que produziria o chamado over-filling do moinho. Austin, continuando com a sua tese, estabelece que a capacidade do moinho (t/h de produto) é menor para o circuito aberto ( $C = 0$ ), pois, na sua opinião, as partículas finas seriam quebradas desnecessariamente produzindo o que ele chama de “ineficiência indireta”. Agora, para botar limites nesta interpretação, quase que numa forma arbitrariamente compensatória, Austin afirma que para altas cargas circulantes a velocidade do fluxo alimentado é bastante alta e que os finos sairiam rapidamente sem ser remoídos, mas, que o excesso deste fluxo causaria o efeito de over-filling e conclui, como era de se esperar, que existiria um nível ótimo de carga circulante para cada sistema.

**Austin e Klimpel** (1989), **Klimpel, Austin e Hogg** (1989) e **Tangsathitkulchai e Austin** (1989), após a execução de testes de laboratório, a úmido, em continuidade, percebem o grande erro conceitual envolvido na definição de  $U$  em função do aumento do nível de massa junto com o aumento da taxa de alimentação (ou da carga circulante), e mudam radicalmente a concepção do Hold-Up assumindo que não existe variação do nível de polpa dentro do moinho junto com a variação da taxa de alimentação, mas é a densidade da polpa que aumenta, e junto com ela o inventário de massa dentro do moinho.

**Gao e Forssberg** (1989) observam que a função seleção é muito dependente da relação de *Hold-Up* utilizada no teste em batelada executado no laboratório, mais um elemento complicador para este tipo de abordagens. Testes de laboratório para  $U$  variando entre 0,5; 1,0 e 1,7, mostram que, em todas as faixas granulométricas, a função seleção diminui linearmente junto com o aumento de  $U$ , sem demonstrar a existência de algum ponto ótimo ao redor de  $U = 1$ , como postulado por Austin.

**Nomura e Tanaka** (1989) mediante avaliação teórica, utilizando um fator dimensional empírico, muito pouco consistente, que relaciona o nível de enchimento,  $U$  e a função seleção, concluem em favor dos valores clássicos (que o Modelo Operacional considera errados): de que a taxa de quebra atinge valores ótimos para  $U = 1$ , e que o nível ótimo de enchimento é próximo de 40%.

Outras diversas considerações sobre o processo são estabelecidas por estes modelos, na procura de representar o fenómeno real de moagem, mas quase todas elas são apenas critérios compensatórios que apresentam soluções de processo para poder manter o objetivo fundamental destas abordagens, a obtenção de uma determinada relação volumétrica de material/corpos moedores ( $U = 1$ ,  $J = 0,4$ ) que esta vertente cinética, encabeçada por Austin, adotou como “set-point” de todas as rotinas de cálculo.

Alguns destes critérios são:

- Enchimento máximo do moinho. Este tipo de modelos não consegue lidar com o baixo enchimento (o valor de  $U$  seria altíssimo);
- O “perfil” da massa transportada no interior do moinho (distribuição granulométrica) é definido como sendo muito próximo do produto descarregado. Ou seja, o sistema de transporte dentro do moinho (função transporte) é definido com sendo do tipo “*fully mixed*”, onde não existe nenhuma consideração para a classificação interna, espessamento na zona de moagem, e diversas outras considerações que estabelecem a seletividade dos processos de moagem.

### Avaliação Crítica

O conceito de Hold-Up é diferente ao utilizado pelo **Modelo Operacional**, que considera apenas a massa localizada na zona de moagem, no fundo do moinho, que constitui a fase rocha submetida à moagem ( $R_i$ ). O resto do volume é utilizado pelas funções de classificação interna e de transporte, de modo que a massa de material situada nessa parte superior do volume interno do moinho é de produto pronto ( $G + M\Phi + F$ ), e as bolas que transitam por essa área não tem ação de cominuição nelas, apenas compartilham o espaço por causa da movimentação. A rigor, é como se o moinho tivesse dois compartimentos diferentes dentro dele, um que mói e outro que transporta o produto.

Na visão do **Modelo Operacional**, os conceitos de under-filling e over-filling, com as respectivas ineficiências, parecem muito claros na observação *não estacionária* do evento, em moinho fechado de laboratório, onde a relação volumétrica de material e de bolas pode ser modificada e testada à vontade. Mas, nas operações contínuas, na definição de Hold-Up utilizada por Austin, este nível volumétrico de massa acompanha o nível de descarga da boca do moinho e teria que ser praticamente constante.

Que aconteceria, na visão de Austin, se o moinho operasse com baixo enchimento, digamos 29 ou 22% de bolas? Como o nível de polpa chega até o overflow, quase 42 ou 45% do volume interno do moinho, podemos dizer que o baixo enchimento cria um enorme over-filling, na metodologia de cálculo de Austin, que considera como massa sendo moída todo o material dentro do moinho, incluindo a zona de transporte, onde o valor de  $U$  talvez seja até maior que 2. Pois bem, os dois casos citados existem na prática industrial e correspondem às operações mais eficientes que se tenha notícia, do caso de Copperhill e do moinho Sydvaranger, casos já relatados em capítulos anteriores. Pelo fato de não considerar o sub-processo de classificação interna e a função transporte, as filosofias de Austin e do **Modelo Operacional** são muito diferentes.

#### 4.5.2.5 Modelos Cinéticos Baseados na Distribuição do Tempo de Residência

A diferencia principal destas abordagens, em relação ao modelo de Austin e outros, é a forma de interpretar o transporte de material dentro do moinho. **Lo, Herbst e outros** (1988) utilizam o sistema de RTD – Residence Time Distribution, mediante traçadores, utilizando o modelo de N-misturadores em série, com parâmetros correlacionados com a geometria do moinho, a reologia da polpa e a velocidade do moinho.

**Herbst e Fuerstenau** (1980) e **Herbst e Rajamani** (1982) estabelecem, como propriedade macrofenomenológica para a relação de scale-up, a *função específica de seleção*, comentada nos itens 3.4.1 e 4.5.2.1.

$S_i^E$  é a função específica de seleção, que Herbst considera essencialmente independente das dimensões do moinho,  $H$  é o *hold-up* o quantidade de massa presente no moinho por unidade de comprimento e  $P$  é a potencia aplicada; de modo que o termo  $(P/H)$  estabelece uma espécie de consumo específico de energia. Estes Autores chegam a afirmar que as funções de quebra ( $b_{ij}$ ) são também independentes de suas condições de operação, criando uma espécie de dogma tecnológico que serve de base para seu modelo. Ou seja, as funções seleção e quebra, obtidas no laboratório em condições “*batch*”, e de acordo com características muito particulares de operação, na opinião destes Autores constituem-se numa *propriedade intensiva*, transferível para qualquer escala ou condição.

**Herbst e Fuerstenau** (1980) estabelecem alguns critérios para validar a expressão de scale-up:

- a) Moinhos de diferentes tamanhos, com similar energia específica (kWh/t), devem gerar produtos idênticos para uma mesma granulometria de alimentação. O **Modelo Operacional** não concorda com esta afirmação; pois temos observado que a eficiência energética diminui junto com o diâmetro do moinho; ou seja, o moinho de maior diâmetro irá gerar um P80 superior, para o mesmo consumo específico. Na visão do modelo operacional, o Índice de Cominuição (IC) sim é constante, para ir de F80 a P80, mas não a aplicação mecânica de energia quando muda o tamanho do moinho.
- b) As relações existentes entre tamanho e potência instalada são precisas o suficiente para permitir a seleção de um dado moinho, o qual irá fornecer a energia necessária para a capacidade do moinho.

Nesta última afirmação é importante destacar que estes modelos *cinéticos* utilizam justamente a abordagem mecânica dos modelos *energéticos* para executar os cálculos de dimensionamento, inclusive mantendo o emprego de determinados “paradigmas” como: alto nível de enchimento, altas cargas circulantes, etc. (as fórmulas de Bond e Rowland não permitem fugir muito destes parâmetros). Pelo fato de utilizar-se destas fórmulas, obviamente os cálculos de *dimensionamento de moinhos* (potencia instalada vs. tamanho), feitos pelos modelos cinéticos, são muito próximos de aqueles derivados das expressões energéticas, o qual não pode ser considerado como um “sucesso” nos dimensionamentos derivados das aplicações cinéticas.

**Lo, Herbst e outros** (1988) observam que a função específica de seleção varia com o tamanho da bola utilizada, e que existe, para cada sistema, um tamanho crítico das partículas acima do qual a função seleção aumenta junto com o aumento do tamanho da bola e, pelo contrário, para tamanhos inferiores a esse valor crítico, o incremento do tamanho da bola faz reduzir a função seleção. Essa região granulométrica é chamada pelos Autores de “região pivô” e, conhecida esta região experimentalmente, são estabelecidas relações de scale-up que consideram a conversão de  $S_i^E$  de um tamanho de bolas (do laboratório) para outro, na escala industrial. Para um scale-up mais aproximado da função específica de seleção, os Autores recomendam a utilização da mesma distribuição de corpos moedores observada na escala industrial para executar os teste de laboratório que estabelecem as funções quebra e seleção.

Como já dito, para o cálculo da potencia aplicada ao moinho, é utilizada a fórmula padrão dos modelos energéticos (**Rowland**, 1980).

#### 4.5.2.6 Modelos Cinéticos Baseados na Classificação Interna

**Rogovin, Casali e Herbst** (1988), estudando a distribuição de tempo de residência em moinho de barras, concluem que as partículas muito finas possuem a mesma velocidade que a água, enquanto as partículas mais grossas são mais lentas. Esta situação é muito definida quando são processadas baixas taxas de alimentação; porém, quando a taxa de alimentação aumenta, as diferenças de velocidade entra a água e os grossos é menos significativa. Estas conclusões são muito coincidentes com os postulados do Modelo Operacional, respeito à separação dos tempos (água,  $t$  – transporte; e grossos,  $TZ$  - na zona de moagem). No item 2.4.3 o Modelo Operacional tinha comentado este fenômeno, no contexto da função transporte; onde se observa que, para a mesma taxa de alimentação, pode ser modificada a diluição da polpa, dentro de uma certa faixa, mudando o tempo  $t$  e otimizando o tamanho das partículas transportadas, sem perder a alta densidade na zona de moagem. O item 2.4 sobre reologia da polpa está dedicado a estudar este assunto.

**Rogovin e Hogg** (1988) estudam experimentalmente o efeito da classificação interna e concluem que:

1. A retenção de partículas dentro do moinho varia de acordo ao tamanho;
2. A redução de tamanho e o transporte de material não podem ser tratados independentemente;
3. A distribuição granulométrica do produto é diferente da composição da massa no interior do moinho.

Os Autores apresentam muitas coincidências com os fundamentos fenomenológicos do Modelo Operacional de Moagem; porém, as seguintes ressalvas devem ser feitas:

1. A retenção de partículas não varia de acordo ao tamanho, mas do peso da partícula, o qual é função do tamanho e da gravidade específica;
2. A redução de tamanho, que acontece na zona de moagem, e a função transporte, na camada superior de polpa, dentro de certas limitações, coexistem perfeitamente, mediante manipulação da densidade da polpa, dentro do contexto reológico que deve ser estudado para cada caso;
3. A zona de moagem contém uma certa parcela de massa, chamada de  $R_i$ , que possui as mesmas características básicas de liberação da fase rocha ( $\Phi_0$ ), apenas que com concentração preferencial das substâncias com maior gravidade específica. A zona de transporte leva consigo a mesma distribuição do produto ( $G + M\Phi + F$ ).



Apesar destes Autores ter constatado um dos principais aspectos da moagem, tradicionalmente ignorado pela grande maioria dos modelos conhecidos, que é a *classificação interna*, o aprofundamento matemático desta abordagem segue por caminhos muitíssimo teóricos, sem abandonar as bases fundamentais dos modelos cinéticos ( $S_i$  e  $B_{i,j}$ ), e resolvem adotar fatores de probabilidade nas diferentes partículas, para sair ou não pela boca do moinho, fazendo perder muito sentido prático a esta abordagem.

### 4.5.3 Outras Abordagens Cinéticas da Cominuição

**Modelos de Matriz e Probabilidades** – Vertente iniciada por **Lynch** (1977), com base no modelo de britagem de Whiten, e continuada por **Napier-Munn** e outros (diversas referências), no instituto JKMRC, da Austrália. Esta abordagem adota o conceito matricial das funções quebra e seleção, e estabelece fatores de *probabilidade* das partículas serem atingidas, ou não, pelos corpos moedores. A classificação externa é tratada do mesmo modo, com as suas próprias considerações probabilísticas.

**Modelo de Mistura Perfeita** – Vertente iniciada por Kavetsky e Whiten (1974,1982). O modelo divide o moinho num determinado número de segmentos, onde cada um deles estaria perfeitamente misturado. O modelo incorpora uma função específica de quebra variável em função do diâmetro do moinho, e taxas específicas de quebra, para cada faixa, em função da fração de velocidade crítica do moinho e do tamanho de reposição das bolas.

**Modelos de Multicomponentes – Weller e outros** (1988) num artigo com este chamativo nome observam que, na época, nenhum dos modelos cinéticos levava em consideração o comportamento dos diferentes componentes minerais que fazem parte de uma rocha heterogênea. Os Autores alertam sobre esta situação, como postulado pelo Modelo Operacional, mas não apresentam um desenvolvimento adequado que possa constituir-se num modelo cinético específico, apenas fatores compensatórios acima dos mesmos conceitos da época, principalmente sobre a relação de hold-up (U).

**Método do Elemento Discreto** – A simplificação do trabalho experimental, a partir de estudos de impacto simples sobre partículas individuais (Lyra e Kavetsky introduzem testes de quebra individual das partículas, para cada faixa, mediante o sistema de pendulo, em substituição dos testes clássicos massivos de seleção e quebra da abordagem cinética), associado ao estudo do movimento da carga moedora, em função do diâmetro do moinho, da velocidade de rotação, da densidade da carga, e de outras variáveis. A relação entre estes dois aspectos é feita mediante método numérico chamado de Discrete Element Method – DEM (Método do Elemento Discreto), introduzido por Mishra e Rajamani (1992, 1994) e continuada por Galery e outros (2004).

Todas estas “escolas” compartilham entre si muitos dos conceitos anteriores, mas também apresentam muitas diferenças. A seguir, iremos a examinar algumas destas linhas.

#### 4.5.3.1 Modelos de Matriz e Probabilidades

A origem deste tipo de abordagem provém do estudo mais simplificado da quebra que oferecem os equipamentos de britagem, onde a aplicação de energia é mais direta. O esquema de aplicação básica deste tipo de abordagens parece muito com a equação de continuidade, introduzida pelo Modelo Operacional para acompanhar circuitos de moagem-classificação, mas os modelos cinéticos aqui apresentados visam a simulação de circuitos e, por tanto, incorporam conceitos probabilísticos de ocorrência como opção de entrada a cada operação.

**Lynch A.J.** (1977), utilizando os conceitos cinéticos dos modelos conhecidos, cria uma alternativa de tipo matricial, onde a cominuição é uma sucessão de eventos de quebra, na qual a alimentação de cada evento é o produto do evento precedente. Segundo o Autor, isto é válido para cada tamanho ou faixa granulométrica e sua correspondente distribuição de quebra. A maneira pela qual as partículas são fragmentadas, gerando um conjunto de distribuições granulométricas, é condensada numa matriz “**X**”, a qual deve ser definida experimentalmente no laboratório. A distribuição granulométrica resultante de um evento de quebra é obtida a partir do produto vetorial:

$$\mathbf{p} = \mathbf{X} \times \mathbf{f} \quad , \text{Equação 1.17}$$

Onde **f** representa a distribuição granulométrica da alimentação, distribuição esta variável após cada evento. Por outro lado, a função quebra do modelo de Lynch é um conceito probabilístico que varia em função do tamanho da partícula. A abordagem de Lynch apresenta maiores limitações que as dos outros modelos de tipo cinético, devido à pouca consideração dos aspectos de transporte dentro do moinho.

O mérito desta abordagem consiste na sua capacidade de ilustrar o conceito básico do duplo mecanismo cominuição-classificação, como foi antecipado pelo Modelo Operacional no item 1.4.1, na Figura 1.4.1. Este simples raciocínio permitiria evoluir até modelos mais elaborados, como Lynch, Napier-Munn e outros têm tentado, sem perder este conceito básico do duplo mecanismo (lembramos que o Modelo Operacional considera que, na medida em que as partículas vão sendo quebradas, os fragmentos são instantaneamente submetidos à classificação interna, no caso da moagem a úmido). Na **Figura 4.5.2** se ilustra um esquema básico de simulação de circuitos de britagem (conhecido como modelo de Whiten), mediante a combinação entre os parâmetros cinéticos de quebra e seleção e os conceitos probabilísticos introduzidos por esta vertente teórica.

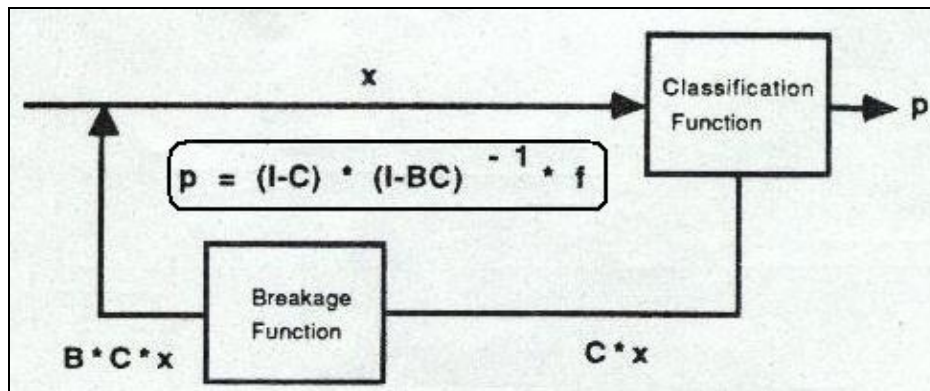


Figura 4.5.2 – Modelo Probabilístico Básico (Napier-Munn e Lynch, 1992)

No esquema apresentado na Figura 4.5.2, todas as partículas acima de determinado tamanho (grossos) são dirigidas até a etapa de quebra; as partículas menores que determinado tamanho (finos) são dirigidas diretamente para o Produto e, os tamanhos intermediários, possuem uma certa probabilidade entre um e zero, em função do seu tamanho, para serem quebradas. As partículas submetidas à quebra voltam novamente para o classificador. A probabilidade de quebra é descrita em função de cada tipo de equipamento, na forma de uma “*função classificação*”, e o produto da quebra, função do tipo de material, é descrito mediante a “*função quebra*”. Na época da origem destes modelos surgiram algumas premissas que limitam a aplicação desta abordagem apenas para materiais homogêneos, inclusive na sua versão específica para moinhos de bolas.

Lynch A.J. (1977), utilizando a equação 1.17, que é a equação básica destes modelos, citada poucos parágrafos atrás, não considera um fato absolutamente comum nas operações que incluem classificação, as partículas recicladas são, em média, diferentes das partículas novas alimentadas ao equipamento. Isto acontece inclusive nas operações de **britagem**, quanto mais nos processos de moagem, onde a heterogeneidade das partículas é mais acentuada, devido á maior liberação. Vejamos, Lynch define que todas as partículas que ingressam ao moinho têm alguma probabilidade de serem quebradas, e esta probabilidade é função do tamanho da partícula (definição homogênea da quebra). Durante o processo uma certa proporção de partículas, em cada tamanho, é selecionada para a quebra, as outras passam pelo processo sem serem quebradas.

Seja  $S_1$  <sup>(1)</sup> a proporção de partículas da faixa mais grossa selecionada para ser quebrada, então, a massa de partículas daquela faixa que está sendo quebrada é  $S_1 \times \mathbf{f}_1$ , sendo  $\mathbf{f}$  o vetor que representa a alimentação, onde:

$$\mathbf{F} = \sum_1^{n+1} \mathbf{f}_i, \text{ total da massa alimentada.} \tag{4.33}$$

A expressão que relaciona todas as faixas é:

$$\begin{bmatrix} S_1 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & 0 \\ 0 & S_1 & 0 & 0 & & & & 0 \\ 0 & 0 & S_1 & 0 & & & & 0 \\ 0 & 0 & 0 & S_1 & & & & 0 \\ & & & & & & & \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & S_1 \end{bmatrix} \times \begin{bmatrix} \mathbf{f}_1 \\ \mathbf{f}_2 \\ \mathbf{f}_3 \\ \mathbf{f}_4 \\ \mathbf{f}_n \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} S_1 \times \mathbf{f}_1 \\ S_2 \times \mathbf{f}_2 \\ S_3 \times \mathbf{f}_3 \\ S_4 \times \mathbf{f}_4 \\ S_n \times \mathbf{f}_n \end{bmatrix}$$

Onde,  $S_i \times \mathbf{f} =$  partículas que são quebradas;  
 $(I - S) \times \mathbf{f} =$  massa total de partículas que passam pelo processo sem serem quebradas.

Da equação 1.17:  $\mathbf{X}$ , referido a  $S \times \mathbf{f} = \mathbf{B}$

Então,  $\mathbf{p} = \mathbf{B} \times S \times \mathbf{f} + (I - S) \times \mathbf{f}$   
 $\mathbf{p} = (\mathbf{B} \times S + I - S) \times \mathbf{f}$

O problema existe quando fechamos o circuito e incluímos a classificação externa, da forma ilustrada na **Figura 4.5.3**.

Do balanço de massas:  $\mathbf{p} = (I - C) \mathbf{q} + \mathbf{m} + C \times \mathbf{q}$   
 Lynch define o material  $\mathbf{m}$  como sendo similar ao material  $\mathbf{f}$ , de modo que:

$$\mathbf{q} = (\mathbf{B} \times S + I - S) \times \mathbf{m}$$

E o produto final para o circuito fechado seria, de acordo ao esquema ilustrado na Figura 4.5.2 anterior:

$$\mathbf{p} = \frac{(I - C) \times (\mathbf{B} \times S + I - S)}{[I - C \times (\mathbf{B} \times S + I - S)]} \times \mathbf{f} \tag{4.34}$$

---

(1) Este fator é diferente do conceito de  $S_i$  utilizado pelas outras abordagens cinéticas. Lynch define a função seleção (**S**) como uma matriz que define a **probabilidade de quebra** das partículas pertencentes a cada intervalo granulométrico. O conceito cinético da função seleção se refere à **taxa de quebra** (velocidade).

O grande erro desta abordagem é que  $\underline{B}$  é diferente para os fluxos  $\underline{m}$  e  $\underline{f}$ . Além disso, o fluxo  $\underline{m}$  incorpora ao circuito, preferencialmente, os tamanhos críticos ao redor do tamanho de corte do sistema de classificação, e pior ainda, as partículas mais duras.

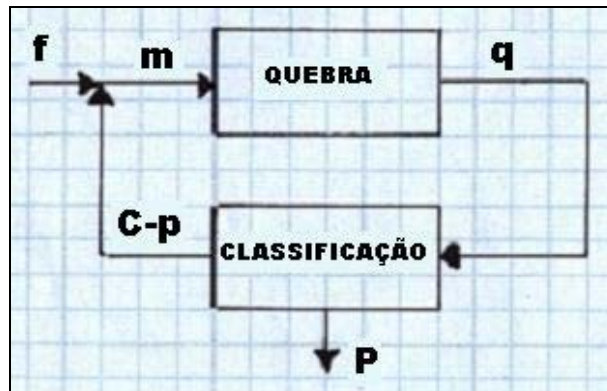


Figura 4.5.3 – A Função Classificação (Lynch A.J., 1977)

Deste modo o fluxo  $\underline{m}$  poderia ter, eventualmente, um tamanho médio similar a  $\underline{f}$ , em termos de P80, por exemplo, mas a distribuição de massa no fluxo  $\underline{m}$  está muitíssimo concentrada ao redor da malha que fecha o circuito de classificação, tornando este fluxo menos seletivo que o anterior. Este conceito é o mesmo utilizado nas operações de flotação, quando o concentrado do Scavenger é reciclado para o Rougher, onde dois fluxos com o mesmo “teor médio” (alimentação nova e concentrado Scavenger) podem referir-se a fluxos totalmente diferentes no seu comportamento seletivo frente ao processo.

Gomes e Carrisso (1986), utilizando o modelo de Lynch para verificar a operação industrial de moinho de barras, manifestam-se surpresos frente ao fato que as simulações feitas com o modelo não batem com os resultados industriais, para dois casos simulados, exatamente nas mesmas faixas de 833 e de 1.168  $\mu\text{m}$ , onde os resultados industriais apresentaram valores muito superiores aos simulados pelo modelo. A malha da peneira que fechava o circuito industrial era de 900  $\mu\text{m}$ , o qual explica esta confusão e a pouca aplicabilidade do modelo, quando é ignorada a heterogeneidade das partículas, como acontece com quase a totalidade dos minérios tratados industrialmente.

#### 4.5.3.2 Modelos de Mistura Perfeita

O conceito básico deste modelo, desenvolvido por Whiten (1974), onde a taxa de mudança granulométrica dentro do moinho, devido à quebra, e o fluxo mássico são descritos da seguinte forma:

$$p_i = d_i s_i = f_i + \sum_{j=1}^i a_{ij} r_j s_j - r_i s_i \quad (4.35)$$

Onde,

$f_i$  = Fluxo mássico da faixa granulométrica  $\underline{i}$  na alimentação do moinho;

$p_i$  = Fluxo mássico da faixa granulométrica  $\underline{i}$  na descarga do moinho;

$s_i$  = Massa da fração  $\underline{i}$  dentro do moinho;

$r_i$  = Taxa de quebra da faixa  $\underline{i}$ ;

$a_{ij}$  = Fração de partículas quebradas provenientes de  $\underline{j}$  e aparecendo na faixa  $\underline{i}$ ;

$d_i$  = Taxa de descarga da faixa  $\underline{i}$ .

A equação proposta pelo modelo de mistura perfeita representa o balanço de massa para cada faixa granulométrica do material, estabelecendo a igualdade entre as partículas que entram ao sistema (alimentação nova mais as partículas geradas provenientes das faixas superiores, dentro do moinho) e as partículas que saem (produto do moinho mais as partículas que desaparecem da faixa avaliada, pela quebra dentro do moinho), para cada faixa.

**Lyra e Kavetsky (1990)** apresentam uma nova abordagem para moinhos primários de bolas (moagem grossa), chamado de modelo de multi-segmentos. Para driblar os problemas da função transporte, o modelo divide o moinho num determinado número de segmentos, onde cada um deles estaria perfeitamente misturado, incluindo mecanismos de quebra para cada faixa de tamanho e diferente transporte e mistura entre as diferentes faixas, dentro de equações que representam o balanço de massas. O modelo incorpora uma função específica de quebra variável em função do diâmetro do moinho, e taxas específicas de quebra, para cada faixa, em função da fração de velocidade crítica do moinho e do tamanho de reposição das bolas. Lyra e Kavetsky introduzem testes de quebra individual das partículas, para cada faixa, mediante o sistema de pendulo, em substituição dos testes clássicos massivos de seleção e quebra da abordagem cinética. O novo modelo permite ainda a utilização dos parâmetros energéticos do teste de Bond ( $W_i$ ) como fonte de informação para as rotinas de cálculo (o Modelo Operacional também possui a alternativa de extrair o Índice de Cominuição **IB** a partir do teste de Bond).

O moinho é dividido num determinado número de segmentos perfeitamente misturados, em cortes transversais ao moinho, seguindo desde a alimentação até a boca de descarga. As equações do modelo são resolvidas de forma iterativa (para um determinado set de parâmetros, alimentação ao moinho, e sob determinadas condições físicas que delimitam o modelo). A consideração de mistura perfeita (“fully-mixed”) significa que o modelo desconsidera a classificação interna (desta vez no sentido vertical) e por tanto não será útil na simulação de materiais heterogêneos. Por outro lado, a determinação de parâmetros de quebra a partir de quebras individuais, segundo metodologia introduzida por Narayanan (1986), não tem nenhuma utilidade prática para materiais heterogêneos, onde cada partícula é diferente das outras e diferente daquela de onde foi gerada.

#### 4.5.3.3 Método do Elemento Discreto

O Método do Elemento Discreto (DEM) é um procedimento matemático baseado no método de elementos finitos – FEM, que envolve a modelagem individual da trajetória, sentido de giro e orientação de todas as partículas com o seu entorno, que para o caso da moagem envolve a composição de forças que fornecem esta movimentação. Pelo baixo, 20.000 a 100.000 partículas até problemas que envolvem milhões delas, são os casos típicos de aplicação desta abordagem, que envolve extenso tempo de processamento, pois o sistema envolve o acompanhamento do movimento de todas as partículas no fluxo e a modelagem de cada colisão entre partículas e entre elas e o equipamento.

O procedimento básico desta abordagem deve seguir quatro etapas:

- Dividir o problema em elementos (por exemplo, separar cada corpo moedor);
- Obter uma matriz que represente as forças atuantes em cada elemento;
- Inserir cada matriz individual dentro de uma matriz global;
- Resolver as equações da matriz global.

A aplicação desta abordagem para moinhos de bolas é introduzida por Mishra e Rajamani (1992, 1994) e somente tem sido possível pela evolução dos micro-computadores. Pelas características geométricas do moinho é possível simplificar o cálculo considerando apenas duas dimensões, ou seja, o ângulo derivado da velocidade de rotação e o radio interno do moinho. **Cleary e Sawley** (1999) estudam um problema de moagem em três dimensões, originalmente modelado para duas dimensões, num moinho industrial tipo *Cascade* de 5 x 3m, com 23 lifters de levante e girando a 80% da sua velocidade crítica (considerando como base 4,8 m de diâmetro interno entre liners). A carga de 30.000 bolas esféricas era dividida em 5% e 200 mm, 47,5% de 100 mm e 47,5% de 75mm. A observação qualitativa da representação computadorizada desta situação, numa zona central do moinho, fica muito próxima da observada com apenas duas dimensões. A utilização de modelos 3D poderias ser útil para moinhos semi-autógenos, que possuem diferente geometria na zona do cone de descarga.

A posição espacial de uma partícula (bola) está baseada num *vetor* que representa a equação cinemática derivada da 2ª Lei de Newton, como comentado no item 3.3.2.5, utilizando parâmetros globais tais como: forma, densidade, coeficiente de fricção, velocidade linear e rotacional, junto com os parâmetros relativos á quebra física das partículas, determinados experimentalmente. Os programas computacionais determinam o deslocamento de cada esfera mediante a segunda integração do vetor anterior; os cálculos começam num tempo  $t$  e são verificados em intervalos  $t + 1$ ,  $t + 2$ ,  $t + n$ . O cálculo não acontece em tempo real, pois toma um longo tempo para calcular o movimento das bolas e as energias envolvidas (muitos minutos ou horas, dependendo da velocidade do computador, o N° de bolas, o lapso de tempo utilizado, etc.). Do ponto de vista cinemático, utilizando a 2ª Lei de Newton, o modelo leva em conta as seguintes variáveis: diâmetro do moinho, tamanho e número de lifters, diâmetro das bolas, densidade das bolas, valores aproximados de coeficientes de fricção bola-bola e bola-revestimento, dureza do material, velocidade de rotação, radio da revolução (excentricidade), aceleração de gravidade, lapso do intervalo de cálculo, período de simulação, etc.

**Galery, R. e outros** (2004) fazem um levantamento atualizado sobre os modelos de interpretação dos processos de cominuição, com ênfase na moagem, levantando grande parte das limitações dos modelos atuais, tanto do modelo energético de Bond como das diversas tendências derivadas da abordagem cinética. Junto com isso, são revisadas as metodologias de cálculo para definir a potencia aplicada ao equipamento e suas respectivas limitações, notadamente a falta de sensibilidade frente á mudança no nível de enchimento de bolas. Os Autores propõem uma interessante mistura entre os conceitos mais modernos e consagrados, visando a simplificação do trabalho experimental na obtenção dos parâmetros de quebra, propondo a utilização de estudos de impacto simples sobre partículas individuais e enlaçando estes parâmetros com as condições físicas que produzem a movimentação da carga, em favor das colisões que produzem a cominuição dentro do moinho (diâmetro do moinho, velocidade, nível de enchimento, etc.). Sugestão similar foi proposta por **Tavares e Kreischer** (2004). Este enlaçamento entre a quebra e as condições mecânicas e de operação é feito mediante equação que representa o torque, o qual refletiria as forças de equilíbrio durante o contato e deslocamento da carga moedora. A proposta dos Autores é de utilizar este tipo de abordagem na verificação da validade de diversos “paradigmas” que se têm incrustado no ambiente técnico-científico ligado ao processo de moagem. Estes paradigmas provêm fundamentalmente da abordagem energética (amplamente divulgados ao longo deste texto) e também dos modelos cinéticos, como por exemplo, o critério de invariabilidade da função quebra (**B**) com relação ao meio de moagem (ou seja, à intensidade da energia aplicada).

## 4.6 Aplicação dos Modelos Cinéticos

Todos os modelos (Energéticos, Cinéticos e de Transferência Macromolecular de Massa, como proposto neste texto pelo Modelo Operacional) perseguem quatro objetivos fundamentais para o processo de moagem:

1. **Compreensão do sistema fenomenológico** da cominuição, incluindo o estabelecimento dos seus mecanismos e as propriedades macrofenomenológicas a serem utilizadas, na perspectiva real do processo.
2. **Avaliação**, no laboratório, das variáveis que afetam a cominuição natural (F80, P80, seletividade, liberação, composição mineralógica, etc.) e dos aspectos operacionais dos processos (reologia da polpa, nível de enchimento, tipo e tamanho do corpo moedor, etc.).
3. **Simulação** de processos contínuos a partir de informação obtida no laboratório: scale-up (diâmetro, velocidade de rotação, consumo de energia, etc.) e distribuição do tempo (moagem e função transporte).
4. **Otimização e Controle** de processos de moagem (controle operacional, ajuste e controle energético, circuito aberto/fechado, etc.).

Muitos Autores estabelecem que o primeiro requisito de um modelo é que este deve proporcionar uma boa aproximação com os dados observados na prática industrial, utilizando o conceito de que esses modelos teriam que *predizer* a operação contínua industrial, diferentemente do **Modelo Operacional**, que pretende *otimizar* as operações, já na etapa de projeto. **Alves e outros** (2004) utilizam experiências de bancada, baseadas na abordagem de Austin (método da relação de hold-up, detalhes no item 4.5.2.2), para tentar otimizar a carga de corpos moedores numa determinada operação industrial. O estudo de laboratório contou com o apoio luxuoso de um moinho piloto operando em condições operacionais muito próximas às do moinho industrial. O trabalho não conclui sobre qual é, em definitivo, a carga ótima procurada, mas os Autores afirmam que a metodologia de laboratório mostrou-se acurada para executar este tipo de avaliações. **Oliveira e Outros** (2004) comentam que a realização de testes em escala de laboratório e piloto requer a utilização de grandes quantidades de amostra e de tempo, de modo que a simulação de processos poderia permitir a substituição desses testes, visando a otimização das operações com uma importante redução de custos.

Na quase totalidade dos artigos técnicos sobre este tema é discutido o grau de proximidade na *predição* contínua industrial de certos parâmetros, a partir de testes de laboratório que levam em conta o estabelecimento do Balanço Populacional e a definição dos mecanismos destes modelos ( $S_i$ ,  $B_{i,j}$ ). Na verdade, são os modelos cinéticos que utilizam instalações contínuas, em escala piloto ou industrial, para tentar estabelecer alguma confiabilidade nas suas predições e não ao inverso, ou seja, as usinas e os projetos de usinas parecem não precisar destas abordagens e possuem razões bem fundadas para não confiar nestes modelos. Uma certa falta de senso prático se observa nestas abordagens, pois, mediante testes próprios do modelo (determinação dos parâmetros de quebra, em seco, no moinho de batelada), que envolvem um enorme trabalho experimental, se pretende otimizar algumas condições operacionais de moinhos industriais em operação, que já dispõem das melhores informações de processo possíveis, ainda com o “reforço” de experiências em moinho piloto (que quase todas as usinas tem).

Então, qual o objetivo de fazer testes em batelada, que não seja apenas o interesse teórico dos pesquisadores? Estes trabalhos, quase sem exceção, concluem que, com base na comparação de algumas curvas de resultados (muito pouco precisas e de pouca validade quantitativa), que os trabalhos de laboratório poderiam, dentro de certas limitações e num futuro hipotético, constituir-se numa ferramenta para ser utilizada, etc, etc. Mas, o alvo principal do trabalho, de otimizar o processo, não é abordado. Qualquer modelo de simulação, se fosse realmente efetivo e baseado em critérios práticos, com a participação de gente que conhece de operação de usinas, teria que aproveitar os dados reais existentes no moinho industrial para simular as novas condições e, se dispormos de moinho piloto, isso pode ser facilmente confirmado.

Na nossa visão, se o “modelo” oferecido não tiver condições de ser objetivo frente aos paradigmas que há mais de 100 anos controlam a indústria mineral, e não oferecer posturas concretas frente a: circuitos fechados; altas cargas circulantes; gigantismo – grandes diâmetros; moinhos semi-autógenos; alto enchimento; velocidade ótima de rotação, etc., ele somente poderá servir de exercício teórico nos meios acadêmicos, mas nunca como ferramenta para dar suporte à cultura tecnológica nacional.

#### 4.6.2 Metodologia do Balanço Populacional

**Herbst e outros** (diversos co-autores, 1980 em diante), desenvolvem programas computacionais para a aplicação da abordagem cinética de dimensionamento de moinhos.

##### ESTIMILL

Determina as funções quebra e seleção do minério. Estes dados são obtidos em ensaios de bancada com moinho equipado com variador de velocidade e registrador de torque instantâneo para determinação da energia consumida na moagem propriamente dita. São variadas as condições operacionais como velocidade de rotação, porcentagem de sólidos e carga de bolas. Os dados das distribuições granulométricas, após vários tempos de moagem sob diversas condições operacionais, são introduzidas no programa ESTIMILL, o qual estimará os melhores parâmetros de função seleção e função quebra.

##### SCALEMILL

Além dos parâmetros de quebra fornecidos pelo ESTIMILL, são introduzidos dados como: % da velocidade crítica, carga e tamanho das bolas, granulometria de alimentação, % de sólidos na alimentação e % da carga circulante. Também são introduzidos dados como o Tempo de Residência e características de classificação (aberto, fechado com pós-classificação, fechado com pré-classificação). O programa dimensiona em tamanho e número os hidrociclones necessários para o produto e taxa de alimentação requeridos.

Como antes comentado, além de estabelecer condições aleatórias de operação, baseadas em “paradigmas” históricos da moagem e não em condições realmente otimizadas, o dimensionamento dos moinhos está baseado nas mesmas equações introduzidas pelo modelo energético, de modo que os resultados obtidos são, obviamente, muito próximos da realidade industrial. Os exemplos de aplicação divulgados por estes sistemas apresentam uma boa aproximação na determinação do diâmetro do moinho e, junto com isso, da potência total aplicada ao sistema, o qual não apresenta muita novidade sobre os sistemas energéticos convencionais. O programa SCALEMILL recebe como premissa de cálculo a velocidade de rotação e o fator  $L/D$ , de modo que não foge muito dos critérios convencionais de scale-up.



### 4.6.3 Método do Elemento Discreto

Como a velocidade de rotação e o desenho dos revestimentos são fundamentais para a movimentação da carga moedora, e nem sempre é possível modificar a velocidade de rotação, mediante este modelo seria possível verificar, qualitativamente, o comportamento de diversos perfis de lifters, inclusive o efeito do seu desgaste, sobre a movimentação da carga moedora. Por outro lado, como grandes impactos causados por maiores deslocamentos dos corpos moedores são menos eficientes que os pequenos e repetidos impactos aplicados com baixa energia, achamos que, para moinhos de bolas, a movimentação que cria o efeito cascata é mais eficiente que a obtida com o efeito catarata. O nível de enchimento ótimo também poderia ser um interessante campo de pesquisa para estas abordagens; na nossa visão, poderia ser complementado com um acompanhamento do ruído do moinho, mediante decibelímetro.

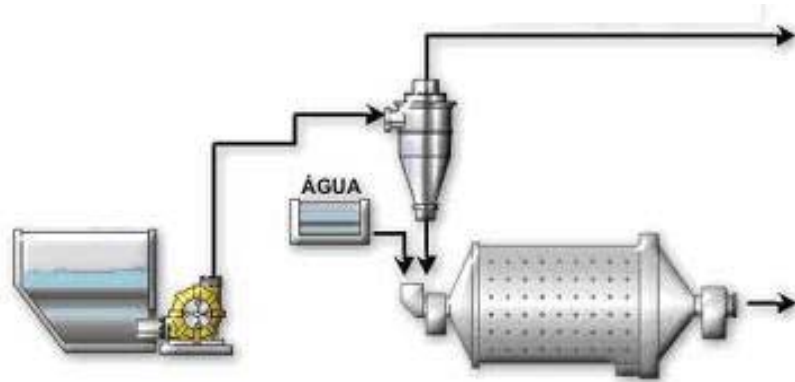
Na visão do **Modelo Operacional**, este tipo de abordagem poderia, numa primeira fase, estabelecer **relações qualitativas** que permitam “a priori” questionar alguns dos atuais “paradigmas”, tais como:

- O mito do valor de  $U = 1$  e de  $J = 0,4$  para as condições ditas otimizadas;
- Explicação para a existência do ponto  $x_m$ , quase constante (entre 1500 a 2500  $\mu\text{m}$ ), onde a função seleção é máxima, inclusive nas operações industriais, e sua relação com o tamanho das bolas;
- Invariabilidade da função quebra (**B**), como antes indicado;
- Circuitos Fechados (Altas cargas circulantes);
- Gigantismo – grandes diâmetros (Moinhos Semi-Autógenos);
- Alto enchimento;
- Velocidade ótima de rotação, etc.



## PARTE 2

# PESQUISA E PROJETOS DE COMINUIÇÃO





## CAPÍTULO 5

### PROCEDIMENTOS EXPERIMENTAIS

Salvo indicação em contrário, os procedimentos experimentais discutidos neste Capítulo se referem ao âmbito científico derivado do Modelo Operacional de Cominuição, considerando estas operações como sendo Fenômenos de Transferência Macromolecular de Massa, onde os *processos seletivos* de britagem e de moagem são os mais importantes.

#### **5.1 Laboratório de Operações Unitárias**

##### **5.1.1 Nova Filosofia Experimental**

De acordo aos conceitos introduzidos pela visão de **Transferência Macromolecular de Massa** nos processos de tratamento de minérios, sabe-se que os minérios são beneficiados mediante uma ou várias operações unitárias, e os resultados metalúrgicos pretendidos são induzidos pelo “operador” do processo, aplicando o grau de intensidade necessário em cada operação envolvida. O conhecimento dos fundamentos de cada processo permitiria ao “operador” efetuar determinadas atuações que, quando otimizadas, conduzirão ao processo a um estado próximo ao equilíbrio.

O conceito tradicional de execução de *Testes* seja no laboratório ou em Planta Piloto, que permite apenas a avaliação de “Resultados” aleatórios (conseqüência do processo) e não do processo em si, tende a dimensionar, simular e controlar o processo em função de variáveis de entrada e medidas de saída, mas não do fenômeno que ocorre no interior do equipamento. Neste Capítulo estamos sugerindo mudar o conceito anterior para um **Laboratório de Operações Unitárias**, onde os fenômenos seriam avaliados em continuidade, já visando a sua otimização, onde os resultados obtidos serão os melhores possíveis de atingir. Se inclui um esquema metodológico geral e um listado de trabalhos que poderiam ser efetuados com este novo enfoque, começando pelo estabelecimento de condições operacionais otimizadas “a priori”, independentes do minério tratado, que permitam libertar aos pesquisadores de determinados “paradigmas” da área mineral.

Os custos envolvidos no desenvolvimento de pesquisas para beneficiamento de minerais são diretamente proporcionais à nossa própria insegurança técnica e subdesenvolvimento tecnológico. Os “pacotes” que vêm de fora, amparados por centros tecnológicos locais, muitas vezes exigidos por organismos internacionais de financiamento, são uma importante fonte de criação de projetos superdimensionados na América Latina. É necessário adquirir maior segurança nas avaliações experimentais, ganhando o respeito do mundo real das operações, e partir para o desenvolvimento de tecnologias próprias para a realidade do Mercosul, que começa com o maior entrosamento entre os profissionais que pesquisam, os que projetam e os que operam.

“Cada minério é um minério”, frase verdadeira embora mal empregada quando o objetivo é justificar maus resultados metalúrgicos e problemas na avaliação de processos. “Cada operação unitária é uma operação unitária”, qualquer que seja o minério processado. Uma operação mal feita, não otimizada e mal extrapolada para a escala industrial, não é responsabilidade do minério.

### 5.1.2 Objetivos do Trabalho Experimental

O programa visa a definição de uma tecnologia de beneficiamento de minérios, baseada na Transferência Macromolecular de Massa, dinâmica e ao serviço do Brasil (e do Mercosul), sem a conotação individualista no trato do processo, criando um “know-how” acessível a todos os profissionais da área.

São objetivos específicos, na pesquisa de projetos industriais:

- Melhorar o conhecimento de operações unitárias na área de beneficiamento de minérios (capacitação do pessoal técnico);
- Padronizar e simplificar os trabalhos feitos em laboratório;
- Melhoria de métodos, fazendo com que o processo tenha mais importância que os meros resultados dele;
- Desenvolver de forma segura e rápida as rotas tecnológicas mais adequadas para cada minério;
- Desenvolver programas de cálculo para o rápido processamento e scale-up de resultados, e até modelos matemáticos confiáveis e com comprovada validade industrial;
- Criar vínculos com a indústria, visando estabelecer estatísticas confiáveis que permitam criar relações correlativas com determinadas experiências simples de laboratório;
- Ampliação de linhas de pesquisa, partindo para a criação de novas tecnologias com solicitação das respectivas patentes;
- Em mediano prazo: Assessoramento em usinas industriais e apoio científico ao parque tecnológico local.

Do ponto de vista econômico, algumas metas básicas podem ser definidas:

- Redução de custos na etapa de pesquisa tecnológica dos projetos (que pode alcançar até 5% do total do investimento do projeto);
- Maior segurança na obtenção de “critérios de projeto”, eliminando o clássico superdimensionamento das usinas (5 a 10% de menor investimento);
- Otimização da operação de usinas, reduzindo os custos de operação e melhorando a sua produtividade (valores muito variáveis, dependendo de cada projeto).

### 5.1.3 Programa de Ação

Deverá ser criada uma equipe profissional para assumir a tarefa e desenvolver as atividades de Laboratório. Em princípio, estamos sugerindo a criação de grupos de operações, por exemplo, BRITAGEM, MOAGEM, HIDROCICLONES E FLOTAÇÃO, que são as operações mais relevantes em termos de investimento e de custos de operação. O roteiro sugerido, para cada operação, é:

#### 5.1.3.1 Investigação Bibliográfica

O trabalho poderia concentrar-se nos seguintes pontos:

- Pré-seleção de artigos técnicos, livros e outras publicações, catálogos, etc;
- Ordenamento por área (fundamentos teóricos, estatísticas industriais, operação, controle automático, modelos matemáticos, etc);

- Confeção de um Manual Bibliográfico, tipo “índice”, resumido e classificado por áreas. O manual deve permitir que qualquer técnico da usina possa conhecer a informação existente, de forma rápida e segura.

Mesmo sendo consideradas todas as informações existentes, esta atividade bibliográfica deve ser coordenada pelo responsável pela operação.

### 5.1.3.2 Banco de Dados

Além das informações mencionadas anteriormente, sugere-se o levantamento dos dados industriais listados abaixo, na própria usina como no maior número possível de outras usinas de beneficiamento:

- Dados gerais de operação;
- Estatísticas de produção e manutenção;
- Custos operacionais;
- Sistemas de avaliação, otimização e controles existentes;
- Recursos de laboratório e planta piloto existentes em cada usina.

Este trabalho será complementado, quando seja possível, com a obtenção de amostras de minério da usina industrial respectiva, a fim de se investigar uma **metodologia simples de correlação** entre os ensaios de laboratório e a operação unitária industrial correspondente, particularmente nas operações de moagem e de flotação. Os equipamentos industriais em operação são as mais econômicas e confiáveis “plantas piloto”.

### 5.1.3.3 Investigação de Mecanismos

Com o apoio do laboratório, deve-se investigar, discutir e definir os fenômenos que ocorrem em cada operação unitária. Em princípio recomenda-se:

- Contexto Fenomenológico: Os processos serão avaliados como sendo processos de Transferência Macromolecular de Massa, de modo que um esquema fenomenológico terá que ser criado e compreendido. Deverão definir-se o gradiente de transporte e o meio de controle das forças impulsoras. Também, deverão estabelecer-se os mecanismos macroscópicos a ser pesquisados, inclusive a forma de medida e de representação, matemática ou gráfica.
- Estabelecer claramente o fenômeno “real” de cada processo e o fenômeno “natural” (por exemplo, moagem – cominuição; concentração de massa por flotação – flotação).
- Definir a propriedade ou propriedades macrofenomenológicas a serem utilizadas para prosseguir com as fases de engenharia de cada processo.
- Comportamento Cinético: Estudo de velocidades de ocorrência e scale-up, assim como a conversão do tempo em estado não-estacionário para operações em continuidade.

### 5.1.3.4 Modelos Matemáticos

O **Modelo Operacional** colocará a disposição do mercado os aplicativos desenvolvidos para cada área. Isto não invalida a possibilidade de serem pesquisados, em paralelo, as outras opções existentes, desde que não se tratem de “caixas-pretas” nem que envolvam extensivos trabalhos de laboratório diferentes aos métodos que iremos padronizar de acordo com a nova abordagem fenomenológica adotada: a Transferência Macromolecular de Massa.

O modelo utilizado deverá incluir, ao menos, as seguintes três etapas:

- i. Scale-up da propriedade macrofenomenológica identificada com sendo a melhor;
- ii. Estabelecer relações de continuidade para os processos em circuito fechado ou por etapas, evitando a adoção de soluções de “caixa preta” em processos compostos;
- iii. Definir a condição otimizada do processo, no estado estacionário, e não uma mera simulação de resultados aleatórios obtidos experimentalmente.

O **Modelo Operacional** cumpre estas três condições.

### 5.1.3.5 Trabalhos de laboratório

Deverão ser padronizados todos os trabalhos de laboratório feitos para a pesquisa associada com projetos industriais de processamento que tenham como objetivo o dimensionamento e a otimização de processos. Isto inclui:

- Procedimentos de ensaio;
- Metodologia de cálculo.
- Metodologia de Avaliação.

Além destes trabalhos “padrão”, o laboratório poderá ser utilizado para diversas pesquisas “específicas”, sem padrão definido, baseadas em solicitações especiais autorizadas e orientadas por cada usina ou empresa, através do líder do grupo de trabalho.

### 5.1.3.6 Operações em Continuidade

Entre outras atividades:

- Estabelecer “layout’s básicos” para cada processo e também para diferentes operações unitárias inter-relacionadas;
- Configurar sistemas de medida e de controle.

## 5.1.4 Sistema Experimental da Britagem

Os trabalhos de britagem, em nível de laboratório, normalmente se referem apenas à preparação de amostras para outras utilidades, como por exemplo: alimentação à moagem, para estudo mineralógico, para armazenamento de amostras de sondagens na mina, etc. As operações de britagem são geralmente observadas apenas em estado estacionário, pois o tempo de duração do processo é muito curto e a quantidade de eventos é bastante reduzida; por outro lado, pela facilidade de trabalhar com pouca quantidade de amostra e a imediata obtenção do estado estacionário, é possível estudar o processo diretamente na escala contínua, não sendo necessário um esforço tão grande na modelagem destas operações.

A *cominuição seletiva* que proporciona a britagem por impacto permite efetuar a pré-concentração de minérios altamente heterogêneos, como acontece comumente nas jazidas a céu aberto de rochas degradadas (secundárias), retirando as frações granulométricas com baixo teor de substância de interesse, normalmente as frações grossas (magnetita) e as lamas e superfinos (argilas, micas, alumina, sílica, etc.), que se constituem em impurezas indesejáveis nos processos de concentração que se seguem. Na quase totalidade dos minérios brutos provenientes da mina, em maior ou menor grau, a substância do nosso interesse não está distribuída exatamente junto com a massa, inclusive em frações ainda grossas.



O recomendável nestes casos é efetuar testes de pré-concentração através de britagem terciária por impacto, com produto do menor tamanho possível ( $\frac{1}{4}$  a  $\frac{1}{2}$  polegadas), e tentar descartar determinadas frações inconvenientes para o processo de flotação posterior. Por exemplo, a presença de magnetita fazendo parte da ganga, contribui para a produção de superfinos, no caso de ser moída junto com o minério do nosso interesse; a presença de excesso de lama natural, proveniente da jazida, é preferível descartar inclusive antes da operação de moagem.

#### 5.1.4.1 Testes de pré-Concentração

A decisão de pré-concentração do minério deve levar em conta o teor da substância do nosso interesse, a heterogeneidade do minério (por exemplo, alta concentração de magnetita nas faixas grossas, que envolveria um alto custo de moagem) o maior custo de reagentes e outros para recuperar frações muito finas, o qual sugeriria uma deslamagem previa e, principalmente, o teor de corte (“cut-off”) da extração do minério na lavra.

A pré-concentração deveria constituir-se numa etapa obrigatória para determinados minérios, entre a mina e a usina de concentração. Quando tudo o material é misturado, homogeneizado, realimentado com cargas circulante, e quando são misturados os finos naturais com os finos de cominuição, etc., temos desandado vários passos no caminho de “concentrar” um minério. Nem sempre toda a rocha extraída da mina é “minério”, às vezes este minério vem dentro de ganga, facilmente separável antes de entrar às operações de alto custo operacional, como a moagem e a flotação. Lamentavelmente, pelas dificuldades próprias de lavra, nem sempre é possível extrair o minério com boa sensibilidade, o qual pode significar mudanças significativas no teor de alimentação. Em quanto isso acontece, são efetuados grandes esforços de pesquisa e de investimento para, por exemplo, reduzir um rejeito de flotação de 0,09 para 0,08 %. A “engenharia de processos” tem que saber tomar as decisões comercialmente mais adequadas na etapa certa do processo, dentro do contexto geral do negócio mineral.

A definição do processo seletivo é iniciada nas operações de britagem terciária. Para o caso da britagem de materiais heterogêneos (como são a maioria dos minérios), podemos expressar a reação de quebra levando em conta a seletividade derivada da *concentração* da substância A do nosso interesse (teor x) em determinadas faixas granulométricas, na operação de **britagem seletiva**, onde o produto pode ser posteriormente separado para produzir a *pré-concentração* do minério de interesse, como mostrado na expressão:



Onde,

**R** = Rocha; [**R**] = **R** x **x** = concentração da substância de interesse na Rocha

**G** = Grossos, com teor **x<sub>g</sub>**;

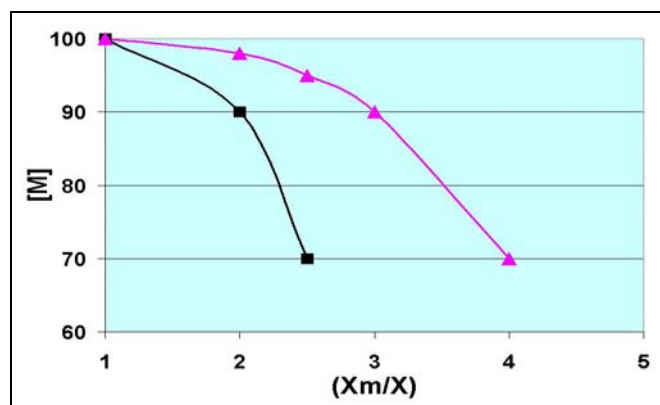
**M** = Minério pré-concentrado, com teor **x<sub>m</sub>**;

**F** = Finos, com teor **x<sub>f</sub>**.

Esta expressão descreve a abordagem analógica do processo de **britagem seletiva** de partículas heterogêneas, com finalidade de pré-concentração (Equação 1.3). Se **x<sub>g</sub>** for baixo, por exemplo, inferior ao teor de corte (cut-off) estabelecido na operação de lavra (**x<sub>g</sub>** < **x<sub>c</sub>**), o material grosso poderia ser descartado mediante a operação de peneiramento do fluxo, como acontece com minérios cuja base rochosa contém excesso de magnetita.

Além disso, se o teor da parcela fina ( $x_f$ ) é pouco significativo, de modo que a distribuição  $[F]$  não é muito importante, esta parcela de massa, no caso de resolver por esta opção, pode ser descartada mediante a operação de hidrocicloneamento. Este último procedimento é muito importante para minérios alterados, principalmente em lavras a céu aberto, onde os finos (lama) naturais provenientes da jazida são altamente prejudiciais para os processos posteriores de concentração, acarretando diversas impurezas difíceis de separar após a mistura entre elas e os finos de minério, gerados nas operações de moagem.

A seletividade nas operações de britagem será avaliada mediante a *Curva de Seletividade* desta operação, introduzida por **Yovanovic**, onde diferentes minérios (fase rocha) e diferentes processos (tipo de britador, tamanho do *closed-setting*, velocidade, etc) conduzem a diferentes curvas, onde poderia ser selecionada a condição mais seletiva para o processo, da forma ilustrada na **Figura 5.1.1**, (Mesma Figura 2.1.2 que repetimos aqui).



**Figura 5.1.1** – Curva de Seletividade da Britagem (Yovanovic)

O processo será mais ou menos seletivo em função do enriquecimento da massa pré-concentrada ( $x_m/x$ ) com respeito à recuperação da substância de interesse,  $[M] = M \times x_m$ . Na Figura se ilustram as opções possíveis de atingir, por exemplo, dois minérios diferentes ou o mesmo minério testado a diferente velocidade de rotação do britador de martelos. Os minérios totalmente homogêneos, como o cimento, apresentarão, provavelmente, uma linha quase vertical, paralela ao eixo  $[M]$ .

#### 5.1.4.2 Circuito Aberto de Britagem

Eliminando as cargas circulantes de uma usina de britagem é possível reduzir em quase 30% os investimentos e também os custos de operação, além de diversos benefícios metalúrgicos. O circuito aberto teria que ser sempre a primeira opção, ou opção de referência, para projetos de instalações de beneficiamento de minérios.

O circuito fechado de britagem é um “mito tecnológico” da mineração. Na avaliação de sistemas autógenos ou semi-autógenos, estes sistemas são normalmente comparados contra o circuito convencional fechado de britagem, favorecendo, mais uma vez, as alternativas não convencionais de cominuição. De acordo com a filosofia do **Modelo Operacional**, as operações unitárias de beneficiamento, em geral, quando operam otimizadas, teoricamente não precisariam de "carga circulante". A recirculação, além de desnecessária, contamina o fluxo principal de massa e ofusca a sua avaliação e controle. O circuito aberto, de acordo com os conceitos do modelo aqui proposto, nas etapas de projeto, teria que ser sempre considerado como primeira opção de circuito.

O Modelo Operacional dispõe de alguns programas de cálculo que poderão facilitar os cálculos:

#### PROGRAMA “OPERACRUSH”

Rotinas para Usinas de Britagem:

- Análise de Fluxos
- Dimensionamento de Britadores  
Cone Standard; Cone Short Head; Mandíbulas; Martelos
- Dimensionamento de Peneiras (1 a 3 decks)

### 5.1.5 Sistema Experimental da Moagem

#### 5.1.5.1 Geral

Os trabalhos convencionais de laboratório podem ser divididos em:

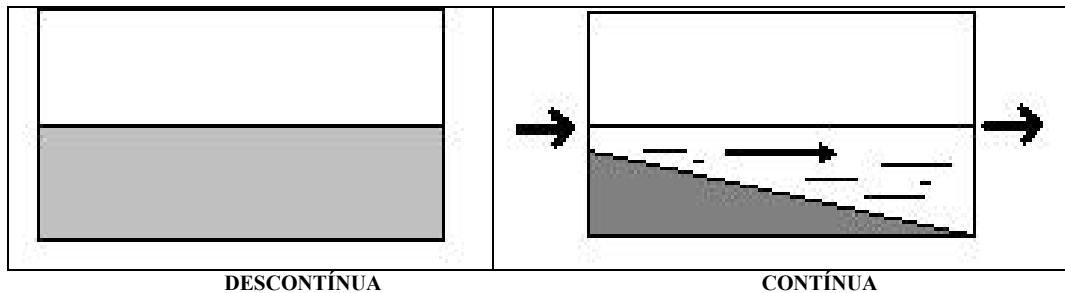
- Procedimentos auxiliares de medição (nível de ruído, viscosidade, densidade) e de análises (Índice de Liberação  $\Phi$ , P80, análises granulométricas por faixas, gravidade específica dos componentes principais da rocha, etc);
- Determinação das propriedades macrofenomenológicas, dependendo do modelo utilizado (*Work Index* – Modelos Energéticos, no item 5.2; *Função Quebra e Função Seleção* – Modelos Cinéticos, item 5.3; e *Índice de Cominuição* – Modelo Operacional, item 5.4). Determinação de parâmetros de *scale-up* para dimensionamento de equipamentos industriais (detalhes no item 6.7);
- Testes de caracterização de minérios e seleção do grau de liberação necessário para as operações que se seguem (item 5.5);
- Pesquisa Aplicada. Testes diversos, para fins científicos (item 5.6);

#### 5.1.5.2 Testes Batch vs. Testes Contínuos

Foram comentadas as razões pela qual o **Modelo Operacional** não utiliza testes em batelada. Dentre outros problemas, particularmente nas relações de scale-up, citamos a seguir dois graves problemas podem acontecer:

- *Diferença de moagem*: O moinho de batelada produz, para um determinado valor de P80, uma diferente distribuição granulométrica, para cada uma das substâncias componentes do minério, que a moagem em circuito contínuo. Por outro lado, como já comentado, a moagem em circuito aberto, com baixo enchimento de corpos moedores, libera as partículas de modo diferente que o clássico circuito fechado.
- *Oxidação*: Os testes em moinho de batelada produzem diferente liberação de íon ferro (na usina isso depende do revestimento do moinho, meio de moagem e nível de enchimento, entre outros fatores). O tempo de residência efetivo das partículas é maior no sistema batch. Além disso, como o moinho de laboratório é fechado, não acontece uma suficiente aeração na polpa. Estes fatores possuem um profundo efeito sobre as condições físico-químicas da polpa, especialmente nos sulfetos, que consomem grande quantidade de oxigênio (Suttill K.R., 1990).

Na **Figura 5.1.2** é ilustrado o esquema básico de ambas condições: Descontínuo e Contínuo.



**Figura 5.1.2** – Esquema Básico Operação Descontínua ou Contínua

Nos testes descontínuos existe a acumulação de finos (produto) junto com o material ainda submetido a cominuição, aumentando a viscosidade da polpa e criando uma falsa impressão cinética de performance do processo. Os testes descontínuos, na visão do **Modelo Operacional**, apenas servem para a determinação do Work Index de Bond, ou para testes qualitativos com fins comparativos ou correlativos entre minérios diferentes ou com situações industriais conhecidas.

Nos testes contínuos, existem diversos aspectos que devem ser medidos:

- Tempo para atingir o Estado Estacionário ( $\tau$ );
- Tempo de residência na zona de moagem (TZ); mediante estimativa do Volume VZ, a sua densidade e a sua massa;
- Tempo de residência da água (função transporte - t);
- Enchimento otimizado,  $JA = VZ$ ;
- Equilíbrio na zona de moagem, para Produto com P80 constante ( $\Phi$ );

### 5.1.5.3 Programa de Apoio e Testes Especiais

O Modelo Operacional dispõe de alguns programas que poderão facilitar os cálculos:

#### **OPERAMILL.PR**

- Dimensionamento de Moedores Tubulares (a úmido) para fins de projeto.
- Avaliação de Utilização de Moedor de Dimensões Conhecidas.

#### **OPERAMILL.OPT**

- Diagnóstico de Moedores em Operação
- Otimização Estacionária de Moedor em Operação
- Operação Virtual de Moedores (14 variáveis manipuladas)

Seguem algumas idéias para testes especiais:

- Estudar o uso de medidores de ruído (decibelímetros) como elemento de controle e de otimização do nível otimizado de enchimento em moedores industriais. O aparecimento de barulho (aumento do nível de ruído) envolve a redução do volume VZ da zona de moagem, por causa de minério mais mole, devendo então aumentar a taxa de produção.
- Testes de sedimentação da polpa alimentada ao moedor, verificar o comportamento da coluna de polpa para diversos tempos, particularmente para o tempo da função transporte (10 a 12 minutos), e para atingir o teor de saturação. Medir a altura da zona de moagem (zona profunda com alta densidade), e densidade e granulometria (ou liberação) nas diferentes camadas.

- Procedimentos para medir viscosidade de polpas e sua relação com: % de sólidos, granulometria, gravidade específica do minério, temperatura, efeito da carga circulante, e outras aplicações.
- Adição de reagentes de flotação, dentro do moinho.
- Metodologia prática para avaliar polpas em repouso (sedimentação), por camadas, pelo peso das partículas individuais (tamanho-SG) e não apenas pelo tamanho.
- Efeito do design de revestimentos e sua relação com a velocidade de rotação e o movimento da carga moedora. Para compensar defeitos de velocidade de moinhos em operação, cuja mudança de rotação seja difícil, é possível mudar o perfil dos revestimentos para “ajustar” o movimento da carga.
- Corpos moedores (bolas, micro-bolas, cylpebs, etc.). Inclui estudo de mercado, qualidade, preço, etc. Diâmetro ótimo, tamanho ótimo de reposição, efeito da densidade da carga, etc. Visando padronização da “**Bola Brasil**”, com a participação de fabricantes locais.
- Estudo da carga balanceada, O **Modelo Operacional** sugere utilizar, preferentemente, a distribuição típica de carga velha dentro de moinhos em operação. Por exemplo, nos moinhos piloto, dentro de usinas em operação.
- Aproveitar estatísticas com dados industriais e aperfeiçoar um método original, rápido e confiável de scale-up por método correlativo e comparativo. A pesquisa inclui testes, em laboratório e/ou piloto.
- Estudos sobre a **Função Transporte**, definindo os tempos  $t$ , da água e do transporte em estado estacionário, e o tempo **TZ**, das partículas afundadas no moinho, ainda na fase rocha. Lembramos que a relação (TZ / t) é máxima nas operações mais seletivas.
- Teste padrão para determinação e scale-up do **Índice de Cominuição**, que é a propriedade macrofenomenológica introduzida pelo Modelo operacional.
- Metodologias práticas de laboratório para (entre outras):
  - Caracterizar minérios heterogêneos;
  - Gravidade específica do material e dos seus componentes principais;
  - Tamanho aproximado dos grãos da substância (ou substâncias) do nosso interesse;
- Sistemas simples de controle operacional e de controle automático, para o “**Moinho Brasil**”.

Quase todas as usinas industriais, que possuem operações de moagem, contam nos seus laboratórios metalúrgicos com moinho piloto apto para operar em continuidade, o qual poderia ser adaptado para considerar os trabalhos experimentais aqui expostos. Nas universidades e centros de pesquisa é fundamental instalar o moinho contínuo dentro do contexto de Operação Unitária, como indicado ao longo deste capítulo.

## 5.2 Modelos Energéticos

Apesar de que muitas usinas têm criado os seus próprios procedimentos de avaliação e de scale-up, a literatura convencional apresenta uma metodologia mais ou menos padrão para os testes em batelada em célula de laboratório, baseada em trabalhos específicos de determinados Autores. Mesmo assim, o esforço experimental ainda é baseado em práticas específicas para determinadas condições ou tipos de minério ou sobre aspectos científicos muito específicos e não como engenharia de processos desta Operação Unitária (scale-up, dimensionamento, otimização do circuito, etc.). Como antes observado, o Modelo Operacional recomenda a execução de testes em continuidade. Os procedimentos experimentais estabelecidos pela abordagem energética são bastante diversos, e envolvem testes específicos para operações de britagem e de moagem em moinhos de barras e de bolas, todos eles provêm da teoria de Bond. O teste fundamental é o teste da determinação do *Work Index*, a propriedade macrofenomenológica do modelo energético, e que dá origem aos procedimentos de cálculo e scale-up. Como antes comentado, neste texto será analisada apenas a operação de moagem em moinho de bolas, que na nossa opinião precisa de maior esforço experimental.

### 5.2.1 Determinação do Work Index de Bond

O Work Index corresponde numericamente ao trabalho necessário para reduzir uma tonelada de minério, desde um tamanho teoricamente infinito, até 80% passante em 100  $\mu\text{m}$ . Representa a resistência do minério à moagem e através de sua determinação é possível o cálculo da energia necessária para se moer o minério (Norma ABNT, 1988). O moinho de laboratório funciona “a seco” e por batelada (estado não estacionário), possui dimensões padronizadas e rota a 70 rpm. No fundo, este procedimento experimental consiste num método do tipo correlativo, onde o resultado desta experiência, em bancada, está ligado ao processo contínuo de um moinho de 8 pés de diâmetro, circuito fechado, 250% de carga circulante, 35% de enchimento de bolas, 70% da velocidade crítica e 77% de sólidos na polpa alimentada. Condições diferentes para o moinho projetado são corrigidas mediante determinados fatores que ajustam o valor do Wi obtido experimentalmente, como detalhado no item 3.2.2. A carga de bolas do moinho de laboratório é constituída por exatas 285 bolas, cuja distribuição de diâmetros está detalhada na **Tabela 5.2.1** a seguir.

**Tabela 5.2.1** – Carga padronizada de Bolas no Teste de Bond

Nº DE BOLAS	DIÂMETRO	
	milímetros	polegadas
43	36,5	1 <sup>7</sup> / <sub>16</sub>
67	30,2	1 <sup>3</sup> / <sub>16</sub>
10	25,4	1
71	19,1	3/4
94	15,9	5/8

Execução dos Testes:

1. Britar 20 kg. de minério, todo abaixo de 3,4 mm, minimizando a produção de finos. Secar e homogeneizar;
2. A massa **M** a ser alimentada ao moinho equivale a 700 cc de volume, medido em proveta graduada de 1 litro. Observa-se que a massa **M** depende fundamentalmente da gravidade específica do material, por tanto o Wi também, como veremos mais adiante.

3. Calcular **Aar** como sendo  $M/3,5$ . Ou seja, Aar equivale á massa de alimentação efetiva, no caso de respeitar o valor de 250% para a carga circulante.
4. Medir o valor de **F80** no material alimentado. Verificar a malha onde 80% deste material é passante.
5. Escolher a malha de classificação do ensaio (**Am**). Trata-se da peneira utilizada para classificar a descarga do ciclo e para descartar o material passante; normalmente é utilizada a malha equivalente a 150  $\mu\text{m}$ .
6. Determinar a % passante inicial na malha  $A_m$ , e será denominado de **Ma<sub>i</sub>**, correspondente ao 1er ciclo.
7. Carregar o moinho com a carga de bolas (Tabela 5.2.1) e com a massa M de minério (em seco). Executar o 1er ciclo, que corresponde a um determinado valor de rotações de moinho (**N<sub>i</sub>**). Dependendo das características do minério e da experiência do operador, este ciclo inicial é de 100 a 200 rotações.
8. Descarregar o moinho e peneirar o material com a peneira  $A_m$ . Determinar a massa retida em  $A_m$  e a *massa passante*, por diferença, e que será denominada como **Mp<sub>i</sub>**.
9. Descartar o minério passante.
10. Determinar o passante líquido do ciclo =  $Mp_i - Ma_i$  (definido em 6).
11. Recompôr a alimentação para o ciclo seguinte, adicionando-se à massa retida ( $M - Mp_i$ ) uma parcela nova de alimentação equivalente a  $Mp_i$ . Esta parcela nova provém da amostra original, cujas características estão devidamente padronizadas.
12. Calcular a massa passante na malha  $A_m$  contida na nova parcela alimentada, que será chamada de **Ma<sub>i+1</sub>**.
13. Medir o desvio ao ciclo  $i$ . Isto é:  $Aar - Mp_i$ . Este valor corresponde á diferença entre a produção padrão esperada para os 250% de carga circulante (Aar) e o produto efetivo do ciclo.
14. Calcular a Moabilidade do ciclo, que é o quociente entre a quantidade líquida passante no ciclo (ponto 10) e o N<sup>o</sup> de rotações do ciclo. Isto é:  

$$Mob_i = (Mpi - Mai) / N^o \text{ rotações.}$$
15. Recarregar novamente o moinho e *calcular o N<sup>o</sup> de rotações* para o ciclo seguinte. O cálculo é feito utilizando o valor de Aar, de maneira de fazer tender o equilíbrio do sistema para atingir 250% de carga circulante.  $N_{i+1} = (Aar - Ma_{i+1}) / Mob_i$ .
16. Moer com  $N_{i+1}$  rotações.
17. Repetir os procedimentos 8 a 16.

O N<sup>o</sup> de ciclos deve prosseguir até que os valores de  $Mobi$  atinjam o equilíbrio ou invertam a tendência de crescimento ou decrescimento, em três ciclos consecutivos. Espera-se uma diferença não superior a 3% entre o maior e o menor valor, em relação ao valor médio entre os três últimos ciclos. Outra forma de verificar este equilíbrio é quando os últimos três ciclos atingem um valor de massa líquida passante ( $Mp_i$ , ponto 8) igual a Aar, caracterizando o fechamento do circuito em 250% de carga circulante (**Deister, R.J.**, 1987). O N<sup>o</sup> de rotações também acaba estabilizando-se, em valores próximos a 370 rotações por ciclo.

O passo seguinte é de medir o **P80**, em  $\mu\text{m}$ , do produto passante do último ciclo, e logo calcular o *Work Index* mediante a seguinte fórmula:

$$Wi = \frac{44,5}{Am^{0,23} Mob^{0,82} 10 (P80^{-0,5} - F80^{-0,5})} \times 1,1 \quad (5.1)$$

Onde,

$Wi$  = Índice de Trabalho para Moagem, kWh/t. t = tonelada métrica (2200 libras);

$A_m$  = Abertura da malha de classificação do ensaio,  $\mu\text{m}$ ;

P80 = Abertura da malha teórica onde passam 80% da massa contida no produto;

F80 = Mesmo conceito anterior, relativo à alimentação M;

Mob = Média de  $Mob_i$  dos últimos três ciclos;

1,1 = fator de conversão de tonelada curta (200 libras) para tonelada longa ou métrica (2200 libras).

Esta equação é válida para moagem a úmido, em circuito fechado, com diâmetro interno do moinho de 2,44 m (8 pés), com descarga por *overflow*. Para condições diferentes, devem ser utilizados os fatores de correção descritos no item 3.2.2. Por outro lado, este procedimento não é aplicável para minérios que apresentem grande quantidade de micas (placoides), higroscópicos, fibrosos ou argilosos. É muito importante destacar o P80 obtido na experiência de Bond e a malha de referência utilizada ( $A_m$ ), pois o  $W_i$  varia bastante em função do tamanho do produto que se deseja atingir (Magdalinovic, N.M., 1989).

Conhecendo o valor de  $W_i$ , utilizando a equação de Bond (equação 3.10) podemos estimar o consumo energético que irá ter o processo industrial de projeto:

$$W = \frac{10 W_i}{\sqrt{P}} - \frac{10 W_i}{\sqrt{F}}, \text{ kWh/st}$$

A complexidade do teste de Bond motivou o desenvolvimento de diversas alternativas mais simples. Horst e Bassarear (1976) lembram de um simples método desenvolvido em 1966 por Berry e Bruce, que pode estimar o valor do  $W_i$  para um minério desconhecido ( $W_{id}$ ), a partir do valor de  $W_i$  de um minério conhecido ou de referência ( $W_{ir}$ ). O método parece muito com o sistema correlativo sugerido pelo Modelo Operacional no item 5.4.3, e requer apenas de uma experiência simples em moinho batch de laboratório.

$$W_{id} = W_{ir} (10 \times P80_r^{-0,5} - 10 \times F80_r^{-0,5}) / (10 \times P80_d^{-0,5} - 10 \times F80_d^{-0,5}), \text{ kWh/st} \quad (5.2)$$

Onde,

$P80_r$  e  $F80_r$  = Produto e Alimentação do minério de referência;

$P80_d$  e  $F80_d$  = Produto e Alimentação do minério desconhecido.

## 5.2.2 Variações do Work Index de Bond

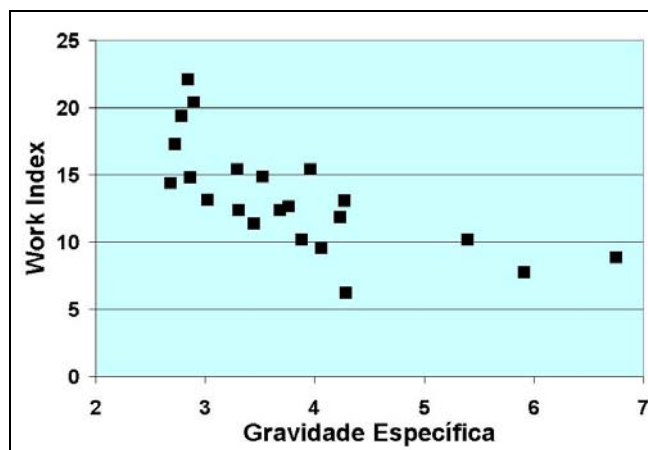
O valor do Work Index, apesar de estabelecer uma boa relação de scale-up com os moinhos industriais, e de continuar sendo o procedimento de dimensionamento mais consagrado na área mineral, possui diversas limitações, tanto nos procedimentos de cálculo como na aplicabilidade industrial, dentre elas;

- O  $W_i$  varia com respeito ao tamanho da peneira utilizada no teste padrão ( $A_m$ ).
- O  $W_i$  varia significativamente com a gravidade específica do minério a ser tratado, dado que a relação do material alimentado ao moinho de laboratório é volumétrica.
- As demandas eletromecânicas da moagem são tão elevadas (em relação à energia líquida utilizada na cominuição) que qualquer diferença no tipo de material não se reflete na mesma proporção no dimensionamento mecânico de equipamento, cuja relação de *tamanho vs. potência aplicada* é relativamente constante, ainda com determinados paradigmas que deixam pouca flexibilidade pelo lado do projeto (o lado do investimento e do fabricante estaria garantido); porém, diferenças no *consumo unitário de energia* são nitidamente observadas quando a determinação do  $W_i$  estiver errada, ainda sem considerar as possibilidades de otimização do circuito (o lado ruim fica para o operador, depois que o investimento já foi feito).



- Continuando o raciocínio anterior, os valores médios de  $W_i$  observados na prática industrial são muito próximos entre si, na faixa de 12 a 14 kWh/st, e isso se deve ao fato que este valor visa atender, principalmente, a aplicação mecânica ao equipamento e o dimensionamento do motor, e não a efetiva condição de cominuição de um material, fenomenologicamente falando, e ainda faltando considerar a otimização do processo e da entrega desta energia ao minério.
- O resultado do processo está baseado em tamanho (ainda de forma bastante limitada, apenas ao P80) e não em liberação, como estabelecido pelo Modelo Operacional.

Como o procedimento experimental para determinar o  $W_i$  é complexo e longo, algumas sugestões de aproveitamento podem ser feitas, e que descreveremos a seguir. A priori, dada a excelente aproximação do dimensionamento do equipamento (aplicação mecânica da energia) feita por esta abordagem, estes procedimentos devem continuar sendo aplicados para as equações de *aplicação mecânica de energia* no equipamento, mas não para a relação fenomenológica entre  $\underline{F}$  e  $\underline{P}$ , como foi ilustrado na Figura 1.7.2 (item 1.7). Dos valores apresentados por Bond, em numerosas experiências de laboratório para obter o Work Index, é possível construir a curva de  $W_i$  vs. gravidade específica do material rochoso alimentado, como ilustrado na **Figura 5.2.1**.



**Figura 5.2.1** – Variação do Work Index com a Gravidade Específica Média da Rocha

Na Figura 5.2.1 se observa nitidamente a redução do  $W_i$  para rochas de maior gravidade específica. Como estes materiais são testados com base volumétrica, os 700 cc de um material de maior gravidade específica envolvem maior quantidade de massa  $\underline{M}$  (e por tanto de  $\underline{Aar}$ ) na experiência de Bond, o qual se reflete num maior valor de  $\underline{Mob}$ , que faz parte do *denominador* da equação que determina o  $W_i$ . Lembramos ao Leitor que, na ótica do Modelo Operacional, na medida em que a rocha é cominuída e os componentes vão sendo liberados, os componentes mais pesados (e quando mais liberados vão ficando mais pesados ainda), sedimentam ao fundo do moinho, na zona de moagem, de modo que a gravidade específica da zona de moagem é bem maior que a gravidade específica média do material heterogêneo em fase rocha, e é isso que faz reduzir o consumo específico da moagem quando são aproveitadas as condições seletivas do processo.

**Magdalinovic N.M.** (1989) estuda em detalhe o problema de mudanças do  $W_i$  em função do tamanho do produto de referência.

O Autor afirma que o *Work Index*, como indicador de moabilidade de materiais, não é um valor constante, pois varia junto com as mudanças no tamanho de referência do produto (P80); de modo que recomenda utilizar uma peneira de teste com tamanho **Am** que permita atingir um P80 o mais próximo quanto possível do tamanho pretendido no projeto industrial.

Os resultados experimentais são mostrados na **Tabela 5.2.2**. Magdalinovic executou os testes de obtenção do **Wi** para três diferentes materiais, visando obter alguma correlação entre o tamanho da malha de classificação **Am** (o Autor utilizou quatro tipos diferentes) e os valores de Moabilidade dos ciclos finais de equilíbrio, que é o quociente entre a quantidade líquida passante no ciclo e o **Nº** de rotações do ciclo (**Mob**).

**Tabela 5.2.2** – Testes de Work Index (Magdalinovic N.M.,1989)

Am (µm)	Cobre, F = 2.360 µm			Andesita, F = 2.317 µm			Limonita, F = 2.089 µm		
	P80	Mob	Wi	P80	Mob	Wi	P80	Mob	Wi
500	347	2,78	15,40	355	1,56	25,05	366	3,31	14,26
315	195	2,12	13,79	192	1,34	19,90	226	2,55	13,57
160	95	1,73	11,84	116	0,91	22,70	93	1,89	11,04
80	53	1,23	12,90	53	0,63	22,38	56	1,45	11,70

Também verificou a relação entre **Am** e o valor de **P80** do teste. Nestas experiências foi possível comprovar uma grande variabilidade do **Wi** em função da malha utilizada para o teste, reforçando a sugestão de utilizar uma malha de referencia que aproxime o valor de P80 aos valores previstos para o projeto industrial. Para os casos estudados se observa que para os três minérios o **Wi** atinge um valor mínimo para P80 próximo de 100 µm.

Das experiências resumidas na Tabela 5.2.2 o Autor estabeleceu as seguintes relações:

$$\mathbf{Mob} = \mathbf{K}_1 \sqrt{\mathbf{Am}} \quad (5.3)$$

Onde **K<sub>1</sub>** depende do tipo de material a moer, como ilustrado na **Figura 5.2.2**.

Cobre:  $K_1 = 0,126 \sqrt{\mathbf{Am}}$ ; Andesita:  $K_1 = 0,072 \sqrt{\mathbf{Am}}$ ; Limonita:  $K_1 = 0,148 \sqrt{\mathbf{Am}}$ .

Já tínhamos adiantado, nos comentários da Figura 5.2.1 anterior, que o valor de **Mob** teria que aumentar em função da *gravidade específica média da rocha* cominuída, e que este aumento propiciaria um menor valor para o Work Index.

Na Tabela 2.4.1, no item 2.4, poderemos observar que as gravidades específicas dos materiais utilizados por Magdalinovic são: Limonita: 3,8; Minério de Cobre: 3,8 e Andesita: 2,84, o qual explica a proximidade dos valores de **Wi** e de **Mob** para o Cobre e para a Limonita e, em cambio, o maior valor de **Wi** e menor massa de **Mob** para a Andesita. O valor de **Wi** da Limonita pode ter apresentado um resultado um pouco melhor ao esperado pelo seu menor tamanho de alimentação (F), caso contrário ficaria quase que igual ao do Cobre. A rigor, a expressão correta para explicar estas diferenças de **Wi** detectados por Magdalinovic seria:

$$\mathbf{Wi} = \mathbf{f}(\mathbf{Mob}) = \mathbf{f}(\mathbf{SG\ material}) \quad (5.4)$$

Por outro lado, o P80 possui uma relação linear com o tamanho da malha utilizada na experiência, independente do tipo de minério. Das experiências resumidas na Tabela 5.2.2 o Autor estabeleceu as seguintes relações:

$$\mathbf{Am} = \mathbf{K}_2 \mathbf{P80} \quad (5.5)$$

Onde **K<sub>2</sub>** quase que não depende do tipo de material a moer, como ilustrado na **Figura 5.2.2**.

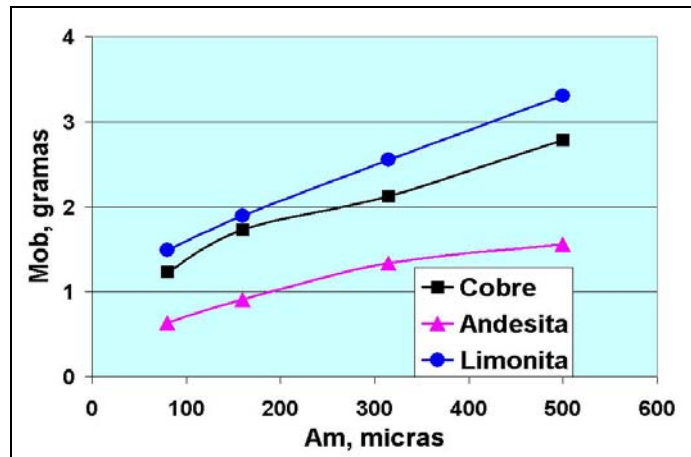


Figura 5.2.2 – Variação do Mob em Função da Peneira (Am) (Magdalinovic N.M.,1989)

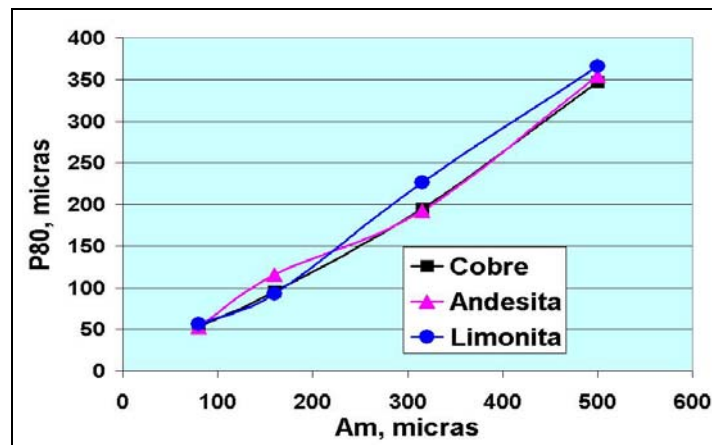


Figura 5.2.3 – Variação do P80 em Função da Peneira (Am) (Magdalinovic N.M.,1989)

Como observado, o valor do  $W_i$  deve ser convenientemente ajustado, na etapa de laboratório, para não ter surpresas na hora do projeto industrial. Mesmo assim, como postulado pelo Modelo Operacional, este procedimento é útil apenas para definir a aplicação mecânica da energia (item 3.3.1), de modo que o estudo fenomenológico da cominuição, no sentido  $F \rightarrow P$ , deve necessariamente seguir outros caminhos.

### 5.2.3 Outros Procedimentos de Obtenção de Parâmetros Energéticos

López F.A. e outros (1988) apresentam um interessante método de obtenção de parâmetros energéticos, utilizando parcialmente os conceitos de Bond. A experiência não é feita mediante ciclos que concluem em equilíbrio mássico para 250% de carga circulante, como estabelecido pelo modelo de Bond, mas de experiências unitárias, em batelada, mudando o tempo (batch) de moagem para uma determinada relação minério/bola e logo, mantendo o tempo definido como ótimo (que resultou de 10 minutos – em estado não estacionário), os Autores verificaram diversas combinações minério/bola. O objetivo experimental é de definir, apriori, não apenas o consumo energético esperado, mas alguma relação cinética e operacional que permita aproximar-se da melhor condição de processo. O cálculo do tempo de moagem foi feito mantendo constante uma relação de minério/bola igual a 1/8, utilizando em cada uma das experiências 500 g de material e 4 kg de bolas de aço de 30 mm de diâmetro, com massa unitária de 0,110 kg.

Nestas condições foram realizados testes com diversos tempos de moagem, variando de 2,5 até 60 minutos, como mostrado na **Tabela 5.2.3**.

**Tabela 5.2.3** – Variação do Tempo de Moagem para Relação Minério/Bola = 1/8 (López F.A. e outros, 1988)

Tempo	M	Wi	W	Rr	Vr	P80
2,5	0,84	2,13	0,28	60,0	48,10	800
5,0	0,63	2,86	0,66	75,0	36,43	500
10,0	0,28	3,39	1,78	91,0	15,96	180
15,0	0,22	2,80	1,47	91,0	12,44	180
20,0	0,15	2,02	1,06	91,0	8,81	180
30,0	0,094	1,47	0,84	92,0	5,38	160
40,0	0,073	1,32	0,80	92,5	4,21	150
50,0	0,056	1,04	0,62	92,5	3,20	150
60,0	0,045	0,87	0,52	92,5	2,59	150

Os seguintes parâmetros são incluídos na Tabela 5.2.3:

Tempo: Minutos, em sistema de batelada;

M = Moabilidade, expressa como relação entre as gramas moídas abaixo de 147  $\mu\text{m}$ , que é a malha de referencia dos testes, e as revoluções dadas pelo moinho;

Wi = Trata-se de um índice parecido com o Work Index (pois não é calculado de acordo com o roteiro oficial do teste de Bond, que considera a execução de ciclos com simulação de carga circulante de 250%), e que parece como um Work Index Operacional relativo a esta experiência específica. A fórmula de determinação do Wi é a mesma de Bond, expressa na equação ( ).

W = Trabalho teórico efetivo realizado pela moagem, em kWh/t, obtido de acordo com equação 3.10;

Rr = Razão de Redução entre F80 e P80;

Vr = Velocidade de redução do produto inicial expressa como o quociente entre a massa de minério moído abaixo de 147  $\mu\text{m}$  e o tempo de residência (batch) da carga no moinho, em g/min.

Na Tabela 5.2.3 se observa que o processo se estabiliza a partir dos 10 minutos de moagem, fixando este tempo como padrão para a segunda série de testes, com mudanças na relação minério/bola, cujos resultados são resumidos na **Tabela 5.2.4**.

**Tabela 5.2.4** - Variação da Relação Minério/Bola para 10 Minutos de Moagem (López F.A. e outros, 1988)

m/b	M	Wi	W	Rr	Vr	P80
0,33	0,23	0,53	0,05	50,0	14,05	1000
0,25	0,30	1,54	0,34	75,0	18,00	500
0,20	0,36	3,25	1,33	87,5	21,15	250
0,17	0,40	3,67	1,55	88,0	32,35	200
0,13	0,48	5,30	2,76	91,0	36,91	180

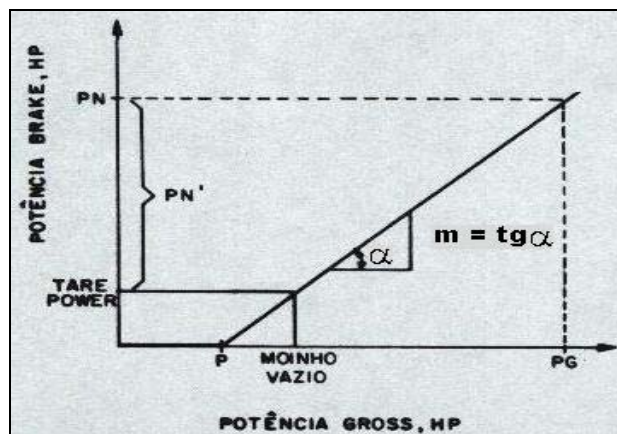
Os Autores não explicam claramente a avaliação gráfica conjunta entre os resultados de ambas tabelas, mas concluem que, para um tamanho de P80 de 200  $\mu\text{m}$ , como requerido pelo processo metalúrgico, as condições “ótimas” (nesta perspectiva) para o processo ficam para uma relação minério bola de 0,16 e um tempo (batch) de 7,4 minutos. O consumo esperado de energia (W) fica em 1,94 kWh/t.

### 5.2.4 Locked-Cycle Test

**Kapur e Fuerstenau** (1989) estudam a aplicação do “locked-cycle” teste de Bond para materiais por eles chamados de heterogêneos, verificando que a quantidade de ciclos aumenta significativamente para atingir o equilíbrio do teste. Os Autores desenvolvem alguns algoritmos de cálculo que permitiriam simplificar os procedimentos experimentais, que são muito trabalhosos. O conceito de heterogeneidade utilizado por Kapur e Fuerstenau não é o mesmo utilizado ao longo deste texto, estes pesquisadores simplesmente criaram artificialmente uma mistura entre duas substâncias homogêneas, no caso do artigo: Quartzo e Calcita, de dureza diferente, mas de quase a mesma gravidade específica. Estas substâncias, ao serem testadas individualmente, demoram entre 3 a 6 ciclos para atingir o equilíbrio, mas, quando moídas conjuntamente, demoram acima de 35 ciclos. Ao juntar duas substâncias puras, de diferente dureza, o que acontece é que uma se converte em corpo moedor da outra. Na visão do Modelo Operacional, o minério heterogêneo corresponde a uma única rocha, cuja dureza está relacionada com a ganga, mas com diferentes substâncias “dissolvidas” nela.

### 5.2.5 Método do Net-Power

A potencia líquida ou “net-power” é, por definição, a potencia consumida na moagem após deduzir as perdas eletromecânicas (**Mular e Bhappu**, 1980). Na determinação do consumo específico de energia para os sistemas autógenos e semi-autógenos é utilizado o teste do *Pony Brake*, utilizando moinho *Cascade Mill*, padronizado pela Koppers, de tamanho 6' x 2', onde se estabelece a relação entre o consumo Gross (Input) e o consumo Brake (Output), da forma mostrada na **Figura 5.2.4**, que apresenta a *Curva de Relação de Potência*, na qual aparecem tanto as perdas de transmissão como aquelas perdas de eficiência com o moinho operando.



**Figura 5.2.4** – Curva de Relação de Potência (Teste do Pony Brake)

Na figura, a pendente  $m$  corresponde à tangente de  $\alpha$ . De acordo com esta figura, uma determinada potencia Gross (PG) conduzirá a uma potencia Net (PN) de:

$$PN = (PG - P) m \quad (5.6)$$

Onde,

P = perdas eletromecânicas;

m = medida da inclinação da curva ( $\text{tg } \alpha$ ), a qual varia de 0,90 a 0,98 segundo porcentual de velocidade crítica utilizada no moinho piloto.

Como observado em numerosos exemplos (item 6.6.1), a tendência dos fabricantes de equipamentos não convencionais é de utilizar uma forma diferente de avaliação, descontando o movimento do moinho vazio do cálculo da potencia Net. A equação 5.6 anterior ficaria assim:

$$PN' = (PG - \text{Moinho Vazio}) \mathbf{m} \quad (5.7)$$

Ou, 
$$PN' = PN - \text{Tare Power} \quad (5.8)$$

Esta consideração tem significado que quase todos os sistemas autógenos e semi-autógenos são beneficiados nas suas avaliações contra os sistemas convencionais, na etapa de projeto, mas, na implantação, se dizem surpresos com o maior consumo de 10 a 20% de energia observada em todas estas operações (Yovanovic e Moura, 1992).

### **Exemplo 1:**

*Na Cia. Minera Disputada de Las Condes (Chile), determinou-se a potencia liquida no moinho piloto padrão (6' x 2') descontando-se diretamente a Potencia Brake do moinho vazio da potencia Gross lida do ensaio (verificar com figura anterior):*

$$\begin{aligned} \text{Potencia Lida (PG)} &= 13,13 \text{ kW} \\ \text{Tare Power} &= 4,03 \text{ kW} \\ PN' &= (13,13 - 4,03) = 9,1 \text{ kW} \text{ , equação 5.8} \\ 9,1 \text{ kW} / 0,87 \text{ tph} &= 10,46 \text{ kWh/t} \\ 10,46 / 0,97 &= \mathbf{10,78 \text{ kWh/t}} \text{ (valor de projeto)} \end{aligned}$$

*Com este valor de 10,78 kWh/t foi selecionada a alternativa de moinho semi-autógeno contra o sistema convencional. Na operação industrial o consumo observado foi de 13,27 kWh/t, 23% a mais (Von Borries e Villanueva, 1981).*

### **Exemplo 2:**

*Sampaio e outros (2004) apresentam os resultados para testes de moagem semi-autógena para minério de Ouro, utilizando o método do Pony Brake:*

$$\begin{aligned} \text{Potencia Lida (PG)} &= 15,23 \text{ kW} \\ \text{Moinho Vazio} &= 5,20 \text{ kW} \\ PN' &= (15,23 - 5,20) \times 0,87 = 8,75 \text{ kW} \text{ , equação 5.7} \\ 8,75 \text{ kW} / 3,06 \text{ tph} &= \mathbf{2,86 \text{ kWh/t}} \end{aligned}$$

*O projeto ainda está na etapa de engenharia, mas os Autores parecem acreditar que o consumo específico de energia na operação industrial irá ser aquele mesmo.*

## 5.3 Modelos Cinéticos

### 5.3.1 Objetivos do Teste

Além da simples determinação dos parâmetros dos modelos cinéticos ( $S_i$ ,  $b_{ij}$ ), os testes de laboratório procuram também resolver algumas questões operacionais básicas, particularmente o ajuste experimental na procura da condição de linearidade da taxa de quebra. Entre outros aspectos podemos destacar:

- Determinação da % de sólidos ideal para a moagem, fixando-se a carga de bolas.
- Determinar a carga de bolas mais eficiente fixando-se a melhor % de sólidos obtida na fase anterior.
- Determinar a taxa de quebra ( $S_i$ ) por faixa de tamanho.
- Determinar a função quebra (distribuição da quebra,  $b_{ij}$ ) das partículas oriundas da quebra nos distintos intervalos.
- Verificar a linearidade (ou não-linearidade) da cinética de quebra; isto é, a dependência da taxa de quebra com o tempo de residência (ou distribuição granulométrica dentro do moinho).
- Verificar a influência da moagem a úmido e a seco na linearidade da cinética de quebra.
- Verificar, via simulação, se o modelo prevê um resultado suficientemente próximo daquele obtido em ensaios de laboratório.
- Dimensionar o circuito de moagem e classificação para a taxa de alimentação e granulometria do produto especificados.

Lembramos ao Leitor que este tipo de ensaios visa unicamente a determinação de parâmetros baseados **no tamanho** das partículas e não na sua liberação efetiva, lidando apenas com a concepção homogênea do processo.

### 5.3.2 Determinação da Função Seleção

#### 5.3.2.1 Faixas Granulométricas

Os teste são executados com faixas definidas (mono-tamanhos), a partir do top-size, entre 3 e 4# (4,76 a 6,73 mm), até a faixa de maior taxa de quebra e com maior linearidade, que fica entre 10 a 14# (1,19 a 1,86 mm). Existem diversos aspectos que comprometem a linearidade da função seleção, em batelada, como tem sido observado experimentalmente:

- baixa velocidade de rotação do moinho de laboratório;
- elevado nível de enchimento;
- baixa relação entre o tamanho da bola e o tamanho das partículas;
- moagem a úmido de minério heterogêneo, que cria dependência de  $S_i$  em função da distribuição de tamanhos no moinho.

**Gao e Forssberg** (1989) observam que a função seleção é muito dependente da relação de *Hold-Up* utilizada no teste em batelada executado no laboratório, mais um elemento complicador para este tipo de abordagens. Testes de laboratório para  $U$  variando entre 0,5; 1,0 e 1,7, mostram que, em todas as faixas granulométricas, a função seleção diminui linearmente junto com o aumento de  $U$ , contrariando uns dos pilares da abordagem idealizada por Austin e outros, que advoga pelo valor de  $U = 1$  como “set point” do modelo.

### 5.3.2.2 Equipamento Utilizado

Para testes que inclui leitura de potência, é usual utilizar moinho de batelada de 30,5 x 30,5 cm (12" x 12") equipado com 8 (oito) lifters de 30,5 cm de comprimento, 2,54 cm de largura e 0,635 cm de espessura. O moinho é disposto sobre uma mesa de rolos, acoplado a um variador de velocidade e um registrador gráfico contínuo de torque para a determinação da potencia líquida durante a moagem. Outra opção comum em laboratório, para testes que não incluem leitura de potência, é um moinho de 30 x 30 cm (8 x 12") adaptado com 8 lifters de 30 cm de comprimento, 1,37 cm de largura e 3,2 cm de espessura.

### 5.3.2.3 Tamanho das Bolas e Hold-Up

A taxa de quebra, para qualquer moinho industrial, tínhamos observado que cai a partir do tamanho de aproximadamente 1.700  $\mu\text{m}$ , em função do tamanho da bola utilizada no teste, como observado no item 3.4.2, Figura 3.4.3. O **Modelo Operacional** tem observado que este valor máximo de  $S_i$  depende do tamanho médio das bolas utilizadas no teste. As bolas utilizadas para testes de mono-tamanho variam entre 1 a 2 1/2 polegadas. O desejável para testes que consideram a distribuição granulométrica natural da alimentação é utilizar uma distribuição balanceada de corpos moedores, aproximada da observada na prática industrial.

**Gao e Forssberg (1989)**, mediante testes de laboratório em moinho de 245 x 380 mm, a seco, com bolas de 37 mm, 25% de enchimento e girando a 60,55 da sua velocidade crítica, avaliam a taxa de quebra em função da relação de hold-up ( $U = 0,5; 1,0$  e  $1,7$  – referido ao % de ocupação dos interstícios entre as bolas) e por faixa granulométrica do material. Além de demonstrar a maior taxa de quebra associada ao menor valor de  $U$ , para todos os valores de  $U$  se observa que a taxa de quebra aumenta junto com o aumento do tamanho da partícula até um máximo onde cai abruptamente, exatamente na faixa entre 1,5 a 2,0 mm, para todos os valores de  $U$ . Na prática comum de laboratório é fixado o valor de  $U = 1$  e o nível de enchimento mais utilizado é de 40%.

### 5.3.2.4 Rotina Experimental

- 1) Análise granulométrica e pesagem precisa da alimentação;
- 2) Carregamento do moinho mediante camadas bola – minério – bola, para obter uma certa homogeneidade no começo do teste;
- 3) Calibragem do sistema motor – torquímetro – embreagem antes de acionar o moinho;
- 4) Após a moagem por um tempo determinado ou após um número determinado de rotações, o moinho deve ser descarregado em um tanque dotado de peneira de 1/4" para separar bolas e minério;
- 5) No caso da moagem a úmido o minério deve ser separado e quarteado para tomada de amostra representativa. É efetuada a análise granulométrica a úmido, com peneiramento completo entre 6,73 mm a 37  $\mu\text{m}$  (3# a 400#) obedecendo a razão de  $\sqrt{2}$  entre as peneiras;
- 6) O produto, depois de peneirado, deve ser reconstituído e as perdas no processo devem ser consideradas como -37  $\mu\text{m}$ , e retornadas como tais para restabelecer a massa inicial. As perdas são comumente de 1 a 2% do total.
- 7) O procedimento anterior é repetido para diversos tempos de moagem, normalmente de: 0,5; 1,5; 3,5; 7,5; 15,5 e 31,5 minutos.



### 5.3.2.5 Taxa de Quebra

O valor de  $S_i$  é determinado graficamente mediante a expressão:

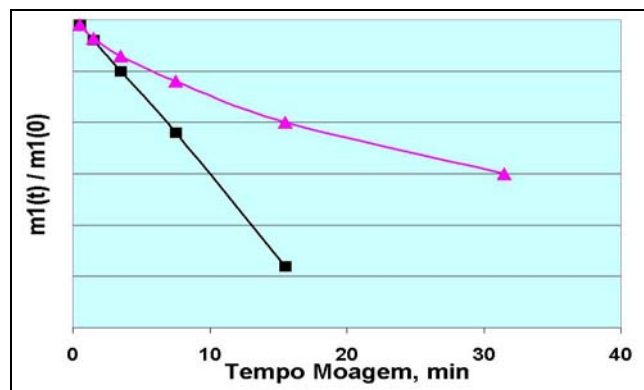
$$\frac{m_1(t)}{m_1(0)} = e^{-S_1 t}$$

Onde,

$m_1(t)$  = massa de partículas no top-size da faixa avaliada, no tempo  $t$ ;

$m_1(0)$  = massa de partículas no top-size na alimentação do teste (100%).

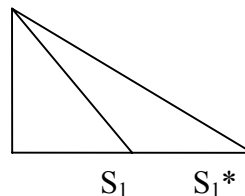
Na **Figura 5.3.1** são ilustradas duas curvas típicas de taxa de quebra. A abscissa corresponde a coordenadas logarítmicas, com valor superior igual a um, onde  $m_1(t) = m_1(0)$ .



**Figura 5.3.1** – Taxa de Quebra para o Top-Size ( $S_1$ )

Da figura anterior podemos observar o seguinte:

- O gráfico mostra duas curvas de taxa de quebra  $S_1$ , cada uma delas corresponde a uma condição diferente, por exemplo, diferente faixa granulométrica, a mesma faixa com diferente % de sólidos, etc.
- A linha inferior corresponde a uma condição com maior taxa de quebra que a superior. Normalmente, as partículas de tamanho chamado de “pivô” apresentam uma condição muito próxima da linear;
- A linha inferior possui um comportamento linear. A linha superior possui dois fases diferentes, apresenta maior velocidade de quebra no começo do teste ( $S_1$ ) e logo se estabiliza com outra pendente ( $S_1^*$ ), caracterizando um comportamento não-linear, que é muito comum neste tipo de testes.



- O comportamento não-linear da curva superior se deve, normalmente, à heterogeneidade do material alimentado, onde as partículas mais moles são primeiramente reduzidas.

Na quebra das partículas “mono-tamanho”, mesmo tratando-se de partículas homogêneas, é comum observar uma queda abrupta, quase vertical da curva, a partir da sua origem até determinado ponto onde a velocidade de quebra parece começar a ficar totalmente lineal em função do tempo.

Existe, aparentemente, um primeiro *input* de energia aplicada que parece muito com a operação de britagem, particularmente nas partículas situadas na zona chamada de “pivô”, entre 1,5 até 3 mm, aproximadamente, dependendo do tamanho da bola utilizada, onde nestes primeiros contatos bola/minério as partículas são quebradas de forma limpa, sem amortecimentos, no espaço “entre-bolas” ou pelo golpe “limpo” de um corpo moedor sobre a partícula. Após essa quebra elementar, famílias de fragmentos se amortecem dos golpes recebidos. O espaço entre bolas permite que determinadas partículas sejam “britadas” ao invés de moídas. Maiores que este tamanho ficam na dependência de impacto de uma catarata (quebra do top-size) e as menores entram acompanhadas dentro destes espaços, amortecendo-se entre elas. Por isso não é raro observar que, em teoria, do ponto de vista batch, sejam justamente as partículas entre 1,5 a 3mm as que possuem maior taxa de quebra.

A taxa de quebra normalmente diminui junto com o aumento da porcentagem de sólidos, nos testes a úmido, mas é geralmente maior para a moagem a seco. Na moagem a úmido existe uma diferente distribuição espacial das partículas no moinho, pelo efeito de classificação interna, e as condições reológicas da polpa úmida, com alto % de sólidos, são as mais prejudiciais para o processo, tanto pela dificuldade de deslocamento dos corpos moedores como pelo amortecimento dos impactos. Para a determinação da função específica de quebra ( $S_i^E$ ) o procedimento é similar, substituindo o tempo pelo valor do consumo específico (kWh/t). Para a determinação da função seleção para todo o material ( $S_i$ ), como já dito, deve ser utilizada a distribuição granulométrica natural do material alimentado e não separado por faixas específicas.

### Exemplo

Para um projeto de cominuição de minério sulfetado de Cobre (**Constantin**, 1988), utilizando a distribuição granulométrica natural do produto britado a  $- \frac{1}{4}$ ”, foi executado o ensaio padrão de determinação dos parâmetros de quebra para este minério. Na **Tabela 5.3.1** são apresentados os resultados do ensaio, para 0,5; 1,5; 3,5; 7,5; 15,5 e 31,5 minutos de moagem.

**Tabela 5.3.1** – Resultados Experimentais Minério de Cobre (**Constantin**, 1988)

TAMANHO		% RETIDO POR TEMPO DE MOAGEM						
Mesh	Micras	T <sub>0</sub>	0,5	1,5	3,5	7,5	15,5	31,5
+ 4	4.760	21,2	12,3	8,6	7,2	5,2	0,9	-
6	3.260	37,5	32,3	29,5	19,8	9,7	2,4	-
8	2.380	54,3	47,0	41,4	31,9	16,6	3,7	-
10	1.860	63,2	58,5	54,1	43,2	25,0	5,7	-
14	1.190	69,1	65,6	60,4	51,8	33,3	8,5	-
20	841	74,5	70,9	65,9	58,8	41,7	13,6	-
28	595	77,5	75,9	71,6	65,3	50,5	23,6	1,0
35	420	81,8	79,5	76,2	71,0	58,4	35,6	3,5
48	295	84,7	83,0	79,5	75,9	65,2	47,7	12,4
65	208	87,4	86,0	83,2	81,1	72,2	56,9	27,7
100	147	80,5	88,6	85,9	82,0	76,6	65,1	40,5
150	104	91,3	90,6	88,1	85,3	82,1	71,7	52,7
200	74	92,7	92,0	90,0	87,5	84,8	76,7	60,9
270	53	94,0	93,5	91,6	89,8	87,3	80,2	70,2
325	44	94,3	94,1	92	90,8	88,5	81,3	72,3
400	37	94,9	94,7	92,8	91,9	89,8	83,2	75,4
- 400	- 37	5,1	5,3	7,2	8,1	10,2	16,8	24,6

Os resultados podem ser graficados da forma ilustrada na **Figura 5.3.2**, mostrando a variação geral da granulometria em função do tempo.

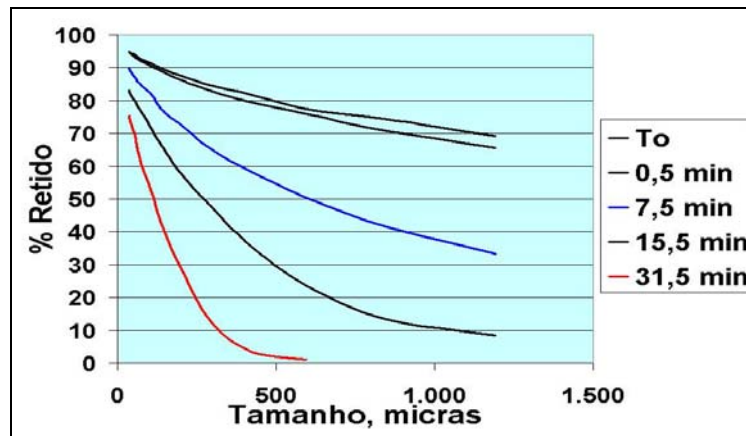


Figura 5.3.2 – Moagem em Função do Tempo

É interessante observar que nestes testes, feitos com bolas de 23/8”, obteve-se uma taxa de quebra máxima para partículas entre 2 a 2,5 mm, como antes observado sobre este fenômeno da faixa “pivô”. Na **Figura 5.3.3** é apresentada a velocidade de desaparecimento das faixas +4#, 8#, 28# e 100#. As faixas grossas praticamente desaparecem totalmente após 15,5 minutos de moagem; em compensação, a faixa de 100# (147 µm) irá precisar de mais de 40 minutos para atingir o P80 equivalente a esta faixa.

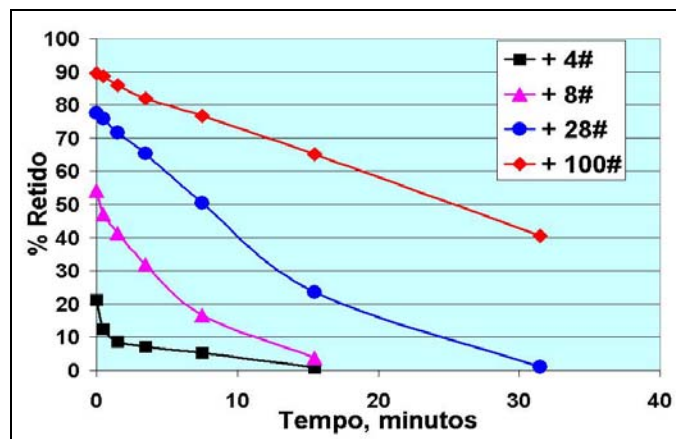


Figura 5.3.3 – Velocidade de Desaparecimento por Faixas

### 5.3.3 Variação dos Parâmetros de Quebra

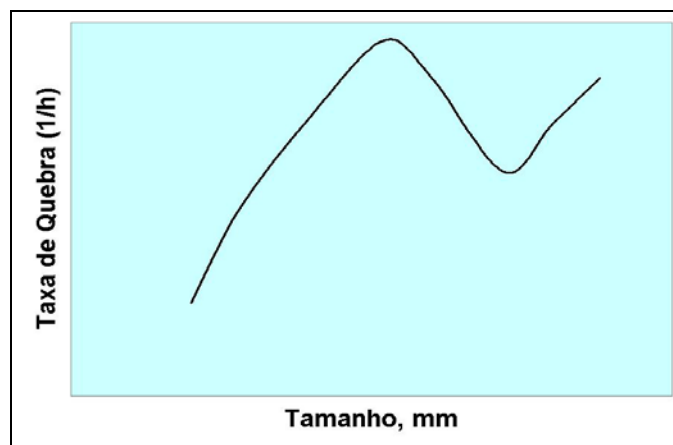
Levando em conta que todo o desenvolvimento experimental que serve de base para a obtenção dos parâmetros de quebra dos modelos cinéticos provem de testes feitos em batelada, é natural que aconteçam diversas variações, em função do tempo de moagem, como é característico das operações descontínuas. A taxa de quebra ou *função seleção* é muito influenciada pelas características do equipamento de cominuição e suas condições operacionais; a distribuição da quebra ou *função quebra* é controlada pelas propriedades do material. A não-linearidade da taxa de quebra, que acontece com a grande maioria dos minérios, é causada preferentemente pelos mecanismos de transferência de energia do equipamento ao minério, onde partículas grossas podem ser moídas preferencialmente ou protegidas por finos, que dissipam a energia recebida e, algumas vezes, pela própria heterogeneidade das partículas alimentadas.

Em condições de moagem a úmido, para baixa % de sólidos, a suspensão de finos na polpa (chamada pelo modelo operacional como sendo *classificação interna*, ou classificação hidráulica) conduz a um incremento na probabilidade das partículas mais grossas serem atingidas; para maiores densidades de polpa, esta se torna mais viscosa retardando a movimentação dos corpos moedores e amortecendo os impactos. O desafio das abordagens cinéticas é então a adaptação dos parâmetros (função quebra e função seleção) para atender a estas variações, estabelecendo modelos cinéticos não-lineares (**Fuerstenau e outros**, 2003). Estes Autores consideram que a função quebra ( $b_{ij}$ ) é normalizável e que pode ser considerada constante, de modo que os esforços devem ser feitos na determinação da função seleção.

**Banisi e Laplante** (1991) estudam a obtenção dos parâmetros de quebra para minério de Ouro com ganga de Sílica. Para o caso da *função quebra* (distribuição da quebra) se observa que na passagem da faixa 840 a 1200  $\mu\text{m}$  (14/20 mesh) para a faixa 600 a 840  $\mu\text{m}$  (20/28 mesh), é deslocado 75% do Ouro contra apenas 46% da Sílica. Ou seja, devido à **maleabilidade** do Ouro, menor quantidade de finos é produzida com a quebra. No mesmo teste se observa que o minério de Ouro gera apenas 13% de finos menores que 300  $\mu\text{m}$  (50 mesh) contra 25,3% gerados pela Sílica. Em compensação, por estas mesmas razões, a *função seleção* ou taxa de quebra é entre 6 a 20 vezes menor para o Ouro, sendo maior a diferença para as partículas mais grossas.

### 5.3.4 Parâmetros de Quebra em Moinhos Autógenos e Semi-Autógenos

**Delboni e Morrell** (2002) comentam este procedimento, idealizado por Leung, em 1987. A função seleção (distribuição da taxa de quebra) é descrita com base em 5 faixas granulométricas: 128; 44,8; 16,0; 4,0 e 0,25 mm. Os valores intermediários são calculados por interpolação, gerando uma curva logarítmica da forma ilustrada na **Figura 5.3.4**.



**Figura 5.3.4** – Distribuição da taxa de Quebra para Moinhos AG / SAG

Como era de se esperar, existe também neste tipo de moagem um pico de taxa de quebra, provavelmente em função do tamanho da bola utilizada no teste.

Steve Morrell também desenvolveu o teste padrão para moinhos SAG, nos laboratórios do JKMRRC de Austrália, utilizando ensaios de quebra individual, o chamado “Drop Weight Index” (DWi).

## 5.4 Modelo Operacional

Consideramos da maior importância a execução prévia de diversos testes especiais de pesquisa aplicada, de acordo com os critérios fenomenológicos introduzidos neste texto, e que permitiriam uma adequada padronização experimental e uma correta extrapolação para as operações contínuas industriais.

Estes trabalhos são:

- Padronização operacional de *moinho de laboratório contínuo*, por overflow, em circuito aberto. **Os testes em batelada não possuem suficiente aplicação prática para a extrapolação industrial.** A padronização dessa experiência é fundamental para o trabalho cotidiano nas usinas de moagem.
- Organizar os equipamentos dentro de um conceito de *laboratório de operações unitárias*, como indicado no item 5.1, onde é estudado o processo, do ponto de vista de engenharia, e não apenas o mero resultado de um determinado “teste”.
- Simplificar os procedimentos “padrão”, executando previamente determinados trabalhos experimentais que possam definir *a priori* os aspectos fundamentais do processo e do equipamento, por exemplo: nível de enchimento de corpos moedores, carga balanceada, densidade ótima da polpa, velocidade ótima de rotação, etc.

### 5.4.1 Sistema Experimental da Moagem

Não é possível estudar apenas um dos diversos aspectos que envolvem o processo sem considerar a interação entre todos eles, como mostrado na **Tabela 5.4.1**, principalmente quando se deseja extrapolar os resultados para a escala industrial.

**Tabela 5.4.1** – Alguns Componentes do Sistema Experimental da Moagem

REAGENTES	EQUIPAMENTOS	OPERAÇÃO
Para flotação (Coletores e Espumantes)	Tipo de Moinho	Taxa de Alimentação
Ajuda à Moagem	Rotação	Mineralogia
pH	Tipo de Carga Moedora	Tamanho (P80, F80)
	Nível de enchimento	Liberação Desejada ( $\Phi$ )
	Controle de Energia	Densidade da Polpa

#### 5.4.1.1 Reagentes de Ajuda à Moagem Seletiva

Para o apoio de usinas industriais, o estudo de reagentes deve ser uma atividade constante, testando novos reagentes ou redefinindo a dosagem ótima em função da variabilidade do minério alimentado.

- *Para Flotação*: Pode resultar muito útil, para a seletividade do processo, em operações de moagem que antecedem à flotação, adicionar antecipadamente os reagentes Coletor e Espumante. A “flotação” de partículas dentro do moinho maximiza o gradiente de classificação hidráulica entre as partículas que precisam e as que não precisam de maior liberação. Partículas de sulfeto, normalmente mais pesadas e que sedimentam para a zona de moagem, podem flotar antes de ser moídas em excesso, como acontece normalmente na prática industrial. As partículas liberadas são coletadas antes de atingir graus indesejáveis de oxidação.

- *Ajuda à Moagem*: Experiências efetuadas no Chile (Codelco, Divisão El Teniente) com um reagente chamado “ajuda de moagem”, polímero comercializado pela Dow Chemical Inc. (EUA), em moinho “*single-stage*” de 14'x 24' (180 t/h), permitiram incrementar levemente a densidade da polpa no interior do moinho sem aumento da *viscosidade* padrão, ou seja, mais fragmentos de rocha na zona de moagem. Isso aumentou a capacidade de produção do moinho. O custo do reagente e as implicações físico-químicas no processo posterior de flotação inviabilizaram sua aplicação. Dentro do moinho, existe um ponto ótimo de viscosidade acima do qual as dificuldades de cominuição são superiores ao benefício produzido pelo incremento do inventário de sólidos. A adição de Silicato de Sódio e de outros dispersores também pode ser estudada.
- *pH*: Aspectos de oxidação, de corrosão e de liberação do íon ferro, devem ser acompanhados durante a avaliação do teste. Em circuitos alcalinos a reação exotérmica  $[CaO \rightarrow Ca(OH)_2]$ , devido à hidratação da Cal, pode ser aproveitada adicionando diretamente a Cal granulada dentro do moinho.
- *Outros*: A cianetação de minérios de Ouro considera a adição de cianeto já dentro do moinho (Lixiviação: operação da engenharia química, de transferência molecular de massa).

#### 5.4.1.2 Equipamentos

O problema principal encontrado pelos modelos convencionais é a falta de equivalência entre o tempo de moagem em batelada e o tempo de moagem em sistemas contínuos. Além disso, os testes em batelada não consideram a classificação interna nem a função transporte em estado estacionário (retirada do produto), de modo que não é possível estudar os processos de moagem seletiva neste tipo de equipamentos. Os testes em continuidade possuem melhores possibilidades de ser extrapolados para a maior escala. No âmbito do laboratório, o **Modelo Operacional** recomenda a padronização operacional de *moinho de bolas contínuo*, por overflow, em circuito aberto. Em resumo, mesmo nas experiências de laboratório é preferível moer em sistema contínuo, de preferência em circuito aberto, para obter as melhores informações possíveis a respeito do futuro desempenho industrial desta operação e sua interferência com o processo de concentração que se segue, objetivo principal da moagem em estudo.

- ❑ *Tipo de Moinho*: De bolas, por overflow, circuito aberto, com medida e controle da taxa de alimentação, % de sólidos, viscosidade e nível de enchimento. Os moinhos fechados, utilizados comumente, poderiam ser utilizados, em determinadas condições, para testes comparativos entre minérios ou de correlação com operações industriais conhecidas. Os testes padrão das abordagens convencionais (cinética e energética) se utilizam deste tipo de experiências, não recomendadas neste texto.
- ❑ *Rotação*: O que se deseja do moinho é obter a melhor movimentação dos corpos moedores, com ênfase no sistema de cascata, o qual acontece para baixas velocidades de rotação, entre 60 a 65 % da velocidade crítica do moinho. Devemos lembrar que o desenho dos revestimentos contribui para acentuar ou atenuar o levante dos corpos moedores.
- ❑ *Carga Moedora*: Carga balanceada (distribuição natural de tamanhos de bolas) padronizada. Podem ser testados diversos tipos de corpos moedores, dependendo dos objetivos do teste (cylpeb, porcelana, etc.).

- *Nível de Enchimento*: Podem ser testados 3 níveis, segundo os objetivos do teste, por exemplo: 20, 25 e 30% de enchimento em volume. O nível de enchimento ótimo pode ser estudado a priori de diversas formas, como por exemplo: medição de nível de ruído do moinho, estudos de sedimentação do material dentro do moinho (para determinar a zona de moagem, onde o nível de enchimento deve ser ajustado); ou pela análise dos resultados dos testes, avaliando os três níveis de enchimento testados.
- *Controle de Energia*: O *consumo específico de energia* não faz muito sentido nestas avaliações, para começar pelas perdas de transmissão, que são muito altas nestes equipamentos (transmissão por correia). Controles de torque podem ser interessantes para determinar os picos de energia e a sensibilidade de alguns aspectos operacionais, principalmente a velocidade de rotação com respeito ao nível de carga.

#### 5.4.1.3 Operação

- *Taxa de Alimentação*: Varia conforme a dureza do minério (portanto da capacidade de moagem) e as necessidades de produção da usina, em determinados períodos. Essas variações afetam o tempo de residência da polpa dentro do circuito. Os testes devem ser feitos com um mínimo de três taxas diferentes de alimentação (por exemplo: 100, 150 e 200 kg/hora) dependendo da dureza do material e dos objetivos pretendidos. O importante é que a liberação desejada seja atingida, preferentemente, entre os valores extremos de alimentação utilizados, para obter a capacidade de projeto mediante interpolação.
- *Mineralogia*: No item 5.5 é estudado o aspecto de variabilidade mineralógica do minério e suas conseqüências no fenômeno de cominuição, principalmente a heterogeneidade dos componentes com base no tamanho dos grãos e da sua correspondente gravidade específica. Estudos de caracterização devem ser feitos permanentemente no laboratório das usinas, com o objetivo de prevenir mudanças mineralógicas que possam afetar os resultados. Mudanças muito significativas de teor ou das características da ganga podem afetar as capacidades de tratamento
- *Tamanho das Partículas*: Além do problema de liberação associado à cominuição das partículas, o seu tamanho individual tem especial importância no fenômeno de flotação. Este aspecto foi discutido no item 2.6. Dependendo de diversos aspectos, entre eles a gravidade específica do minério, existe nas operações posteriores de flotação uma faixa ótima de tamanho para cada espécie mineral, que possui um pico entre 10 até 150 micras, onde a Recuperação é maior e o tempo de flotação é mínimo. Variações significativas na flotabilidade destas partículas, observadas no laboratório, podem resultar em decisões importantes para o processo, como por exemplo, necessidades de remoagem da fração grossa, de separação de fluxos e, portanto de circuitos de flotação, eliminação de lamas e de superfinos, etc. A alimentação do moinho de laboratório deve possuir um *top-size* não muito superior a  $\frac{1}{4}$  de polegada, com um valor de F80 que pode ser bastante variável, pois não influencia muito no processo (de 1000 até 6000  $\mu\text{m}$ ). O produto da moagem depende dos objetivos de liberação pretendidos e do tipo de material. Para valores de P80 inferiores que 34  $\mu\text{m}$  é melhor estudar a superfície específica do produto ao invés do P80.
- *Liberação Desejada ( $\Phi$ )*: Deve ser estabelecida uma correlação entre o P80, que é mais fácil de medir, com o Índice de Liberação ( $\Phi$ ), para as condições de operação do moinho (nível de enchimento e outras). Além disso, testes de seletividade devem ser realizados para a operação de concentração que se segue (flotação, por exemplo), para confirmar o grau de moagem desejado.

- *Densidade da Polpa*: Na prática industrial é recomendável, para a moagem em circuito aberto, considerar valores de 55 a 60% de sólidos. Para usinas em funcionamento, é conveniente estudar a viscosidade das polpas, e tentar aumentar a densidade da polpa alimentada (e de saída, ao atingir estado estacionário) até valores que não produzam aumento de viscosidade. Devemos lembrar que a viscosidade não afeta apenas a zona de moagem e o deslocamento dos corpos moedores, mas também a função transporte e o mecanismo de classificação interna. Também deve ser estudado algum procedimento para medir a densidade e a gravidade específica do material presente nas diversas camadas de polpa, principalmente na zona de moagem (fundo do moinho), como ilustrado na Figura 1.4.2 do item 1.4.

### 5.4.2 Teste Padrão do Modelo Operacional

Cada tipo de minério e, em geral, cada condição de moagem, deve definir a *Curva de Seletividade* do processo ( $P_{80}$ ,  $\Phi$ ), de onde deve ser extraída por interpolação a taxa básica de produção, o nível de enchimento otimizado e outras variáveis de processo, como a densidade da polpa (escolhida após estudo reológico). Para as usinas existentes, em geral, o laboratório da usina deve estabelecer a sua própria padronização experimental, o mais próximo das condições reais do processo.

Os resultados experimentais podem ser resumidos de uma forma próxima da mostrada em **Tabela 5.4.2**, que deve considerar, inclusive, os resultados metalúrgicos obtidos na operação de flotação que se segue.

**Tabela 5.4.2** – Avaliação de Testes de Moagem

TESTE	TAXA (kg/h)	P80, $\mu\text{m}$	$\Phi$	NE (%)	PM	R	Rcm
1	100	P1	$\Phi_1$	Enchim.	% sólidos	Testes de Flotação	
2	150	P2	$\Phi_2$	20/25/30	Zona		
3	200	P3	$\Phi_3$		moagem		
<b>OTIMO</b>	<b>TXo</b>	<b>P80</b>	<b><math>\Phi</math></b>	<b>JA</b>	<b>PM</b>	<b>Re</b>	<b>Rcme</b>

O roteiro básico do teste deveria considerar, ao menos:

- (1) Estudar a pré-concentração do material, mediante testes de britagem de impacto e completar a Curva de Seletividade ( $[M]$  vs.  $x_m/x$ ) da forma indicada no item 2.1 e Figura 2.1.2. Alimentar a operação de moagem apenas com a fração M, no caso de resultar suficientemente seletiva a operação de britagem.
- (2) Mínimo de 3 baterias de testes, com diferente nível de enchimento (por exemplo, 20, 25 e 30%) e três taxas de alimentação em cada um deles (9 testes).
- (3) Utilizar um tempo apropriado para atingir o estado estacionário antes da tomada de amostras. Testes específicos podem ser efetuados ao respeito, medindo a densidade de saída da polpa até atingir um valor constante, equivalente à densidade da alimentação (aprox. 20-30 minutos). Manter constante a taxa de alimentação durante todo o tempo do ensaio.
- (4) As amostras finais de produto, para cada teste, devem ser tomadas após atingir o estado estacionário, e encaminhadas para o laboratório para medir: P80 e  $\Phi$ . Medir a densidade na zona de moagem (% de sólidos e a gravidade específica média do material afundado).



- (5) Graficar as Curvas de Seletividade P80 vs.  $\Phi$  para cada condição de enchimento (três pontos, um para cada taxa de alimentação). A comparação entre estas curvas permitirá a obtenção das melhores condições de processo, condições estas que podem, gradativamente, ser consagradas nos procedimentos experimentais, reduzindo, no futuro, a quantidade de testes. Por exemplo, a densidade poderia ser definida num estudo reológico paralelo ao teste, ou bem, comprovar experimentalmente que a Curva de Seletividade não muda significativamente para uma determinada faixa de diluição, digamos, de 40 até 60% de sólidos.
- (6) Executar testes de concentração, de acordo com o processo que se segue – gravimetria, separação magnética, flotação, etc. (Modelo Operacional) para confirmar o grau de moagem mais conveniente para o processo, como um todo.
- (7) Definir a condição mais seletiva de moagem (máximo P80 para  $\Phi$  ótimo). Definir a condição mais seletiva para o processo de concentração que se segue (condição de P80 ou de  $\Phi$  que produz a máxima Recuperação de Equilíbrio no Rougher – este valor será o ótimo a procurar na moagem). Estabelecer a máxima taxa de alimentação que atenda a estes requisitos (Curva de TX vs.  $\Phi$ ).
- (8) Estabelecidos os parâmetros básicos do minério e do processo testado, os futuros testes de moagem para este projeto podem ser feitos já com os valores previamente estabelecidos (P80,  $\Phi$ , TX<sub>o</sub>, JA, PM), Teste Padrão, como mostrado na Tabela 5.4.2 anterior.
- (9) Utilizar algum modelo matemático adequado para quantificar e extrapolar os resultados do ensaio. O **Modelo Operacional** propõe a utilização da sua 1<sup>a</sup> Lei, que determina o *Índice Base de Cominuição*, na experiência de laboratório, e o extrapola diretamente para a escala industrial:  $IB = IC$ , equação 1.29, cujo procedimento é mais bem detalhado no próximo item 5.2.

Existem diversos outros parâmetros que devem ser pesquisados, paralelamente, para terminar de padronizar a execução de testes contínuos de moagem, visando a redução dos trabalhos e da quantidade de material utilizado nos ensaios. Dentre eles destacamos:

- *Tempo de demora para atingir o Estado Estacionário ( $\tau$ ):* A prática experimental irá indicar o tempo estimado para atingir esta condição. A indicação de estado estacionário pode ser obtida mediante a medição da densidade de descarga = densidade de alimentação (o acompanhamento deste processo de acumulação de massa dentro do moinho pode ser muito interessante como trabalho de pesquisa). Outra forma pode ser mediante células de carga que acompanhem o “peso” do moinho, o qual sobe ao começo da experiência, pela acumulação de massa na zona de moagem, até ficar estabilizado. De qualquer modo, a experiência indica que entre 30 a 40 minutos devem ser esperados antes de tomar as “amostragens” da experiência. Após algum tempo, pela experiência dos operadores, pode ser adiantado este tempo começando com o moinho cheio de minério no início da experiência.
- *Estúdio Reológico:* Estudos de viscosidade podem definir, para cada polpa estudada, a densidade ótima que permita manter uma baixa viscosidade na camada de classificação interna e de transporte (detalhes no item 1.4.2).
- *Velocidade de Rotação:* É muito caro e algumas vezes desnecessário (quando o minério alimentado não é muito variável nas suas condições) estabelecer sistemas de velocidade variável nas operações industriais de moagem.

Inclusive, em muitos casos o perfil dos *lifters* do revestimento contribuem para ajustar o movimento da carga moedora na forma desejada (cascata). Por este motivo, é desejável definir apriori, na fase experimental, a faixa de velocidade ótima de rotação do moinho. Na filosofia do **Modelo Operacional**, esta velocidade depende muito do nível de enchimento utilizado e do diâmetro do moinho, por exemplo, os moinhos de menor diâmetro (até 10 pés) podem operar em circuito aberto com alto nível de enchimento (próximo de 30 %) e maior velocidade de rotação (recomendamos 70%); em compensação, moinhos de 16,5 pés ou maiores, precisam de menor enchimento para operar em circuito aberto (20 a 25%) e velocidade entre 60 a 65% da velocidade crítica. *Para o caso do laboratório, recomendamos padronizar em 70% de velocidade crítica* e, para o scale-up, o Modelo operacional possui metodologia de otimização que verifica a melhor combinação industrial (diâmetro, enchimento, velocidade, etc.) que permita entregar o Índice de Cominuição requerido pelo minério ao mínimo custo operacional possível.

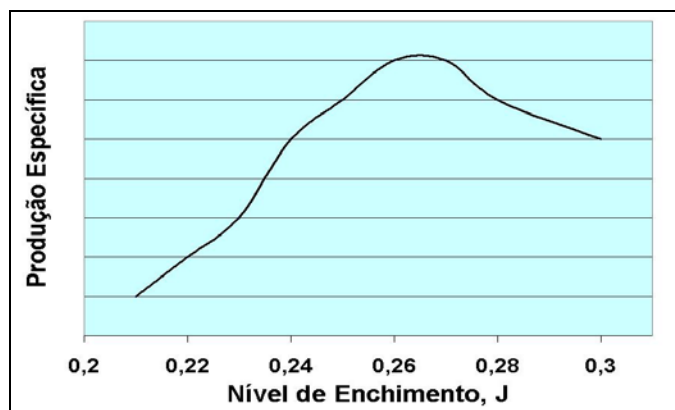
- *Carga balanceada*: Quanto mais “usadas” estiverem as bolas, mais balanceada estará a carga. Não tem que “inventar” uma determinada carga nova para cada teste, mas acompanhar a distribuição natural que elas vão tomando dentro do moinho, com o passar do tempo. Um estudo de “peneiramento” e de distribuição de tamanho da carga de algum moinho industrial ou piloto que esteja tratando mineral mais ou menos próximo do minério testado, pode ser utilizado como referencia. A oxidação e sujeira da carga inicial serão eliminadas durante os 30 minutos de demora em atingir o estado estacionário. Pesquisas interessantes podem ser executadas mediante o teste de diversos tipos de corpos moedores, que modificam principalmente a “densidade” da carga dentro da zona de moagem.
- *Nível de Enchimento*: Mesmo testando três níveis diferentes de enchimento, seria interessante aprofundar no estudo de *definição da zona de moagem*, a qual varia em função do tipo de material, tamanho desejado no produto e outras variáveis. O ponto ótimo consiste em definir o enchimento **JA** que atenda exatamente ao material acumulado na zona de moagem. O excesso de enchimento faz bater bola com bola e isso poderia ser detectado pelo nível de ruído do moinho. Seria um interessante campo de pesquisa acompanhar o nível de ruído do moinho, com decibelímetro, de modo que, mediante o incremento gradativo do enchimento, a partir de um certo mínimo, possamos perceber quando este nível de enchimento começa a ser excessivo.
- *Sedimentação*: Deve ser estudada uma forma efetiva de medir a densidade na zona de moagem (no fundo do moinho), assim como a gravidade específica média deste material. O Modelo Operacional utiliza fórmulas empíricas para calcular de forma aproximada a densidade deste material, conhecendo a gravidade específica dos componentes mais pesados e a % de sólidos de saturação da polpa alimentada ao moinho, medida em teste de sedimentação, em proveta, ou medindo o underflow numa experiência simples de hidrociclonagem deste material.
- *Reagentes de Ajuda*: Dependendo do teste, pode ser útil estudar a utilização de reagentes e comparar a curva de seletividade com o teste padrão sem reagentes.

### Determinação do Nível Ótimo de Enchimento de Bolas

O nível ótimo de enchimento é uma particularidade do tipo de minério e da fineza esperada do produto; isto define a taxa de produção e o nível de carga (zona de moagem), de modo que o nível ótimo de bolas é estabelecido igual a este volume ( $JA = VZ$ ). Para efetuar este teste o moinho precisa dispor de medidor de potência. O moinho é ajustado ao modo padrão ( $VC = 60$  a  $65\%$  da velocidade crítica,  $PS = 55$  a  $60\%$  de sólidos, visando uma viscosidade não superior que  $10$  cp). Seria interessante acompanhar este teste com o medidor de ruído (decibelímetro).

1. Carregar o moinho com  $20\%$  de enchimento de bolas (carga balanceada),  $J = 0,2$ ;
2. Ajustar a taxa de alimentação até atingir o produto estabelecido ( $P80 - \Phi$ ),  $TX_{20}$ ;
3. Medir o nível de energia atingido ( $E_{20}$ , kW Gross);
4. Incrementar o enchimento em  $1\%$ , para  $J = 0,21$ ;
5. Ajustar a taxa de alimentação até atingir o produto estabelecido ( $P80 - \Phi$ ),  $TX_{21}$ ;
6. Medir o nível de energia atingido ( $E_{21}$ , kW Gross);
7. Calcular  $\Delta TX = TX_{21} - TX_{20}$ ; e  $\Delta E = E_{21} - E_{20}$ ;
8. Graficar  $(\Delta TX/\Delta E)$  vs.  $J = 0,21$ ;
9. Incrementar o enchimento em  $1\%$ , para  $J = 0,22; 0,23; 0,24$ ; etc. e repetir os procedimentos até produzir a inversão da Curva  $(\Delta TX/\Delta E)$  vs.  $J$ .

Na **Figura 5.4.1** é mostrada uma Curva Típica (exercício teórico) que poderia esperar-se após o teste, onde o valor de  $JA$  ficaria próximo de  $0,26$ .



**Figura 5.4.1** – Nível Ótimo de Enchimento

O programa **OPERAMILL** permite estimar o valor de  $J$ , mas a sua determinação experimental é um interessante trabalho de pesquisa e proporciona um dado muito mais confiável para o projeto. Pode também ser usado dentro das usinas industriais como verificação do ponto ótimo de operação, junto com ao analisador de ruído.

O *Índice Base de Cominuição* é determinado, para as condições finais do teste piloto, de acordo com a expressão 1.23, utilizando o programa **OPERAMILL**.

$$IB = (BL / TM) \times TZ \times DI \times RM \times FG, \text{ equação 1.23}$$

O equipamento industrial é calculado utilizando  $IB = IC$  (1ª Lei do Modelo Operacional).

### 5.4.3 Método Comparativo/Correlativo

Existem diversos métodos experimentais associados com modelos matemáticos e com a predição do consumo de energia na moagem, tanto para equipamentos convencionais como para moinhos autógenos e semi-autógenos. Em muitos casos, diferentes métodos levam também para resultados diferentes, criando um pouco de confusão nas avaliações. Por outro lado, como já comentado, muitos consultores e também os grupos fabricantes aplicam coeficientes de correlação baseados na sua particular experiência. O método aqui proposto pelo **Modelo Operacional**, aproveitando a boa correlação da aplicação mecânica da energia oferecida pelo modelo energético, consiste em estabelecer um banco de dados que permita estabelecer uma “correlação”, a partir do laboratório, que leve em conta as experiências industriais conhecidas. O método considera a execução de testes em moinho tipo piloto, operando em continuidade, em circuito aberto, com amostras daqueles minérios cuja instalação industrial esteja em operação e verificar alguma “correlação” matemática direta, que permita uma boa aproximação com a realidade industrial. O método pode ser útil quando o minério testado é desconhecido, mas conhecemos o comportamento de outro minério similar em operação industrial (por exemplo, o que aconteceria com o minério do projeto Salobo se este fosse moído nos moinhos de 16,5 pés da Caraíba Mineração).

A utilização de experiências industriais conhecidas é um método consagrado na indústria mineral, tanto para a predição do consumo de energia como na simulação de determinadas condições de moagem. Os moinhos de laboratório são “correlacionados” com o moinho industrial de referencia, com a finalidade, por exemplo, de estudar o comportamento industrial de novos tipos de minério provenientes da jazida, ou até para minérios de projetos diferentes. Do ponto de vista do projeto de instalações, a Bechtel (Canadá), na década de 60, estabeleceu um método correlativo para moinhos Autógenos, chamado de AWI (Autogenous Work Index); o valor do teste de laboratório era comparado com valores conhecidos de moinhos autógenos industriais.

O método aqui proposto considera um minério **B**, desconhecido, projetado para operar no mesmo equipamento que um minério **A**, já conhecido industrialmente, a partir de um composto artificial, de aproximadamente um mesmo F80. Padronizando as condições do teste, da forma indicada no item anterior (enchimento, velocidade, % de sólidos, etc.), devemos estabelecer, aproximadamente, a taxa (kg/h) de minério **A** que atinge no produto o valor de  $P80_A$  desejado, estabelecendo mais ou menos a “ponte” com a sua operação industrial. A seguir, é testado o minério **B** com a mesma taxa selecionada, e é verificado o valor de  $P80_B$  obtido. O fator de correlação resulta de:

$$F_c = (10 \times P80_B^{-0.5} - 10 \times F80_B^{-0.5}) / (10 \times P80_A^{-0.5} - 10 \times F80_A^{-0.5}) \quad (5.9)$$

O moinho industrial conhecido consome  $W_A$  (kWh/t), para as condições de processo existentes, de modo que se espera que o minério B consuma mais ou menos:

$$W_B = W_A \times F_c, \text{ kWh/t} \quad (5.10)$$

O teste comparativo pode ser complementado com outras diversas experiências sugeridas pelo Modelo Operacional, procurando maximizar as características seletivas do minério testado, verificando as melhores condições reológicas, enchimento, etc. Junto com o incremento de estatísticas industriais conhecidas, e do conhecimento do comportamento entre as diversas variáveis, como a velocidade de rotação e o diâmetro do moinho, é possível estabelecer algum tipo de expressão da forma:

$$F_c = f(\text{diâmetro, velocidade, enchimento, etc.}) \quad (5.11)$$

**Exemplo**

No processo de avaliação do consumo específico de moagem para moagem convencional single-stage, para um projeto de minério de Cobre (Yovanovic, 1987 -1988), foram obtidos, mediante diversas alternativas de cálculo, os valores mostrados na **Tabela 5.4.1**. Nesta tabela se observa como as consultorias externas punem a moagem convencional, em benefício das alternativas semi-autógenas.

**Tabela 5.4.1 – Consumo Específico Segundo Método de Avaliação**

AVALIADOR	W, kWh/t	CUSTO (US\$/t)	METODOLOGIA
Empresa Proprietária do Projeto	16,95	1,81	Wio, a partir de Planta Piloto
Consultora BOLIDEN	19,20	2,34	Método do “Grindability”
Consultor D. BARRAT	23,6	2,74	Laboratório, com $W_i = 20$

Experiência de muitos meses, em usina semi-industrial de 2 t/h, foi obtido o valor de 16,95 kWh/t, muito coerente com o  $W_i$  obtido nos laboratórios da empresa (16 kWh/t) e com a operação dos moinhos da Caraíba Mineração. Consultores da BOLIDEN, da Suécia, utilizam um método diferente, empregado nos sistemas de pebbles e também nos sistemas convencionais de remoagem, onde é avaliada a % de finos, neste caso a Boliden utilizou como referência o valor de 45  $\mu$ m, muito fino para as necessidades do projeto, concluindo nos altos valores mostrados na Tabela 5.4.1 e apresentando uma enorme vantagem para a alternativa por eles oferecida, a moagem com pebbles. O consultor D. Barrat, argumenta ter obtido experimentalmente o valor de 20 kWh/t como Work Index do minério (contra 16 obtidos localmente) e, somados todos os fatores de Bond, chega ao valor de 23,6 kWh/t para o projeto, inviabilizando a alternativa convencional de moagem. O projeto final, fatalmente, considerou a utilização de moinhos semi-autógenos. A utilização de um sistema comparativo com os moinhos existentes na Caraíba Mineração, possíveis de serem fabricados localmente, e tratando também minério de Cobre, com quase o mesmo  $W_i$ , poderiam perfeitamente ter acabado com este tipo de especulação sobre a moagem do minério de projeto.

#### 5.4.4 Operações com Hidrociclones

No item 2.4 são tratados os aspectos reológicos das polpas, incluindo a sua aplicação para hidrociclones. Por outro lado, no item 6.5 são tratadas as operações com hidrociclones e algumas aplicações de tipo experimental.

Outras alternativas são:

- Desenvolver sistema de Apex variável, preferentemente manual.
- Medição on-line da viscosidade
- Sistema de controle operacional de deslamagem, incluindo variação do Apex, medida de viscosidade e acompanhamento de teor de determinadas substâncias.
- Estudos hidráulicos especiais: SPLIT de água e de massa; relação pressão /área; inclinação do ciclone; pressão de entrada, altura do cilindro de separação central, teor de saturação no Underflow até perder fluidez, etc.
- Desenvolvimento do **Ciclone Brasil**.

## 5.5 – Caracterização de Minérios

### 5.5.1 Objetivos

*Determinados minerales o grupos de minerales son beneficiados selectivamente con base en sus diferentes propiedades físicas y químicas. La identificación de los minerales presentes en el yacimiento es la primera etapa dentro de un estudio de conminución, y la moliendabilidad de las especies de interés depende no apenas de la naturaleza o abundancia de los minerales presentes, más también da su textura (tamaño de los granos), gravedad específica, condiciones de superficie y la forma mineralógica de ocurrencia. El examen mineralógico al cual debe ser sometido el mineral debe responder algunas cuestiones básicas como:*

- *Identificar especies presentes;*
- *Describir su textura y asociación con otros minerales;*
- *Definir el tamaño de liberación de los minerales a ser concentrados, con respecto a varios otros minerales asociados;*
- *Definiciones cualitativas y cuantitativas básicas: ley de los minerales presentes; ley de las varias especies minerales que contienen el mismo elemento (por ejemplo, Cobre Nativo, Cuprita, Malaquita y Calcopirita);*
- *Establecer criterios de evaluación de resultados insatisfactorios (baja ley de concentrado, baja recuperación, baja selectividad) y verificar las responsabilidades del proceso utilizado o de problemas mineralógicos.*

*No es el objetivo de este texto detallar los aspectos químicos o mineralógicos, mas suministrar el enfoque práctico del **Modelo Operacional** en la evaluación de estas importantes cuestiones, principalmente cuando se trata de cuantificar los resultados o extraer conclusiones basadas en el contexto real de la conminución. En este Capítulo iremos apenas a discutir resumidamente algunas cuestiones derivadas de la diversidad mineralógica de los minerales sometidos al proceso de conminución, particularmente de la molienda.*

Determinados minerais ou grupos de minerais são tratados seletivamente com base nas suas diferentes propriedades físicas e químicas. A identificação dos minerais presentes na jazida é a primeira etapa dentro de um estudo de cominuição, e a moabilidade das espécies de interesse depende não apenas da natureza ou abundancia dos minérios presentes, mas também da sua textura (tamanho dos grãos), gravidade específica, condições de superfície e a forma mineralógica de ocorrência.

O exame mineralógico ao qual deve ser submetido o minério deve responder algumas questões básicas como:

- Identificar espécies presentes;
- Descrever a sua textura e associação com outros minérios;
- Definir o tamanho de liberação dos minerais a serem concentrados, com respeito a vários outros minérios associados;
- Definições qualitativas e quantitativas básicas: teor dos minérios presentes; teor das várias espécies minerais que contém o mesmo elemento (por exemplo, Cobre Nativo, Cuprita, Malaquita e Calcopirita);
- Estabelecer critérios de avaliação de resultados insatisfatórios (baixo teor de concentrado, baixa recuperação, baixa seletividade) e verificar as responsabilidades do processo utilizado ou de problemas mineralógicos.

Não é o objetivo deste texto aprofundar nos aspectos químicos ou mineralógicos, mas fornecer o enfoque prático do **Modelo Operacional** na avaliação destas importantes questões, principalmente quando se trata de quantificar os resultados ou extrair conclusões baseadas no contexto real da cominuição. Neste item iremos apenas discutir resumidamente algumas questões derivadas da diversidade mineralógica dos minérios submetidos ao processo de cominuição, particularmente da moagem.

É conveniente estabelecer no Laboratório um teste padrão que permita avaliar rapidamente as propriedades macro-fenomenológicas introduzidas pelo **Modelo Operacional**: Cinética de Liberação, Seletividade, Função Transporte e Aplicação de Energia. O teste padrão foi definido no item 5.4.2. Minérios de diferentes partes da jazida podem ser avaliados com antecedência (meses ou até anos), nos laboratórios da usina, para prever a sua performance metalúrgica e antecipar as medidas que devam ser tomadas. Outras medidas que podem surgir a partir do teste padrão são decisões de “blending” ou mistura de minérios, na programação de lavra. A coordenação com as unidades de Geologia e de Mina será fundamental para o acompanhamento permanente deste processo. Muitos programas de expansão de usinas são efetuados para compensar aspectos que possam ser previstos com estes procedimentos de caracterização de minérios, principalmente quedas no teor de alimentação, aumentos de dureza e perdas em resultados metalúrgicos que possam no futuro provocar a queda da taxa de concentrados produzida pela usina, objetivando, ao menos, manter a capacidade de produção.

Minérios ou grupos de minérios são tratados seletivamente na base da suas diferentes propriedades físicas e químicas; alguns destes minérios são considerados “de interesse” e outros são indesejados. A identificação das espécies presentes é fundamental para estudar o seu beneficiamento. Mesmo tratando-se de minérios simples, a viabilidade do seu beneficiamento na depende apenas da sua natureza e abundância da substância de interesse, mas da textura, faixas de tamanho dos grãos, condições de superfície e formas de ocorrência. Além disso, o acompanhamento mineralógico dos produtos é fundamental para a determinação do desempenho e para a otimização das operações de tratamento.

### 5.5.2 Dureza da Ganga e Tamanho do Grão

Em geral, apesar da existência de diversas teorias e modelos de simulação sobre moagem, podemos estabelecer que a capacidade desta operação é diretamente proporcional à dureza do minério.

$$W = 10 \times W_i (P80^{-0,5} - F80^{-0,5}) \quad (5.12)$$

Onde,  $W$  = Trabalho requerido para reduzir de tamanho um minério desde F80 até P80, kWh/st (st significa tonelada curta, ou “short ton”, equivalente a 2000 libras);

$W_i$  = Índice de Trabalho do minério, de acordo com **Lei de Bond**, kWh/st;

F80 = Tamanho de abertura de uma malha, em micras, pela qual passa o 80% em peso do minério alimentado à operação de moagem;

P80 = Conceito idêntico, relativo ao produto final da operação de moagem, ou seja, a alimentação a flotação.

Da expressão 5.12 podemos observar que, se os tamanhos de alimentação e de descarga da operação de moagem fossem relativamente constantes, numa determinada usina de beneficiamento, um súbito aumento do valor de  $W_i$  resultará num aumento proporcional do trabalho requerido para reduzir o tamanho de F80 para P80.

Em geral, as usinas contam com uma determinada potência instalada nas operações de moagem, de modo que cabem apenas duas decisões de processo frente ao aumento de **Wi**: diminuir a capacidade de tratamento ou aumentar o tamanho do produto a flotação (P80). Normalmente, a primeira opção é a mais utilizada, e a previsão de futuro aumento de dureza do minério se reflete em planos de investimento em maior potência instalada.

Do ponto de vista da flotação, o problema torna-se complexo quando os minérios são muito heterogêneos e onde a ganga possui componentes com diversos graus de dureza. Mesmo projetando um valor médio de **Wi** para todo o material, as variações de capacidade de moagem podem ser muito significativas, e a capacidade e o sistema de controle das operações de flotação devem estar preparados para suportar estas variações, principalmente o circuito Rougher. Especial cuidado deve ser tomado no laboratório, nos procedimentos de determinação do índice de dureza do material, seja através do **Wi** ou por outros meios.

Para um determinado projeto de beneficiamento de sulfetos de Cobre (Yovanovic, 1987) foram obtidos em laboratório, para amostras provenientes de diversas partes da jazida, valores de **Wi** entre 11,8 até 25,4 kWh/st. Os mesmos minérios, ao serem avaliados em operação contínua, em usina piloto, apresentaram uma variabilidade de apenas 14,5 até 16,2 kWh/st. Neste caso, o efeito da mica (principalmente silicatos de alumínio) é aguçado no laboratório, em sistema de batelada, onde a peneira que separa o material reciclado ao moinho traz grande parte da mica de volta. Para este caso, o fator de projeto do circuito Rougher teria que considerar a relação ( $16,2/14,5 = 1,12$ ), para compensar aumentos esporádicos de produção quando o minério mais mole seja processado. Caso o projeto tivesse considerado os valores obtidos no laboratório, tanto as instalações de moagem como as de flotação teriam sido superdimensionadas.

Os minérios porfíricos apresentam um incremento gradativo de dureza ao penetrar na parte primária da jazida, e este incremento de dureza se deve em maior parte à textura do minério, ou tamanho individual do grão individual da substância do nosso interesse. Yovanovic (1975) participou da execução de testes de dureza para Andesita primária, onde a dureza do material aumentou em forma inversamente proporcional ao tamanho do grão, como mostrado na Tabela 1.1.2, no item 1.1.5.

### 5.5.3 Sulfetos e Minérios Metálicos

Os mais comuns nesta categoria são os minérios de Cobre, Chumbo, Zinco, Níquel, Cobalto, Molibdênio e metais preciosos (Ouro, Prata, Platino). Quando a substância de interesse possui maior gravidade específica que a sua ganga, como acontece normalmente com estes minérios, a operação de moagem é de *Seletividade Direta*, pois as partículas que precisam ser desagregadas afundam até a zona de moagem. Nestes casos, mais minério é liberado com a ganga mais grossa, ou seja, maior **P80** para o mesmo índice de liberação  $\Phi$ .

#### Sulfetos de Cobre

Os dois mais importantes tipos de ocorrência são: A. Minérios Porfíricos; e B. Sulfetos de Cobre em base de Sulfetos de Ferro.

- A. Os minérios porfíricos correspondem à maior parte das ocorrências mundiais de Cobre atualmente em exploração. Os minérios predominantes são a Calcopirita ( $\text{CuFeS}_2$ ), Bornita ( $\text{Cu}_5\text{FeS}_4$ ) e Calcosita ( $\text{Cu}_2\text{S}$ ). A Molibdenita ( $\text{MoS}_2$ ) pode, eventualmente, apresentar-se em quantidades que façam atrativo o seu beneficiamento.



- B. Os sulfetos de Cobre contidos em base de sulfetos de Ferro apresentam uma fina disseminação dentro de grãos de Pirita e de Pirrotita ( $\text{Fe}_x\text{S}$ ) e requerem de uma moagem muito fina para obter uma adequada liberação dos grãos. Pelo tamanho menor dos grãos, o tempo de flotação requerido é maior que para os minérios porfíricos.

### Sulfetos de Chumbo

O minério mais típico é a Galena ( $\text{PbS}$ ). A Galena é macia e o minério é de alta gravidade específica, de modo que a sua moagem possui tendência de produção de ultrafinos (item 5.6.1). **Fahlstrom** (1973) descreve o minério da usina de Vassbo, na Suécia, praticamente de quartzo e galena. O minério é extremamente duro e de grão fino, e o ponto ótimo de liberação foi encontrado em 55% -325#. A galena encontra-se como recheio entre os grãos de quartzo e também impregnando eles. Os grãos de quartzo possuem um tamanho médio entre 100 e 200  $\mu\text{m}$ , enquanto os grãos de galena são da ordem de 20 a 40  $\mu\text{m}$ .

### Ouro

O processo utilizado depende muito do tipo de mineralização encontrada

- Grãos livres de Ouro, em base de sulfetos oxidados, são tratados por concentração gravimétrica, para retirar o Ouro grosso, e logo por Cianetação;
- Grãos parcialmente livres, junto com Pirita e Arsenopirita, com ganga não sulfeto, onde o processo mais comum envolve uma combinação entre a separação gravimétrica, a flotação e a cianetação;
- Junto com outros sulfetos metálicos, como o Cobre, Chumbo e Zinco, principalmente. Partículas superiores a 200  $\mu\text{m}$  têm dificuldades para flotar, de modo que é necessária a sua separação gravimétrica.

Quando a maior parte do Ouro se distribui em uma faixa de tamanhos entre 150 e 100  $\mu\text{m}$ , o minério é normalmente processado por métodos gravíticos. No caso da granulometria mais fina, é prática usual a concentração do metal por flotação, seguida da cianetação do concentrado (**Torem M.L. e outros**, 2004).

**Gallina S.C.W. e Tondo L.A.** (2002) analisam o minério da mina de Morro do Ouro, em Paracatu, MG. Na amostra de alimentação nova, britada a 100% - 1,4 mm, mais de 64% do Ouro se encontra associado com o minério Arsenopirita, 15% associado com Pirita e 20,7% de Ouro ultrafino (- 20  $\mu\text{m}$ ). Após uma moagem a P80 75  $\mu\text{m}$ , que equivale ao produto da moagem que alimenta a gravimetria, um 81% do Ouro está suficientemente liberado, 10% com Arsenopirita, 3% com Pirita e 5% com ganga não sulfeto.

### Estudo de Liberação de Pirita

Neste item mostraremos a metodologia utilizada por **Ortega A. e outros** (1987) para estabelecer o tamanho ótimo de liberação de Pirita.

#### Procedimento:

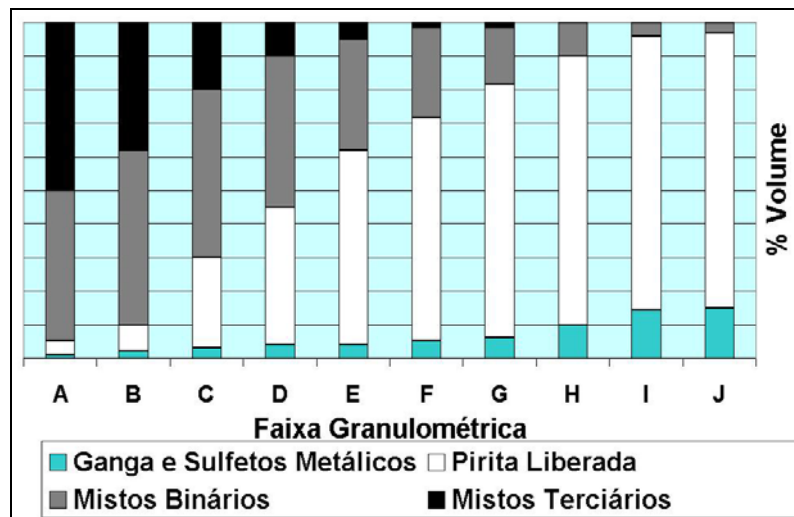
- Amostra representativa de material é moída a seco até 48 mesh (295 micras) ou 65 mesh (208 micras);
- A amostra moída é peneirada e separada em faixas granulométricas;
- É efetuado, ao microscópio, um estudo de contagem de grãos sobre seções polidas, para cada faixa granulométrica.

### Separação:

As partículas são separadas, pela contagem, nas seguintes categorias:

2. Minerais liberados
  - 2.1 Grãos liberados de Pirita;
  - 2.2 Grãos liberados de sulfetos de Cu, Pb, Zn e Ganga não-pirita.
2. Mistos Binários
  - 1.3 Mistos de Pirita com outro minério;
  - 1.4 Mistos sem Pirita.
3. Mistos Ternários (com mais de 3 espécies)
  - 3.1 Pirita com outros minérios;
  - 3.2 Mistos sem Pirita.

É comumente assumido que o número de pontos contados é equivalente à área e ao volume presente da substância contada, ou seja:  $N = A = V$ . Deste modo foi preparado um gráfico de distribuição das espécies liberadas, da forma ilustrada na **Figura 5.5.1** a seguir.



**Figura 5.5.1** – Esquema de Liberação (Ortega A. e outros, 1987)

O tamanho das faixas corresponde a: A (147-208 micras); B (104-147); C (74-104); D (53-74); E (38-53); F (28-38); G (21-28); H (15-21); I (10-15) e J (8-10). Deste modo é calculado um Índice de Liberação ( $\Phi$ ) para cada faixa:

$$\Phi_f = (\text{Peso de Pirita Livre} / \text{Total peso de Pirita}) \times 100, \text{ para cada faixa.}$$

Assim,  $\Phi_f = (100L) / (L + 1/2 M_1 + 1/3 M_2)$

Onde, L = Liberada; M<sub>1</sub> = Misto Binário e M<sub>2</sub> = Misto Ternário.

Também é introduzido o quociente:  $(\Delta\Phi_f / \Delta\mu) \times 100$ , que define o incremento do Índice de Liberação em relação à variação, em micras, para duas frações consecutivas. Os valores calculados são mostrados na **Tabela 5.5.2**. Apesar de tratar-se de valores bastante estimativos, o método introduzido pelos Autores funciona bastante bem em termos práticos.

Os valores da Tabela 5.5.2 são analisados com o objetivo de encontrar o ponto ótimo de liberação de Pirita, ou seja, para o máximo valor de Incremento, o qual ocorre aproximadamente a 55  $\mu\text{m}$ , com uma liberação de Pirita próxima de 70%. Estes resultados foram utilizados para a comprovação em escala contínua.

**Tabela 5.5.2 – Índice de Liberação da Pirita (Ortega A. e outros, 1987)**

Faixa, micras	$\Phi_f$ (%)	$(\Delta\Phi_f / \Delta\mu) \times 100$
147-208	8,5	15,4
104-147	16,5	80,8
74-104	46	58,0
53-74	60,8	90,6
38-53	77,1	39,4
28-38	83,6	65,3
21-28	89,8	78,5
15-21	94,9	52,7
10-15	97,8	20,0
8-10	98,5	-

O cálculo do incremento  $(\Delta\Phi_f / \Delta\mu) \times 100$  é feito da seguinte forma, por exemplo, para o primeiro valor da Tabela 5.5.2:

$$\Delta\Phi_f = 8,5 \text{ e } \Delta\mu = (208 + 147) / 2 - (104 + 147) / 2 = 52$$

$$(\Delta\Phi_f / \Delta\mu) \times 100 = (8,5 / 52) \times 100 = 15,4\%$$

#### 5.5.4 Minérios Refratários

A performance metalúrgica é muito baixa para justificar a sua extração. Os minérios refratários de Cobre sulfeto são minérios finamente disseminados contendo Calcopirita, Pirita e Pirrotita, com liberação muito fina, entre 5 a 20 micras, ainda com baixa recuperação e com baixa seletividade entre os sulfetos de Cobre e de Ferro. Na medida em que aumenta a proporção de Pirrotita o tamanho de liberação decresce; além disso, a presença de minérios secundários de Cobre, como Bornita e Covelina, que normalmente são solúveis, criam condições que prejudicam notavelmente a seletividade, como a adsorção iônica na superfície das partículas e a ativação da Pirita, entre outros problemas. **Labonté G. e outros** (1991) observaram problemas na seletividade entre o Cobre e o Zinco, devido ao aumento da proporção de Calcocita ( $\text{Cu}_2\text{S}$ ) na alimentação. A Calcosita favorece a formação de íon se Cobre em solução, o qual promove a ativação da Esfalerita ( $\text{Zn,Fe}$ )S.

O presente **exemplo** foi extraído de publicação feita por **Bulatovic S. e Salter R.S.** (1991), onde relatam experiências de moagem/flotação de minérios refratários de Cobre, compostos por Calcopirita, Pirita e Pirrotita. Por exemplo, para os minérios refratários de Cobre sulfeto, como o caso deste exemplo, as principais características são:

- Distribuição finamente disseminada, contendo Calcopirita, Pirita e Pirrotita;
- Baixa recuperação e seletividade entre os sulfetos de Cobre e de Ferro;
- Pequeno tamanho de liberação, de 15 a 20  $\mu\text{m}$ , prejudicando a sua flotabilidade, além do alto custo de moagem;

Bulatovic e Salter desenvolvem interessantes estudos de laboratório para três tipos de minérios refratários de sulfetos de Cobre, cujas características são mostradas na **Tabela 5.5.3**.

#### Resumo:

Foram estudados três diferentes tipos de minérios refratários, os quais apresentam um pequeno tamanho de liberação (aproximadamente 20  $\mu\text{m}$ ). O estudo pretende avaliar a liberação destes minérios para diferentes graus de moagem.

Tabela 5.5.3 – Minérios Refratários Testados por Bulatovic e Salter (1991)

Espécie	Composição Mineralógica (%)		
	A	B	C
Calcopirita	6,5	3,4	10,1
Pirita	45,6	88,2	55,3
Pirrotita	40,2	2,2	20,6
Covelina	0,8	traços	1,1
Digenita	0,1	< 0,1	1,5
Outros Sulfetos	3,6	1,1	5,5
Ganga NS	3,2	5,0	5,9
Composição Química (%)			
Cobre (Cu)	2,2	1,1	5,6
Ferro (Fe)	45,6	34,5	36,6
Enxofre (S)	32,2	45,8	43,1

**Liberação:**

Os minérios testados foram os seguintes:

- Minério A: Proveniente do Canadá (Noroeste). Mistura de Pirita e Pirrotita, com pouca cristalização (mais mole) e parcialmente oxidado.
- Minério B: Proveniente da Espanha, com rápida tendência a oxidar.
- Minério C: Dos EEUU, com alta variabilidade na relação Pirita/Pirrotita.

Na **Figura 5.5.2** são apresentados os resultados de liberação de minério de Cobre para diferentes tamanhos de partículas, onde se observa que, a 20  $\mu\text{m}$ , os minérios do tipo A e B parecem estar convenientemente liberados. Da figura observamos que o minério B é o melhor liberado, justamente o de menor conteúdo de Calcopirita e menor teor de Cobre (1,1%). Pelo contrário, o minério C, mais rico em Calcopirita, com teor de 5,6 %Cu, apresentou a pior liberação.

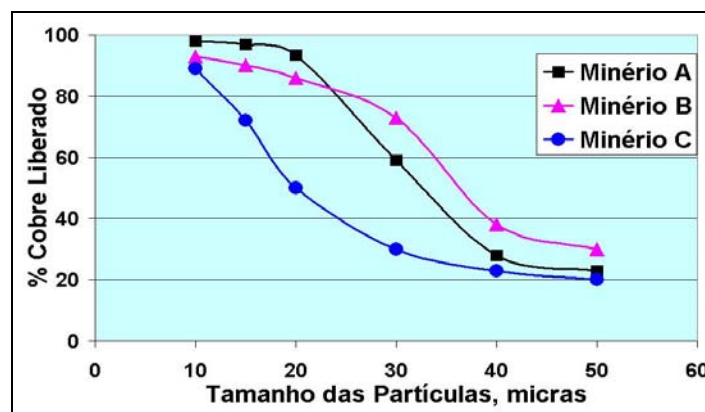
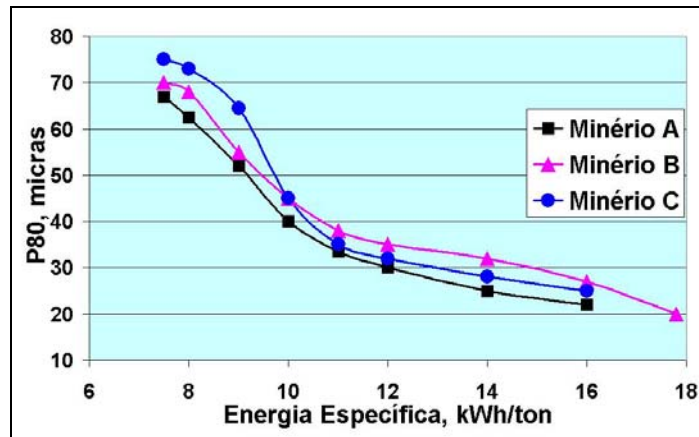


Figura 5.5.2 – Liberação de Calcopirita (Bulatovic S. e Salter R.S., 1991)

**Moagem:**

Foi comentado que na medida em que o minério é moído as fraturas ocorrem mais rapidamente ao longo das bordas dos grãos, de modo que os minérios são primeiramente reduzidos até tamanhos equivalentes ao tamanho natural do grão. O processo posterior, de moagem mais fina, envolve a redução de tamanho abaixo do tamanho natural do grão, sendo muito mais difícil, porque envolve a fratura do próprio grão. Para o caso dos minérios refratários deste exemplo, o tamanho dos grãos é tão pequeno que são facilmente cominuídos até 30  $\mu\text{m}$ , sem precisar de excessiva energia específica, como ilustrado na **Figura 5.5.3**.

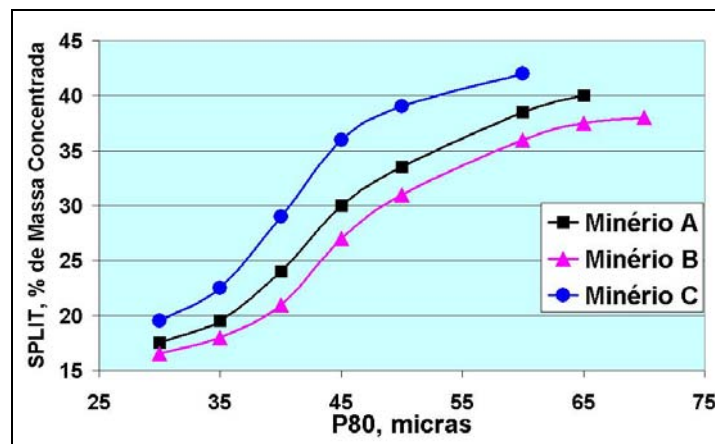


**Figura 5.5.3** – Consumo Específico de Energia em Minérios Refratários (Bulatovic S. e Salter R.S., 1991)

Da figura podemos observar que, para um P80 de 30  $\mu\text{m}$ , os minérios A, C e B irão consumir: 12, 13 e 15 kWh/t, respectivamente. Porém, para este tamanho, o minério C não estará convenientemente liberado, como se conclui na Figura 5.5.2 anterior. Os Autores observaram que, para o P80 de 30  $\mu\text{m}$ , aproximadamente 40% do Concentrado Rougher está contido na faixa de  $-16 \mu\text{m}$ , de modo que o 60% da massa restante precisaria de uma remoagem. Conclui-se que uma moagem primária a P80 = 55  $\mu\text{m}$  seria suficiente para atingir uma boa recuperação de Cobre em Rougher, apesar da baixa seletividade desta operação, com excesso de massa flotada (baixa **Rcm**). O concentrado seria então remoído até 20  $\mu\text{m}$ .

#### Seletividade:

Na Figura 5.5.4 é mostrada a relação entre a % de massa concentrada no Rougher (**SPLIT** =  $100/\mathbf{Rcm}$ ) em função do P80, para uma recuperação Rougher constante e igual a 93%.



**Figura 5.5.4** – Seletividade da Flotação para R = 93% Cu (Bulatovic S. e Salter R.S., 1991)

O minério B é o mais seletivo entre os minérios testados, pois para o mesmo grau de moagem precisa de menor quantidade de massa concentrada para atingir a mesma recuperação que os outros minérios. Por exemplo, de acordo com Figura 5.5.4, para uma moagem primária a 55  $\mu\text{m}$ , o minério B concentrará 33% da massa (**Rcm** = 3,03), contra 41% de massa do minério C (**Rcm** = 2,44), para atingirem 93% de recuperação na flotação Rougher.

### 5.5.5 Minérios Não Metálicos e Não Sulfetos

Normalmente, neste tipo de minérios, a gravidade específica da substância de interesse é menor ou muito próxima da gravidade específica da sua ganga (*Seletividade Indireta*). Um exemplo comum é o minério não metálico em ganga de magnetita. A rocha fosfática, por exemplo, possui SG entre 3,1 e 3,4, contra quase 5 da magnetita. Nestes casos, deve ser feita a moagem em duas etapas, liberando e retirando primeiro a magnetita.

- Rocha fosfática: Colotanita –  $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ , muito comum nos EEUU  
Apatita –  $\text{Ca}_5(\text{F,Cl})(\text{PO}_4)_3$ , encontrada no Brasil.
- Carvão
- Titânio: Rutilo -  $\text{TiO}_2$ , ou Ilmenita –  $\text{FeO} \cdot \text{TiO}_2$
- Quartzo, muito comum na flotação inversa do Ferro
- Nióbio –  $\text{Nb}_2\text{O}_5$
- Magnésio: Dolomita –  $\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$  e Magnesita –  $\text{MgCO}_3$ , são os mais comuns
- Potássio: Cloreto de Potássio -  $\text{KCl}$ , minério solúvel
- Talco –  $\text{H}_2\text{Mg}_3\text{Si}_4\text{O}_{12}$
- Barita –  $\text{BaSO}_4$ , Vermiculita (micas alteradas), consideradas como “impurezas” de concentrados de Fosfato, Titânio, Nióbio e outros.

#### **Exemplo:**

*Estudos recentes executados por Yovanovic (2003) em usina de beneficiamento de rocha fosfática, no Brasil, observam que o foco dos trabalhos de lavra se concentra numa zona muito alterada (material terroso saprolitizado) e com uma profundidade de 120 m em estado de intemperismo, com estratificação pouco regular das camadas das quatro tipologias presentes de minério fosfatado:*

- **Minério Oxidado:** Alto teor de Ferro, baixos teores de Cálcio e Magnésio.
- **Minério Micáceo Oxidado:** Mistura entre o anterior e o seguinte.
- **Minério Micáceo:** Menor teor em  $\text{P}_2\text{O}_5$ , rico em Mica e Magnetita.
- **Minério Sílico-Carbonatado:** Em maior grau que o tipo anterior, este minério também está muito próximo da rocha mãe e, portanto, com baixo teor de  $\text{P}_2\text{O}_5$  e com tratamento considerado "problemático". O minério é mais duro e com presença de impurezas no concentrado final, como Mg, Al e Si.

*As camadas tipológicas possuem pouca regularidade no plano horizontal e, portanto precisam de blendagem, com o objeto de formar pilhas de homogeneização que estabilizem o processo de beneficiamento. O minério é bastante heterogêneo e apresenta, nos produtos da Usina, de acordo com a filosofia atual de cominuição, quase 15% de material magnético (-10 # do produto do moinho de barras) e mais de 30% da massa total nas frações ultrafina e lamas, de onde uma parcela da fração ultrafina é recuperada como concentrado ultrafino, ainda com baixíssima seletividade.*

- *Pode-se prever, de acordo com as características da jazida, um gradativo incremento do minério micáceo e, em menor grau, do minério sílico-carbonatado. Considerando a maior dureza destas tipologias e um aumento no conteúdo de magnetita, deve-se pensar na alternativa de **pré-concentrar** o minério antes de entrar na Usina de Concentração.*
- *É feito hoje um grande esforço em "homogeneizar" um material que é essencialmente diferente e que logo é novamente separado antes de entrar no processo de concentração.*

- A melhor forma de fragmentar um minério heterogêneo em suas partes componentes (por exemplo, magnetita, apatita e lamas) é a britagem por impacto. Deve ser estudada a rebitagem com este tipo de cominuição. Após a britagem por impacto deve ser imediatamente separada e descartada a magnetita grossa, na malha escolhida pelos estudos granulométricos.

Para uma política de lavra que define um "teor de corte" de 6%  $P_2O_5$ , pode se aplicar este mesmo conceito na pré-concentração, descartando-se por peneiramento a magnetita grossa e com hidrociclone as lamas naturais, à partir deste teor. A homogeneização do minério, sem a magnetita grossa, resultará mais efetiva e proporcionará uma melhor estabilidade ao processo mesmo com a incorporação gradativa dos novos minérios.

### Lamas e Ultrafinos

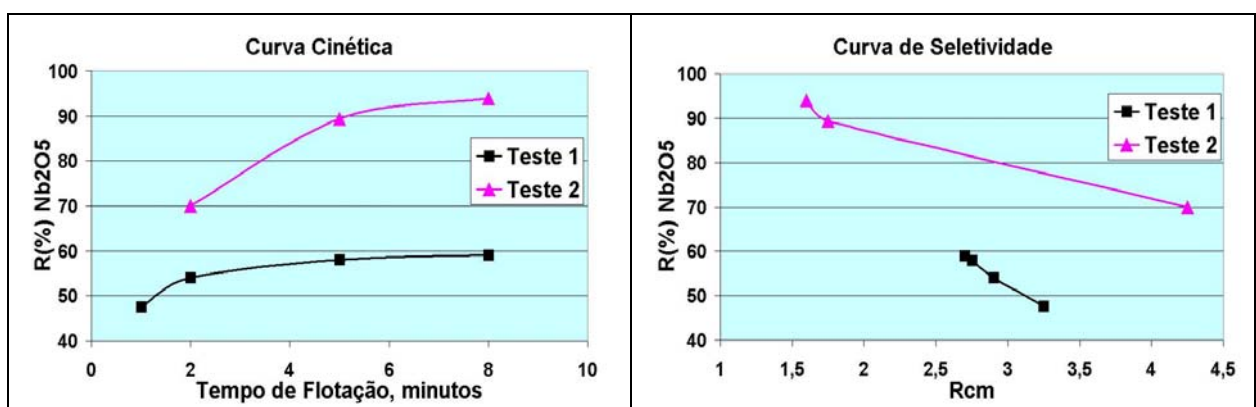
Normalmente trata-se de argilas (silicatos hidratados de alumina) e outras impurezas ricas em  $MgO$ ,  $Fe_2O_3$  e  $Al_2O_3$ , principalmente, com partículas de tamanhos inferiores que 5 micras, que produzem efeitos muito negativos na seletividade da flotação. As jazidas de minério alterado (secundário), particularmente aquelas a céu aberto, a presença de lamas em excesso é muito comum.

#### Exemplo 5.5.1:

Um minério de Pirocloro ( $Nb_2O_5$ ), antes da flotação, é submetido a uma operação de deslamagem testando duas opções com diferentes graus de retirada de lama (diferente corte no hidrociclone) obtendo os resultados apresentados na **Tabela 5.5.4** e na **Figura 5.5.5**:

**Tabela 5.5.4** – Resultados Flotação  $Nb_2O_5$  – Exemplo 5.5.1 (Yovanovic, 1988)

Tempo de Flotação (min.)	Teste 1: 7,35% Massa Deslamada		Teste 2: 18,28% Massa Deslamada	
	R(%)	Rcm	R(%)	Rcm
1	47,6	3,25	-	-
2	54,0	2,90	70,0	4,25
5	58,0	2,75	89,4	1,75
8	59,0	2,70	94,0	1,60



**Figura 5.5.5** – Avaliação da Flotação de Pirocloro (Yovanovic, 1988)

Da Figura anterior se observa que o Teste 2 apresentou uma significativa melhoria de cinética e seletividade pelo fato de eliminar maior quantidade de massa na deslamagem preliminar. Do gráfico de Seletividade se observa que, para uma **Rcm** de 2,75, o Teste 2 obtém 22% a mais de recuperação, compensando a maior perda de  $Nb_2O_5$  pelas lamas.

### 5.5.6 Estudo do Tempo de Moagem

*El presente ejemplo fue extraído de informes personales de Consultoría (Yovanovic, 1988) para investigación de mineral de Cobre de la región de Arapiraca (Estado de Alagoas), Brasil. Fueron efectuados estudios de caracterización para dos muestras diferentes de una misma mina: mineral  $S_1$  y mineral  $S_2$ . La muestra de  $S_1$  es de mayor ley, con 1,0 %Cu, y presenta un alto porcentaje de Magnetita. La muestra  $S_2$ , de menor ley (0,54 %Cu) parece ser más alterada, con granos de sulfuro de menor tamaño (textura fina) en ganga de sílice.*

O presente exemplo foi extraído de relatórios pessoais de Consultoria (Yovanovic, 1988) para pesquisa do minério de Cobre de Arapiraca, Brasil. Foram efetuados estudos de caracterização para duas amostras diferentes de uma mesma jazida: minério  $S_1$  e minério  $S_2$ . A amostra de  $S_1$  é de maior teor, com 1,0 %Cu, e apresenta uma alta porcentagem de Magnetita. A amostra  $S_2$ , de menor teor (0,54 %Cu) parece ser mais alterada, com grãos de sulfeto de menor tamanho (textura fina) em ganga de sílica.

#### Resumo:

Pretende-se definir o grau de moagem mais adequado para ambos tipos de minério, baseado no moinho batch do laboratório, em função do tempo de moagem. Um estudo de liberação, ao microscópio, indicou que a ganga se libera convenientemente na malha 150#, para ambas amostras; mas, a liberação de grãos de sulfeto parece bem superior para o minério  $S_1$ . Na malha de 400# é produzida uma adequada liberação para ambas amostras.

#### Resultados:

Foram efetuadas sucessivas experiências de moagem seguidas de flotação Rougher, para as duas amostras, em diferentes tempos de moagem, com o objetivo de avaliar a seletividade da flotação. O ponto ótimo de moagem, a despeito de fatores econômicos, é aquele a partir do qual não é produzido um aumento significativo na seletividade da flotação. Os resultados dos testes são apresentados na **Tabela 5.5.5**, e correspondem a uma flotação Rougher, em célula batch, com duas retiradas de espuma, aos 10 e 15 minutos, respectivamente.

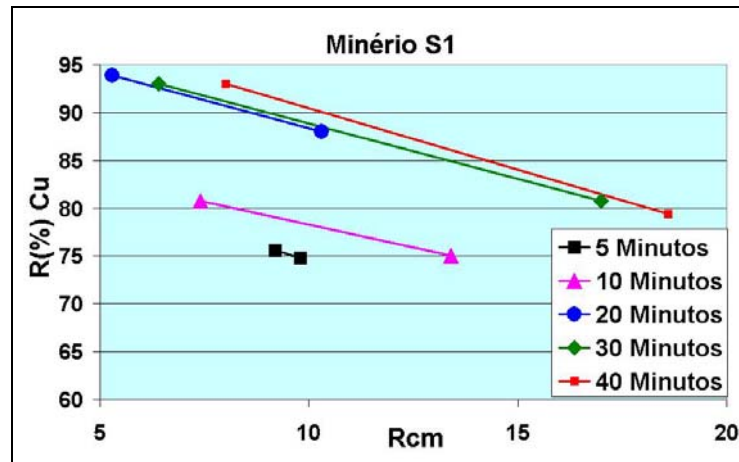
**Tabela 5.5.5** – Resultados de Testes de Flotação vs. Tempo de Moagem (Yovanovic, 1988).

Tempo de Moagem (minutos)	Amostra $S_1$		Amostra $S_2$	
	R(%)	Rcm	R(%)	Rcm
5	74,8	9,8	58,6	10,4
5	75,6	9,2	67,0	5,1
10	75,0	13,4	54,8	24,0
10	80,8	7,4	75,4	4,4
20	88,0	10,3	61,0	47,0
20	93,9	5,3	87,0	5,2
30	80,8	17,0	68,0	26,0
30	93,0	6,4	86,0	7,2
40	79,4	18,6	73,0	29,0
40	93,0	8,0	89,0	6,8

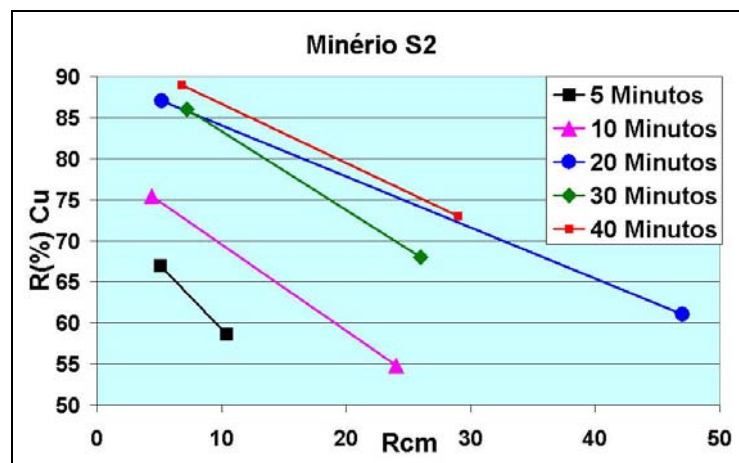
Lembramos ao leitor que ainda faltaram nestas experiências a determinação dos valores de equilíbrio da flotação Rougher (Yovanovic, 2004); além disso, as diferenças entre os pontos (**R**, **Rcm**) são muito distantes e a sensibilidade da avaliação é pouco precisa.



O primeiro passo é verificar a seletividade de ambos minérios em relação ao tempo de moagem, procurando um ponto conveniente onde a Curva de Seletividade da Flotação é estabilizada, como ilustrado nas **Figuras 5.5.6 e 5.5.7**, para ambas amostras.



**Figura 5.5.6** – Seletividade em Função do Tempo de Moagem Minério S<sub>1</sub> (Yovanovic, 1988)



**Figura 5.5.7** – Seletividade em Função do Tempo de Moagem Minério S<sub>2</sub> (Yovanovic, 1988)

A contar dos 20 minutos de moagem a seletividade é estabilizada para ambas amostras, com vantagem significativa do minério S<sub>1</sub>, que apresenta maior recuperação para similar **Rcm** (Razão de Concentração de Massa).



## CAPÍTULO 6

# OPERAÇÕES CONVENCIONAIS DE COMINUIÇÃO

A carência de metodologias padronizadas de trabalho permite que muitos projetos sejam apoiados na experiência prática de outras usinas relativamente similares, adotando sem contestação os mesmos fluxogramas de processo, com as suas virtudes e com os seus antigos vícios e paradigmas. Esta parte do estudo trata das operações industriais em continuidade, de circuitos compostos, onde o processo de cominuição depende da interação com outras diversas operações unitárias, principalmente a flotação e a classificação. A partir do laboratório, pretende-se observar as condições da operação de moagem para a obtenção de uma determinada liberação no produto que permita, nas operações seguintes, atender às necessidades metalúrgicas do processo a baixos custos de produção. Além disso, estes estudos deverão conduzir ao dimensionamento dos equipamentos, para subsidiar os projetos de engenharia que irão definir os investimentos. O estudo de laboratório terá que definir também uma estimativa de balanço de massas do processo, para sua projeção industrial.

### **6.1 Heterogeneidade e Pré-concentração de Minérios**

#### **6.1.1 Pré-Concentração**

Na quase totalidade dos minérios brutos provenientes da mina, em maior ou menor grau, a substância do nosso interesse não está distribuída exatamente junto com a massa, inclusive em frações ainda grossas. O recomendável nestes casos é efetuar testes de pré-concentração através de britagem terciária por impacto, com produto do menor tamanho possível ( $\frac{1}{4}$  a  $\frac{1}{2}$  polegadas), e tentar descartar determinadas frações inconvenientes para o processo de flotação posterior. Por exemplo, a presença de magnetita fazendo parte da ganga, contribui para a produção de superfinos, no caso de ser moída junto com o minério de interesse; a presença de excesso de lama natural, proveniente da jazida, é preferível descartar inclusive antes da operação de moagem. Existe uma relação direta entre o tamanho do britador e o tamanho mínimo possível de obter na descarga. Britadores de maior tamanho, seguindo apenas o critério de capacidade (t/h), nem sempre atingem a granulometria desejada. Eventualmente, após um estudo mais apurado, vários britadores menores, operando a alta velocidade, poderiam resultar mais convenientes que apenas um de maior tamanho.

A decisão de pré-concentração do minério deve levar em conta o teor da substância do nosso interesse, a heterogeneidade do minério (por exemplo, alta concentração de magnetita nas faixas grossas, que envolveria um alto custo de moagem) o maior custo de reagentes e outros para recuperar frações muito finas, o qual sugeriria uma deslamagem previa e, principalmente, o teor de corte (“cut-off”) da extração do minério na lavra.

*La preconcentración debería constituirse en una etapa obligatoria para determinados minerales, entre la mina y el concentrador. Cuando todo el material es mezclado, homogeneizado, realimentado con cargas circulante, y cuando son mezclados los finos naturales con los finos de cominución, etc., hemos desandado varios pasos en el camino de “concentrar” un mineral. No siempre toda la roca extraída de la mina es “mineral”, algunas veces este mineral viene dentro de ganga, fácilmente separable antes de entrar a las operaciones de alto costo operacional, como la molienda y la flotación, como veremos en el **Ejemplo 6.1.1** a seguir. Lamentablemente, por las dificultades propias de la minería, raramente es posible extraer el mineral con buena sensibilidad, lo cual puede significar mudanzas significativas en la ley de alimentación.*

*En cuanto eso ocurre, son efectuados grandes esfuerzos de investigación y de inversión para, por ejemplo, reducir una cola de flotación de 0,09 para 0,08 %. La “ingeniería de procesos” tiene que saber tomar las decisiones comercialmente más adecuadas en la etapa correcta del proceso, dentro del contexto general del negocio mineral.*

A pré-concentração deveria constituir-se numa etapa obrigatória para determinados minérios, entre a mina e a usina de concentração. Quando tudo o material é misturado, homogeneizado, realimentado com cargas circulante, e quando são misturados os finos naturais com os finos de cominuição, etc., temos desandado vários passos no caminho de “concentrar” um minério. Nem sempre toda a rocha extraída da mina é “minério”, às vezes este minério vem dentro de ganga, facilmente separável antes de entrar às operações de alto custo operacional, como a moagem e a flotação, como veremos no **Exemplo 6.1.1** a seguir. Lamentavelmente, pelas dificuldades próprias de lavra, nem sempre é possível extrair o minério com boa sensibilidade, o qual pode significar mudanças significativas no teor de alimentação. Em quanto isso acontece, são efetuados grandes esforços de pesquisa e de investimento para, por exemplo, reduzir um rejeito de flotação de 0,09 para 0,08 %. A “engenharia de processos” tem que saber tomar as decisões comercialmente mais adequadas na etapa certa do processo, dentro do contexto geral do negócio mineral.

### ***Nem sempre toda a rocha extraída da mina é “minério”***

#### **Exemplo 6.1.1:**

*Estudos feitos para o minério de Nióbio da jazida de Tapira (desenvolvidos por Yovanovic, 1989), em usina piloto, mostraram o seguinte:*

**MATERIAL TOTAL R.O.M.:**

*Teor = 1,15% Nb<sub>2</sub>O<sub>5</sub>*

*Recuperação Global por Processo Convencional < 40% (quase 50% do Pirocloro foi perdido nas lamas, ao ser moído junto com a magnetita).*

#### **PRÉ-CONCENTRAÇÃO**

*Todo o material foi britado por impacto até -1/4”*

*- Fração Grossa (> 28#) 73% da Magnetita Total; 32% da Massa; 0,55% Nb<sub>2</sub>O<sub>5</sub> (teor)*

*- Pré-Concentração 55% da Massa; 1,58% Nb<sub>2</sub>O<sub>5</sub> (teor);*

*(para tratamento) 75,32% do total de Nb<sub>2</sub>O<sub>5</sub> do R.O.M.*

*- Lamas 13% da Massa; 0,83% Nb<sub>2</sub>O<sub>5</sub>.*

*Descartando oportunamente a magnetita grossa, por peneiramento (ou hidrociclonagem, dependendo do corte escolhido), e descartando rapidamente as lamas naturais (que além de pobres em Nb<sub>2</sub>O<sub>5</sub> arrastam impurezas difíceis de eliminar quando misturados com ultrafinos de moagem), resta então apenas 55% da massa de **minério de Nb<sub>2</sub>O<sub>5</sub>**, com quase **75% do total de Nb<sub>2</sub>O<sub>5</sub>** contido no R.O.M. e um teor de quase **1,6% Nb<sub>2</sub>O<sub>5</sub>**. A recuperação do minério pré-concentrado atingiria quase 80% na usina de acordo com os testes executados, portanto,  $75\% \times 0,8 = 60\%$  de recuperação global (contra 40% atual). Os resultados dos testes são resumidos na **Figura 6.1.1**.*

*O tratamento de apenas a fração pré-concentrada significaria que a usina de tratamento poderia aumentar a capacidade do R.O.M., e aumentar significativamente a recuperação geral da usina (+ 80% sobre 75,32 = 60% total) reduzindo substancialmente os custos de produção.*

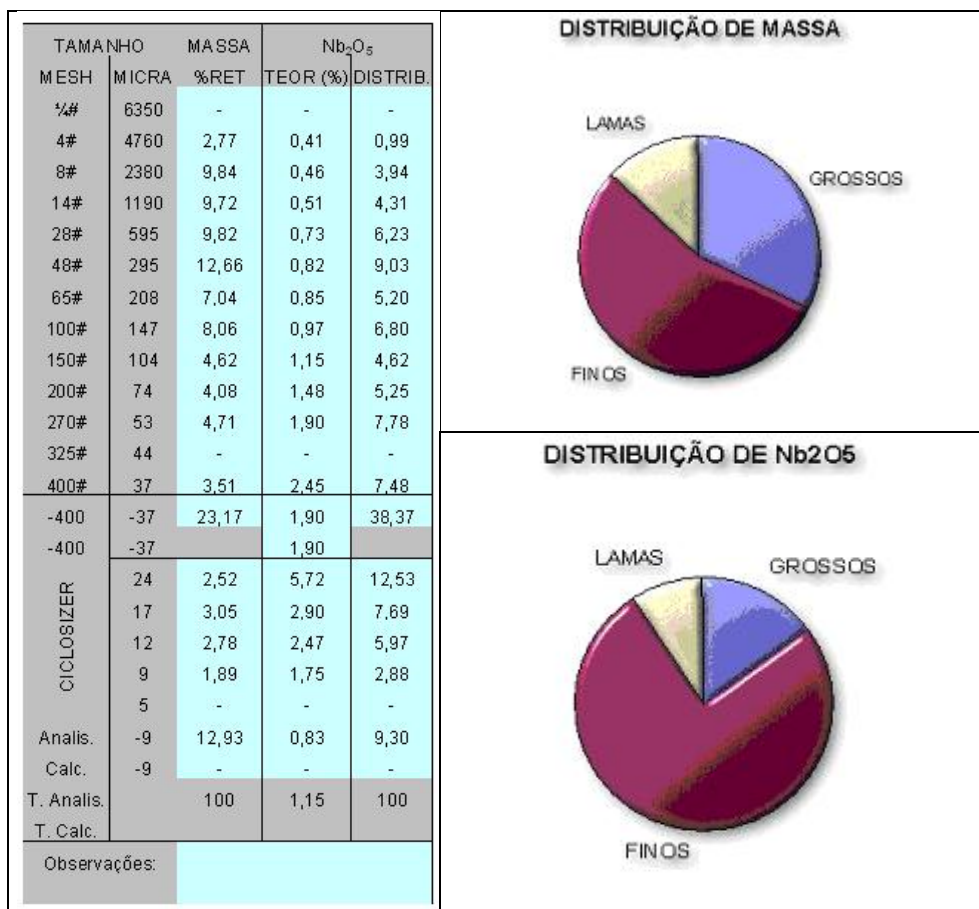


Figura 6.1.1 – Pré-concentração de Minério de Nióbio (Yovanovic, 1989)

### 6.1.2 Lamas e Ultrafinos

Testes de flotação com minérios primários e secundários de sulfetos de Cobre da mesma jazida (Yovanovic, 1975), com similar teor de alimentação e a mesma relação de (Cobre sulfeto/Cobre não-sulfeto), mesmo com insignificante presença de lamas, se observaram recuperações entre 1 a 2% a mais para a rocha primária. As argilas presentes na polpa adsorvem grande quantidade de Coletor, diminuindo a flotabilidade das substâncias do nosso interesse. Aumentos imprevistos na quantidade de lamas produzem um efeito imediato na flotação Rougher, deprimindo a espuma mineralizada dos bancos de flotação, principalmente nas últimas células, onde a espuma praticamente desaparece. Usinas que trabalham com minérios alterados precisam, quase que em geral, de etapas previas de deslamagem, algumas, inclusive, antes das operações de moagem. Existem também as chamadas lamas secundárias, ou lamas geradas, não tão perigosas como as lamas naturais, e que podem ser minimizadas ajustando bem as operações de moagem, onde elas são geradas (Malghan S.G., 1986). Os maiores problemas ocasionados pelas lamas são:

- Adesão nos Sulfetos. Na superfície é criada uma camada de lama fina que cria um efeito depressor nos sulfetos;
- Mudanças nas propriedades físicas da polpa, principalmente aumento de viscosidade;
- Mudanças na composição iônica da polpa;
- Adsorção excessiva de reagentes. O que torna hidrófobas partículas indesejadas, tornando-se muito difícil a sua eliminação nas etapas de limpeza.

## 6.2 Britagem

### 6.2.1 Circuito Aberto de Britagem

Enquanto 100 toneladas ROM. (Run of Mine) avançam pelo fluxo principal da usina, 200 estão voltando pelas correias transportadoras da britagem, 600 são bombeadas na contramão pelo circuito de moagem e, nas operações seguintes, o excesso de diluição chega a duplicar ou até triplicar a vazão de polpa (e o volume dos equipamentos), além disso, dezenas de toneladas reciclam desnecessariamente pela usina, mascarando a performance das operações envolvidas e prejudicando os resultados metalúrgicos. Goethe dizia que "se você não tem razão, encobre-a com palavras"; neste caso pode-se dizer que "se você não conhece as suas operações, encobre-as com cargas circulantes". Os circuitos fechados fazem parte dos paradigmas ou "mitos tecnológicos" que há quase um século orientam as operações de beneficiamento, mitos já individualizados pelo Autor em outras publicações (Yovanovic). As vantagens da carga circulante "zero" são trazidas à discussão pelo **Modelo Operacional**, considerando os seguintes tópicos principais: capacidade de produção entre ambos sistemas; performance metalúrgica; facilidades de avaliação, otimização e controle; performance das operações unitárias posteriores e custos de investimento e de operação.

Eliminando as cargas circulantes de uma usina de britagem é possível reduzir em quase 30% os investimentos e também os custos de operação, além de diversos benefícios metalúrgicos. O circuito aberto teria que ser sempre a primeira opção, ou opção de referência, para projetos de instalações de beneficiamento de minérios.

### 6.2.2 Capacidade de Produção

De acordo com manuais de operação fornecidos pelos fabricantes (Nordberg, 1976), os britadores do tipo *Symons*, operando em circuito aberto, possuem em média 20% a mais de capacidade contra o circuito fechado, onde o fino da peneira é o produto. Por outro lado, nas tabelas granulométricas de descarga se observa que quase 40% do produto do britador aberto se encontra acima do tamanho de fechamento do seu "closed-setting", portanto inadequado como produto final. Nos mesmos manuais é informado que o circuito fechado garantiria 100% do produto abaixo do mesmo tamanho de referência, medido na abertura da peneira. Acompanhem, a modo de exemplo, um circuito com malha de fechamento de 1/2", típico de sistemas de alimentação para moagem em moinho de bolas, como ilustrado na **Figura 6.2.1**.

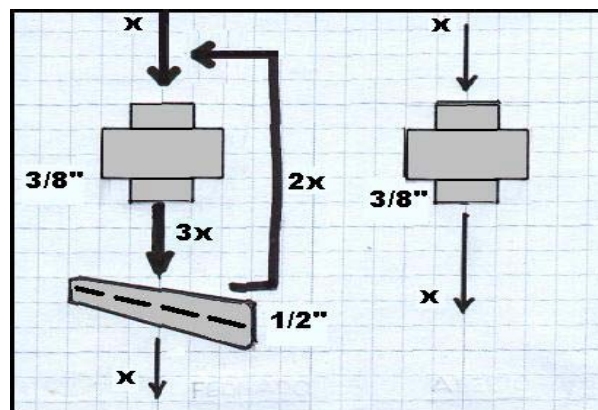


Figura 6.2.1 – Comparação de Circuitos Básicos de Britagem

- a) Apesar da malha de referência ser de 1/2", o britador, mesmo no circuito fechado, deve operar com o seu closed-setting no tamanho padrão imediatamente inferior, ou seja, de 3/8". Neste caso, o britador aberto com setting de 3/8" apresenta **apenas 16% do produto acima de 1/2"**.
- b) A peneira não possui 100% de eficiência. Não é comum em usinas de britagem que o produto final esteja 100% abaixo da malha de peneiramento; na prática, pelo desgaste natural das peneiras, e até pela ruptura de telas, o produto da britagem deve ser projetado com 10 a 20% acima daquela malha (é comum utilizar, como critério de projeto da moagem, um F80 idêntico à malha da peneira da britagem terciária). As peneiras mais finas e melhor controladas como, por exemplo, em usinas piloto, são normalmente mais eficientes. As peneiras novas, em geral, apresentam inicialmente um melhor comportamento, mas o tamanho do produto aumenta gradativamente até atingir valores como os mostrados na **Tabela 6.2.1**, obtidos da prática industrial.

**Tabela 6.2.1**– Eficiência Real de Peneiramento

USINA	MALHA DE PENEIRAMENTO	% ACIMA
Colon, El Teniente (Chile)	1/2"	12 %
Caraiba Mineração	1/2"	10 %
Pinto Valley (EUA)	3/8"	8 %
Salobo (Usina Piloto)	1/4"	4 %

Deste modo, a diferença entre ambos os sistemas fica bem menor: para c.s. de 3/8" e peneira de 1/2", o britador aberto produz 16% acima de 1/2" contra 10-12% do circuito fechado.

- c) O britador, em circuito aberto, ainda possui 20% de maior capacidade de produção, como indicado no começo deste item, de modo que bastaria fechar um pouco o closed-setting para concluir que, em geral, para um produto 10-12% acima da malha de referência, **a capacidade de produção de ambos sistemas é a mesma, ainda com diversas vantagens para o circuito aberto**, como veremos a seguir.

### 6.2.3 Conhecimento do Processo e Facilidade de Controle

Não existem diferenças significativas entre ambos sistemas. Os britadores são controlados normalmente em operação chamada de "*high energy*", com a câmara cheia, onde o indicador de potência é ligado ao sistema de alimentação variável, proveniente do silo que, para o circuito aberto, poderia ser de menor tamanho ao não considerar a carga circulante. A proteção contra "atoleiros", mediante controle de nível dentro da câmara, maximiza a velocidade do alimentador procurando manter sempre cheia a câmara do britador. A carga circulante do circuito fechado consiste normalmente de material mais duro que a média do minério, de modo que a corrente média de operação aumenta e, portanto, o consumo específico de energia do britador é mais alto para o circuito fechado.

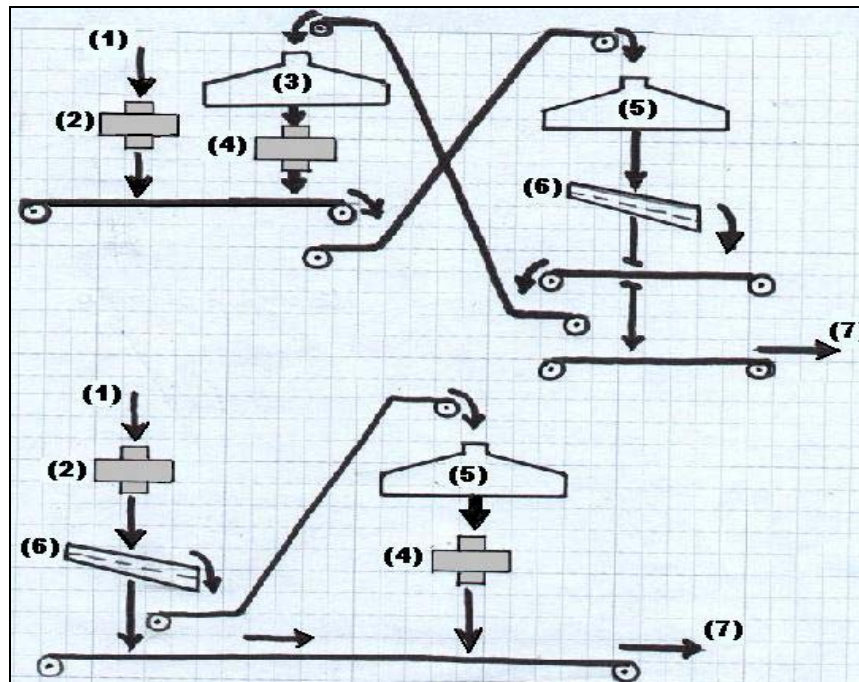
### 6.2.4 Operações Posteriores

Como já dito, a fração mais dura de materiais heterogêneos se concentra na carga circulante do sistema fechado. Para minérios muito heterogêneos, em vez de tentar homogeneizar o material britado, como o faz o circuito fechado, é preferível muitas vezes separar ambas as frações, mediante peneiramento em aberto do produto britado.

Comprovadamente, britadores de impacto de alta velocidade e de menor tamanho, para produto menor que ½” ou ¼”, são muito eficientes na pré-concentração de minérios, eliminando a magnetita antes do material alimentar a moagem (Yovanovic, 1988, Projeto Nióbio). Ao separar oportunamente a ganga dura, reduzimos a produção de superfinos do componente macio de nosso interesse.

### 6.2.5 Custos de Investimento e de Operação

Na **Figura 6.2.2** é ilustrado um fluxograma típico para usina convencional de britagem (não inclui britagem primária), para ambas alternativas de circuito. O fluxograma foi preparado pelo Autor (Yovanovic) como exemplo para minério de Cobre, na faixa de 25.000 a 30.000 t/dia.



ÁREA	FECHADO	ABERTO
(1) Stock-Pile Grossos, Alimentação	Sistema Padrão	Idem
(2) Britadores Secundários	2 x 7' (Standard)	Idem
(3) Stock-Pile Intermediário	1.600 tons	Não necessário
(4) Britadores Terciários	4 x 7' (short head)	Idem
(5) Stock-Pile Intermediário	1.600 tons	1.000 tons
(6) Peneiras Secundárias	Cinco de 8 x 20'	Dois de 8 x 20'
(7) Stock-Pile Finos	Sistema Padrão	idem

**Figura 6.2.2** – Alternativas de Britagem (25.000 a 30.000 t/dia) (Yovanovic)

De acordo com esta Figura é possível construir a **Tabela 6.2.2**, apresentada a seguir, para os equipamentos principais. De acordo com esta tabela, obtém-se uma relação: **ABERTO / FECHADO = 0,80 x I**. Considerando os silos (stock pile) de grossos e de finos, obras civis, montagem e outros investimentos, chegou-se a um investimento total próximo de US\$ 30 milhões para a usina de britagem em circuito fechado, que foi a opção convencional utilizada como base do projeto.



**Tabela 6.2.2** – Equipamentos Principais Usina de Britagem (US\$ x 10<sup>3</sup>, 1987)

EQUIPAMENTOS	CIRCUITO FECHADO	CIRCUITO ABERTO
Transportadores de Correa	1.340	540
Alimentadores Vibratórios	350	235
Silos Intermediários	205	100
Peneiras	375	150
Motor Elétrico Britadores	230	230
Britadores	3.450	3.450
Coletores de Pó	310	310
<b>TOTAL INVESTIMENTO (I)</b>	<b>6.260</b>	<b>5.015</b>

No mesmo estudo, obtém-se um custo de operação próximo de US\$ **0,22/ton**, bastante baixo, em geral, para as usinas de britagem. O custo operacional se divide em mão-de-obra (0,07), manutenção e suprimentos (0,10) e energia elétrica (0,05).

A maior vantagem da operação em circuito aberto, particularmente nas operações de britagem, provém do seu menor investimento, cujo custo financeiro do capital investido é igual a quase duas vezes o custo de operação. Por exemplo, para uma taxa de desconto de 13%:

$$\text{Custo Financeiro} = \frac{\text{US\$ } 30 \times 10^6 \times 0,13}{9 \times 10^6 \text{ ton/ano}} = \text{US\$ } \mathbf{0,43/ton}$$

Considerando ainda 20% a menos de investimento para o circuito aberto:

$$0,43 \times 0,20 = \text{US\$ } \mathbf{0,086/ton}$$

Isto é,  $0,086 \times 9 \times 10^6 = \text{US\$ } \mathbf{770.000/ano}$ , a menos no custo efetivo de produção em favor do circuito aberto.

O circuito fechado de britagem é um “mito tecnológico” da mineração. Na avaliação de sistemas autógenos ou semiautógenos, estes sistemas são normalmente comparados contra o circuito convencional fechado de britagem, favorecendo, mais uma vez, as alternativas não convencionais de cominuição.

De acordo com a filosofia do **Modelo Operacional**, as operações unitárias de beneficiamento, em geral, quando operam otimizadas, teoricamente não precisariam de "carga circulante". A recirculação, além de desnecessária, contamina o fluxo principal de massa e ofusca a sua avaliação e controle. O circuito aberto, de acordo com os conceitos do modelo aqui proposto, nas etapas de projeto, teria que ser sempre considerado como primeira opção de circuito. Diferentemente, os conceitos envolvidos nos fatores de eficiência criados pelo modelo energético de Bond e a grande maioria dos artigos técnicos publicados sobre o tema recomendam em contrário, como é o caso de **Barrat D.J. e Sochocky M.A.** (1982), que afirmam que o circuito fechado de britagem é o mais conveniente para a preparação de material de alimentação à moagem convencional.

O concentrador de Morenci, no Arizona, de minério de Cobre, com 60.000 t/d de capacidade, opera com quatro linhas de britagem fina, cada uma incluindo 1 britador de cone Standard de 7 pés e 2 short-head, também de 7 pés, todas as quatro linhas operando em circuito aberto e com excelentes resultados. O produto destes britadores alimenta moinhos single-stage de 10 x 10 pés, sem nenhum problema de operação (**Bolles e outros**, 1977).

### 6.3 Moagem

A moagem convencional considera moinhos tubulares de barras e/ou de bolas; pode ser feita em duas etapas, como foi considerado mais tradicional até os anos 60, ou em sistema “single stage”, com apenas um moinho de bolas, que é a tendência mais moderna, a partir dos anos 70. O sistema hidráulico para o ajuste dinâmico do “closed setting” dos britadores terciários permite, a partir daqueles anos, a produção industrial de produto britado a tamanhos próximos de  $\frac{1}{4}$  de polegada, favorecendo a alternativa “single stage” e tornando obsoletos os moinhos primários de barras no sistema convencional de moagem. Os compromissos da operação de moagem são: processar um determinado fluxo mássico (t/hora), atingir um determinado tamanho no produto (P80); produzir uma adequada liberação das partículas do nosso interesse; e atingir o grau necessário de flotabilidade dos mistos grossos. A operação de moagem nem sempre deve ser avaliada como um compromisso de obter um determinado P80, mas de liberação em geral.

Para um minério heterogêneo é de esperar, também, que componentes provenientes de diferentes partes da jazida possuam diferentes características de liberação. O circuito de moagem, quando erradamente é controlado apenas pelo tamanho do produto (P80), e não pela liberação, não responde a essas mudanças de minério (**Malghan, S.G.**, 1986, e **Mc Ivor, R.E. e Finch, J. A.**, 1991).

Geralmente, o Coletor é adicionado na alimentação do moinho e o Espumante na descarga, ou no produto fino do classificador, para o caso de circuito fechado de moagem. Na opinião do **Modelo Operacional**, a moagem em circuito aberto, com baixo enchimento, permite uma excelente combinação de tamanhos entre a ganga e o minério do nosso interesse, evitando a produção de superfinos e permitindo que a ganga liberada, mesmo grossa, possa sair oportunamente do moinho. O grau de moagem deve levar em conta que o objetivo da etapa Rougher dos processos de concentração de massa é trabalhar apenas no Ponto de Equilíbrio, muitas vezes inferior que 90 ou 92%, bem abaixo dos valores procurados experimentalmente no laboratório; além disso, a operação do moinho pode ser devidamente otimizada, melhorando o sistema de classificação interna do moinho.

Foram comentadas as dificuldades de extrapolar resultados de moagem no laboratório com a escala industrial:

- Diferença de moagem: O moinho de batelada produz, para um determinado valor de P80, uma diferente distribuição granulométrica, para cada uma das substâncias componentes do minério, que a moagem em circuito contínuo. Por outro lado, como já comentado, a moagem em circuito aberto, com baixo enchimento de corpos moedores, libera as partículas de modo diferente que o clássico circuito fechado.
- Oxidação: Os testes em moinho de batelada produzem diferente liberação de íon ferro (na usina isso depende do revestimento do moinho, meio de moagem e nível de enchimento, entre outros fatores). O tempo de residência efetivo das partículas é maior no sistema batch. Além disso, como o moinho de laboratório é fechado, não acontece uma suficiente aeração na polpa. Estes fatores possuem um profundo efeito sobre as condições físico-químicas da polpa, especialmente nos sulfetos, que consomem grande quantidade de oxigênio (**Suttill K.R.**, 1990).

### 6.3.1 Circuitos de Moagem

*La utilización de circuitos cerrados de molienda es generalmente aceptada y es producto de una tradición de la propia determinación dos parámetros energéticos del modelo de Bond. El cierre del circuito encuentra, como única justificación, una tabla utilizada por fabricantes de equipos, que define factores de ineficiencia para los circuitos que pretenden ser proyectados para operar en abierto. Por ejemplo, este factor aumenta arbitrariamente en 20% el consumo específico de energía posible de obtener en molinos operando en circuito abierto, en comparación con el circuito cerrado, cuando la referencia de control granulométrico está basada en P80 (80% de partículas abajo del tamaño P), sin llevar en consideración el nivel de llenado de cuerpos moedores y, lo más importante, sin considerar las condiciones de liberación de la sustancia de nuestro interés en el producto, comprobadamente mejores para la molienda en circuito abierto.*

A utilização de circuitos fechados de moagem é comumente aceita e é produto de uma tradição da própria determinação dos parâmetros energéticos do modelo de Bond. O fechamento do circuito encontra, como única justificativa, uma tabela utilizada por fabricantes de equipamentos, que define fatores de ineficiência para os circuitos que pretendem ser projetados para operar em aberto. Por exemplo, este fator aumenta arbitrariamente em 20% o consumo específico de energia possível de obter em moinhos operando em circuito aberto, em comparação com o circuito fechado, quando a referência de controle granulométrico é baseada em P80 (80% de partículas abaixo do tamanho P), sem levar em consideração o nível de enchimento de corpos moedores e, o mais importante, sem considerar as condições de liberação da substância do nosso interesse no produto, comprovadamente melhores para a moagem em circuito aberto. Para uma melhor compreensão da diferença de capacidade de produção entre ambos os sistemas foi preparada a **Tabela 6.3.1** a seguir.

**Tabela 6.3.1** – Capacidade Relativa de Produção em Moinhos de Bolas

ENCHIMENTO (% Vol.)	FECHADO	ABERTO	OBSERVAÇÕES
16 a 25%	x ton/h	x ton/h	Não se justifica fechar o circuito
25 a 40%	y > x ton/h	(1) y ton/h (2) < y	P80A > P80F P80A = P80F
> 40%	z < y ton/h	Não funciona	Sistema ineficiente

Como indicado nesta tabela, a capacidade de produção é fortemente dependente do nível de enchimento de corpos moedores. Em geral, tem-se observado que a capacidade de produção atinge para cada situação específica (tipo de minério, corpo moedor, etc.) um determinado valor máximo a partir do qual o excesso de enchimento produz uma redução na capacidade de produção, com base num determinado valor de P80. A Tabela define aproximadamente estas faixas. A opção mais utilizada está na faixa de 25 até 40% de enchimento. Como temos visto ao longo do texto, mesmo resultando em um P80A um pouco superior ao observado para circuito fechado (P80F), o circuito aberto consegue igual ou até melhor grau de liberação ( $\Phi$ ), que é o que realmente interessa nessa operação.

Dependendo de condições próprias do minério, da operação e de características mecânicas do moinho, o **Modelo Operacional** tem demonstrado que existe um ponto ótimo para o nível de enchimento de bolas. Simulações para diferentes minérios, condições operacionais e tamanhos de moinhos, concluem que o valor ótimo de enchimento encontra-se normalmente na faixa de 20 a 25%, para o mínimo consumo específico de energia (Yovanovic A.P. e Moura H.P., 1991/1992/1993).

Pesquisadores japoneses (Nomura S. e Tanaka T., 1989) concluem que o valor ótimo de enchimento fica em torno de 40% para a máxima capacidade do moinho. Austin e outros (1982, 1984) afirmam, com base em experiências de pequena escala, que apesar de existir uma capacidade máxima de moagem na faixa de 40-45% de enchimento, o consumo específico de energia atinge um mínimo na faixa de 15-20%. Esta afirmação, baseada em observações práticas, é confirmada matematicamente, pela primeira vez, pelo **Modelo Operacional**. Na Alemanha a prática normal considera um enchimento médio de 22 a 30%, valor que consideramos ótimos, enquanto nos Estados Unidos (e em consequência nos países latino-americanos) o valor médio observado é próximo de 36% (Weiss N.L., 1985). Maurício R. Drumond (1990) relata experiência pessoal reduzindo a carga de bolas de 33 para 23%, sem perda no P80 do produto nem da capacidade de produção, poupando 3,0 kWh/ton de consumo específico e reduzindo o make-up de bolas de 1.200 para 800 g/ton.

### 6.3.2 Operação de Moinhos em Circuito Aberto

*Como veremos a seguir, para alcanzar los objetivos necesarios de liberación de la sustancia de nuestro interés, la molienda en circuito abierto no presenta problemas de capacidad de producción; además, el circuito abierto presenta menor inversión, menor costo de operación y, comprobadamente, mejores resultados metalúrgicos en la operación de flotación que sigue. Recientemente, experiencias de molienda con minerales con alta presencia de micas (Brasil, 2002) mostraron no apenas la factibilidad técnica de operar en circuito abierto de molienda, mas también la absurda recirculación del material micáceo producida por el circuito cerrado.*

Como veremos a seguir, para atingir os objetivos necessários de liberação da substância do nosso interesse, a moagem em circuito aberto não apresenta problemas de capacidade de produção; além disso, o circuito aberto apresenta menor investimento, menor custo de operação e, comprovadamente, melhores resultados metalúrgicos na operação de flotação que se segue. Recentemente, experiências de moagem com minérios com alta presença de micas (Brasil, 2002) mostraram não apenas a viabilidade técnica de operar em circuito aberto de moagem, mas também a absurda recirculação do material micáceo produzida pelo circuito fechado.

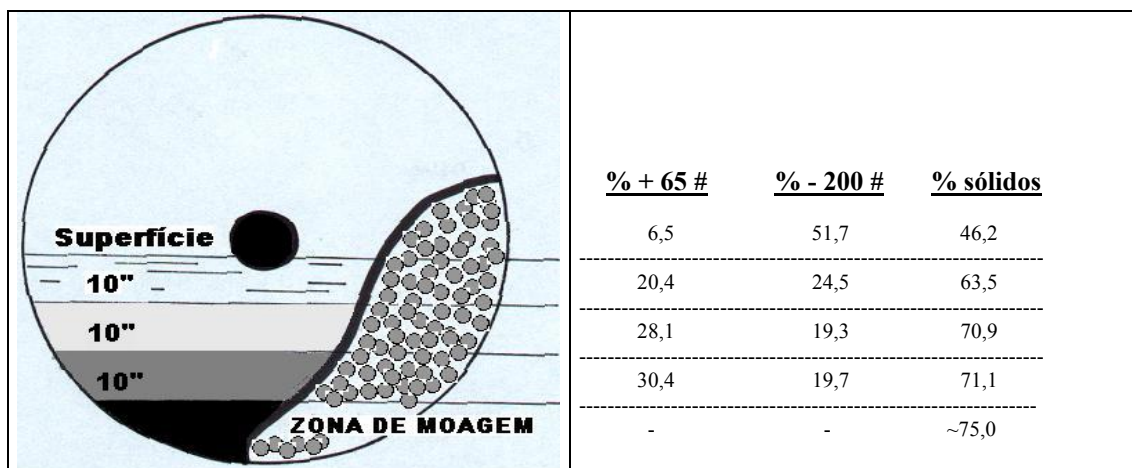
Na **Tabela 6.3.2** são resumidas as informações obtidas para um caso industrial de operação em Circuito Aberto, e que corresponde à usina de Copperhill (Cobre), Tennessee Copper Co., EEUU. (Moinho de Bolas de 7' x 10')

**Tabela 6.3.2** – Operação em Circuito Aberto (Lewis F.M., 1953)

Item	AGORA (ABERTO)	ANTES (FECHADO)
Carga de Bolas, tons	35	55
Nível de Enchimento, % Vol	29 %	45 %
Produção, ton/dia	2.250	2.130
Potência aplicada, HP	370	490
Consumo de Bolas, lb/ton	0,84	1,02
Moagem Sulfetos - 200 mesh	65 %	62 %
Moagem Ganga - 200 mesh	35 %	40 %
Rejeito Flotação: Cobre	0,068 %	0,08 %
Enxofre	2,5 %	4,0 %
Coletor (Etil Xantato) lb/ton	0,28	0,34

Como observado nas rotinas de cálculo do **Modelo Operacional**, pelos dados mostrados na Tabela 6.3.2, além de ficar demonstrada a viabilidade de operar moinhos em circuito aberto, fica comprovada a melhor eficiência energética e de liberação. Para o exemplo mostrado os resultados são surpreendentes, e não apenas são comprovadas as teses defendidas pelo **Modelo Operacional** (circuito aberto com baixo enchimento), mas foram também aumentadas a taxa de produção, a liberação de sulfetos e a recuperação do processo de flotação posterior.

**Myers, J.F.** (1957) discute com detalhes esse sub mecanismo (IMC) e, com ajuda dos técnicos da empresa Copperhill estuda o comportamento da polpa em camadas de 10 polegadas de profundidade, num corte transversal interno do moinho situado a 3 pés da boca de descarga, mais ou menos na metade do moinho. O moinho de Copperhill, operando a 63% de sólidos, produz um espessamento próximo de 75% na “zona de moagem”, definida pelo **Modelo Operacional** como a fração de volume mais profunda, cuja densidade se aproxima do teor de saturação da polpa, ou seja, próximo do valor observado no underflow do ciclone, como ilustrado na **Figura 6.3.1**.



**Figura 6.3.1** – Classificação Interna do Moinho Aberto, com Baixo Enchimento

**H. Hardinge**, Presidente da Hardinge Co., comenta que a gravidade específica do minério de Copperhill é de 4,2, que em relação à água equivale a 3,2. A velocidade de decantação numa polpa diluída (63% sólidos) produz o efeito ilustrado na Figura 6.3.1.

**J.F. Myers** complementa os resultados com os seguintes comentários:

- ❑ Operações industriais que moem normalmente materiais constituídos por diferentes espécies minerais, com diferentes gravidades específicas, produzem diferentes curvas: % passante vs. mesh, para cada substância.
- ❑ Os minérios mais pesados são moídos mais finamente.
- ❑ Ao atingir o tamanho de liberação definido pelos métodos convencionais (P80), muito minério já foi moído mais que o necessário (*overgrinding*).
- ❑ A diluição da polpa que alimenta o moinho é fundamental para produzir a classificação interna. Numa certa faixa de diluição não se observam perdas de capacidade, ou seja, a “zona de moagem” mantém a sua alta densidade. Myers testou com bons resultados diluições próximas de 35% de sólidos na alimentação.

### 6.3.3 Os Paradigmas da Moagem

A cominuição até hoje, constitui-se no maior item de investimento e de custo de operação dentro de uma usina convencional de tratamento de minérios. Por este motivo, o seu estudo teórico e desenvolvimento tecnológico tem sido uma grande preocupação dos centros de pesquisa, universidades, empresas de engenharia, fabricantes de equipamentos de mineração e das próprias empresas produtoras. A melhor compreensão destes fenômenos permitiria melhorar os métodos de cálculo, controle e otimização dos processos.

O desequilíbrio do conhecimento tecnológico existente entre os fundamentos teóricos do fenômeno e do avanço técnico-comercial dos equipamentos, tem criado uma certa perda de objetividade nas avaliações técnico-econômicas dentro do estudo de novos projetos, causando uma luta de mercado baseada mais na penetração de "culturas tecnológicas" do que no próprio raciocínio técnico e político das empresas produtoras. Por sua parte, na área de controle e otimização, a pouca compreensão fenomenológica do processo permite o aparecimento de modelos tipo "caixa preta", de alto custo, que pretendem entrar diretamente no mercado, muitas vezes sem dar a conhecer ou justificar seus fundamentos teóricos de suporte. Dentro deste contexto, o novo modelo ora proposto pode contribuir para melhorar a posição tecnológica das empresas frente às necessidades de investimento em novos projetos e de otimização de processos nesta área.

#### 6.3.3.1 O Circuito Fechado

A utilização de circuitos fechados de moagem é comumente aceita, e é produto de uma tradição da própria determinação dos parâmetros energéticos do modelo de Bond. O fechamento do circuito encontra, como única justificativa, uma tabela utilizada por fabricantes de equipamentos, que define fatores de ineficiência dos circuitos que pretendem ser projetados para operar em aberto. Por exemplo, este fator aumenta arbitrariamente em 20% o consumo específico de energia possível de obter em moinhos operando em circuito aberto, em comparação com o circuito fechado, quando a referência de controle granulométrico é baseada no P80 (80% de partículas abaixo do tamanho P), sem levar em consideração o nível de enchimento de corpos moedores e outras variáveis importantes.

**Barrat D.J. e Sochocky M.A.** (1982) recomendam os circuitos fechados de moagem, afirmando que desta forma seria reduzida a supermoagem do produto, aspecto que tem sido demonstrado industrialmente ser o contrário. Mais ainda, para a preparação de material de alimentação à moagem convencional, os mesmos Autores recomendam utilizar o circuito fechado de britagem. O **Modelo Operacional** discorda da validade do "paradigma" dos circuitos fechados, e tem observado que existe classificação hidráulica como fenômeno auxiliar dentro do próprio moinho, fenômeno este que foi comprovado industrialmente em numerosas oportunidades (**Forsund B. e outros**, 1988; **Lewis F.M.**, 1953), proporcionando melhores resultados à operação do circuito aberto de moagem. Forsund e outros demonstram que o novo moinho, operando em circuito aberto, consome quase 22% **a menos** de consumo específico de energia que os outros moinhos operando em circuito fechado (7,9 kWh/ton vs. 10,22 kWh/ton.). O novo moinho, também, apresentou uma redução de 33% no consumo de revestimentos e 14% no consumo de bolas. Tudo isto avaliado, em detalhe, durante cinco anos contínuos de operação. Para o caso da britagem, foi demonstrada a conveniência do circuito aberto.

*Se você não conhece as suas operações, encobre-as com cargas circulantes.*

### 6.3.3.2 Alto Nível de Enchimento

Dependendo de condições próprias do minério, da operação e de características mecânicas do moinho, o **Modelo Operacional** demonstra que existe um ponto ótimo para o nível de enchimento de corpos moedores. Simulações para diferentes minérios, condições operacionais e tamanhos de moinhos, concluem que o valor ótimo de enchimento encontra-se normalmente na faixa de 20 a 25%. Nenhum dos modelos convencionais demonstra esta importantíssima conclusão. Pelo contrário, a utilização de altos níveis de enchimento (36 a 40%) é de uso corrente nos projetos de instalações industriais, prejudicando, nas comparações técnico-econômicas, as alternativas convencionais de moagem. A prática normal de moagem, na Alemanha Oriental, considera o nível de enchimento de bolas na faixa de 22 a 30%, enquanto nos Estados Unidos o valor médio observado é próximo de 36%.

### 6.3.3.3 A Velocidade de Rotação

Até hoje, os fabricantes de equipamentos impõem uma determinada fração de velocidade crítica, segundo o diâmetro do moinho, de acordo com outra tabela por eles adotada, que não indica as razões desta nova arbitrariedade. Em análise computacional, o **Modelo Operacional** foi testado para diferentes níveis de enchimento e condições de operação, demonstrando que existe uma velocidade de rotação ótima para cada diâmetro de moinho. Na Figura 3.5.3 do item 3.5.2 foi mostrado graficamente o resultado da simulação feita em computador, para um caso particular, com dezenas de condições diferentes. Pode-se observar que existe nitidamente um ponto crítico, a partir do qual o consumo específico de energia, por tonelada adicional de material alimentado, praticamente é duplicado de forma significativa. Na mesma simulação observou-se que, para todos os diâmetros considerados, existe um valor mínimo de consumo específico de energia quando o moinho gira a 58% da sua velocidade crítica. Da observação desta Figura podemos entender, também, uma das razões pelas quais os moinhos de Bouganville, Nova Guiné, de 18 pés de diâmetro, que têm operado acima de 80% da sua velocidade crítica, como recomendado por alguns consultores, apresentaram alto consumo específico de energia em relação aos valores projetados.

### 6.3.3.4 O Diâmetro do Moinho

A análise conjunta do custo de investimento e de operação, normalmente conclui que é preferível considerar um moinho grande ao invés de vários pequenos, dentro do limite máximo de diâmetro acima do qual a energia é desperdiçada. Por outro lado, considerações técnicas acerca da construção e montagem de moinho de grande diâmetro, assim como a disponibilidade de peças de desgaste e de motores elétricos dentro de cada país, teria que definir os limites práticos do tamanho do moinho. **Barrat D.J. e Sochocky M.A. (1982)** afirmam que o maior diâmetro recomendável para a manter a máxima eficiência energética é de 5,0 m (16,5').

A abordagem energética do modelo do processo, a partir da experiência de Bond, apresenta no projeto Bouganville seu principal fracasso técnico, como tem sido duramente criticado pelos partidários do modelo cinético ou populacional. No nosso entender, o diâmetro máximo, segundo as características do minério e necessidades de cominuição, foi ultrapassado (18 pés de diâmetro) e, segundo foi comentado no item anterior, a velocidade crítica do moinho é muito superior ao valor estimado pelo **Modelo Operacional**.

A abordagem energética é aperfeiçoada com um novo fator de correção adotado por fabricantes de equipamentos, que atribui, paradoxalmente, maior eficiência energética à medida que o diâmetro do moinho aumenta. Simulações feitas em computador (Figura 3.4.1, item 3.4.1), utilizando a fração de velocidade crítica sugerida pelos fabricantes, demonstram que, ao contrário do indicado por eles, a eficiência energética varia inversamente proporcional ao aumento do diâmetro do moinho (aumenta o consumo específico de energia).

### 6.3.3.5 Moinhos Semi-autógenos

O consumo unitário de energia pode ser até 25% superior para os sistemas semi-autógenos quando comparados com sistemas convencionais de britagem e moagem (**Barrat D.J. e Sochocky M.A.**, 1982), o qual é confirmado na simulação mostrada na Figura 3.5.2, para baixos níveis de enchimento (4 a 8%).

Nas comparações feitas entre sistemas convencionais vs. sistemas semi-autógenos, muitos consultores externos utilizam o método do *net power* para verificar os parâmetros energéticos em experiências piloto, favorecendo as alternativas semi-autógenas.

A fabricação de equipamentos de tratamento de minérios, principalmente de cominuição, é monopolizada por uma gigantesca corporação multinacional, cuja tendência é comercializar "tecnologias" e não equipamentos padronizados, eliminando deste modo a possível concorrência de fabricas locais ou de pequenos fabricantes independentes. A hipótese de utilizar sistemas autógenos ou semi-autógenos movimentam toneladas de minérios até centros especializados, normalmente no exterior, onde estas tecnologias acabam freqüentemente beneficiadas. Grandes moinhos com motores de alta potência, que só podem ser fabricados em determinados lugares, são geralmente recomendados.

O sistema convencional de cominuição, quando bem otimizado, contrapõe-se a toda esta estratégia comercial, porquanto, além de resultar mais econômico, torna o trabalho experimental muito simples, e moinhos de tamanho normal podem ser dimensionados e construídos em fábricas locais, evitando a fuga de divisas para o exterior, que envolve muitas vezes o pagamento de caríssimas consultorias, testes de plantas-piloto, fretes, royalties e o próprio equipamento, além de evitar a dependência tecnológica durante a vida toda do projeto.

A utilização de sistemas autógenos ou semi-autógenos não é adequada para minérios muito heterogêneos, pois impede a pré-concentração do minério e também a retirada antecipada das lamas naturais, as quais se misturam com os finos gerados na moagem. Estes sistemas não levam em consideração a seletividade nas operações de cominuição, de modo que além do seu maior custo operacional e dependência tecnológica de fornecedores externos, metalurgicamente não é uma boa solução de cominuição com fins de concentração de minérios. O **Capítulo 7** é totalmente dedicado a estas tecnologias.

### 6.3.3.6 Altas Cargas Circulantes

A utilização de circuitos fechados de moagem é comumente aceita, e é produto de uma tradição da própria determinação dos parâmetros energéticos do modelo de Bond, cuja experiência em laboratório é feita para circuitos fechados. O moinho industrial que utilizou Bond como referência, operava com 35% de enchimento de bolas e com 250% de carga circulante, não permitindo produzir uma adequada classificação internamente no moinho.



Esta deficiência operacional, para condições de alto nível de enchimento, é compensada por C. Rowland que define um fator de ineficiência, denominado  $EF_2$ . Este fator arbitrariamente aumenta em 20% o consumo específico de energia para moinhos operando em circuito aberto, quando a referência de controle granulométrico é baseada em P80 (80% de partículas abaixo do tamanho P). A abordagem energética apresenta neste fenômeno secundário o seu ponto mais fraco, porque não considera nenhuma correção nem estima ponto ótimo de carga circulante para circuitos fechados, permitindo que o estado estacionário seja atingido pela simples satisfação hidráulica do próprio equipamento classificador.

Os modelos cinéticos introduzem um modelo auxiliar para a função classificação, cujo desenvolvimento teórico, a nosso entender, também ficou muito longe das características reais do fenômeno. **Herbst e outros**, ainda sem divulgar detalhadamente seu modelo, criam uma rotina de cálculo de alta complexidade, que pretende representar a eficiência do classificador e carga circulante de maneira independente das causas que motivaram a necessidade de recircular a massa, como veremos mais adiante. **Lynch**, por sua parte, fecha automaticamente o circuito pela simples probabilidade de retorno daquelas partículas não atingidas por corpos moedores. **Johnstone e Rais** (1988) reportam o incremento de 10% de capacidade, para o mesmo produto, mediante a redução de 200% na carga circulante (400 para 200%).

Em resumo, para circuitos fechados de moagem o **Modelo Operacional** tem demonstrado que, segundo a granulometria pretendida para ao produto, a carga circulante do sistema teria que variar entre 50 a 100%, no máximo. Lembramos que só a bomba centrífuga que alimenta ao hidrociclone, consome entre 1 a 1,5 kWh/t de minério processado pelo moinho. Por outro lado, a redução da carga circulante traz consigo um incremento na densidade da polpa do **overflow**, reduzindo as necessidades de espessamento, maximizando o tempo de residência nas operações unitárias posteriores e reduzindo o consumo e o bombeamento de água dentro do processo.

### 6.3.3.7 A Dupla Ciclonagem

*Uno de los métodos más recientes en el intento de mejorar el desempeño de la clasificación del circuito cerrado de molienda, es la doble etapa de hidrociclones. Se pretende, en resumen, el uso (y la venta) de otro equipo repasando el underflow del anterior para tentar corregir o error hidráulico del equipo actual. Lo que acontece con el segundo ciclón, en realidad, es la reducción de la carga circulante del circuito, aumentando el SPLIT de masa por el overflow trayendo consigo los beneficios obvios de ese hecho. Algunas plantas de beneficio de Fosfato, en Brasil, han conseguido efecto similar únicamente inclinando el hidrociclón existente, mudando la distribución hidráulica overflow/underflow. La misma solución fue adoptada en el proyecto Bouganville. La solución propuesta por el **Modelo Operacional** es de siempre tentar operar en circuito abierto y, en el caso de resolver cerrar el circuito, definir la carga circulante necesaria para el sistema, según el error de clasificación interna del propio molino, y sugerir la instalación de clasificador **adecuado**, que permita retornar al molino apenas aquella fracción de masa. Siguen algunas citaciones cronológicas, extraídas de la literatura especializada, sobre los efectos reales del doble cicloneado.*

Um dos métodos mais recentes na tentativa de melhorar a performance da classificação do circuito fechado de moagem, é a dupla ciclonagem. Pretende-se, em resumo, o uso (e a venda) de mais um equipamento repassando o *underflow* do anterior para tentar corrigir o erro hidráulico do equipamento atual.

O que acontece com o segundo ciclone, na realidade, é a redução da carga circulante do circuito, aumentando o SPLIT de massa pelo *overflow* trazendo consigo os benefícios óbvios desse fato. Algumas usinas de beneficiamento de Fosfato, no Brasil (**Busnardo e outros**, 1984), têm conseguido efeito similar unicamente inclinando o hidrociclone existente, mudando a distribuição hidráulica *overflow/underflow*. A mesma solução foi adotada no projeto Bouganville.

A solução proposta pelo **Modelo Operacional** é de sempre tentar operar em circuito aberto e, no caso de resolver fechar o circuito, definir a carga circulante *necessária* para o sistema, segundo o erro de classificação interna do próprio moinho, e sugerir a instalação de classificador **adequado**, que permita retornar ao moinho só aquela fração de massa. Seguem algumas citações correlatas extraídas da literatura especializada sobre os efeitos reais da dupla ciclonagem:

***“DOUBLE CYCLONING MAY STANDARD PRACTICE IN THE FUTURE IN ORDER TO REDUCE CIRCULATING LOADS AND INCREASE MILL CAPACITIES.”***

*“SME – Mineral Processing Plant Design”*

2<sup>nd</sup> Edition, Mular, Bhappu, Editors, 1980 (pag. 834)

***“THE INCLINED POSITION WORKED WELL BECAUSE IT CHANGED THE WATER SPLIT IN THE CYCLONE, AND THE CIRCULATION LOAD IN THE MILLS DROPPED FROM 250% TO 150%.”***

Ruben Tello Flores

*“La Caridad Concentrator Plant”*

COPPER 91 – COBRE 91, Volume II, Mineral Processing and Process Control.

Edited By G. S. Dobby, S. A. Argyropoulos and S. R. Rao, 1991, pp. 35 – 51.

***“...THE RECIRCULATING LOAD ON PRIMARY BALL MILL N° 1 OPERATING IN CLOSED CIRCUIT WITH THE INCLINED HYDROCYCLONES WAS REDUCED FROM APPROXIMATELY 350% TO APPROXIMATELY 200%. BALL MILL N° 1 THROUGHPUT INCREASED APPROXIMATELY 10%.”***

W. E. McCulloch, Jr.

*“Mill Expansions at Freeport Indonesia – four – fold production increase in a decade.”*

COPPER 91 – COBRE 91, Volume II, Mineral Processing and Process Control.

Edited By G. S. Dobby, S. A. Argyropoulos and S. A. Rao. 1991, pp. 3 - 17

### **6.3.3.8 Pilha de Homogeneização**

Obriga a homogeneizar minérios que, muitas vezes, poderiam ter sido separados anteriormente, justamente aproveitando a sua heterogeneidade. A etapa de pré-concentração, ao retirar os materiais grossos e duros que possuem baixo teor de substância de interesse, permitiria, agora sim, contar com um minério relativamente homogêneo.

## 6.4 Estado Estacionário e Equações de Continuidade

### 6.4.1 Estado Estacionário

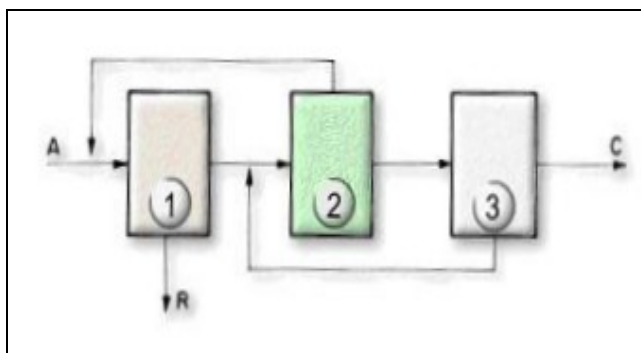
*De forma diferente al sistema batch, en el sistema continuo los productos fluyen constantemente por el equipo de contacto y, en estado estacionario, no existen mudanzas de concentración con respecto al tiempo, o sea, el tiempo no es una variable y la molienda ocurre ahora en la medida en que la pulpa fluye a través del equipo de contacto. En el sistema dinámico el volumen del equipo es la variable a medir.*

Diferentemente do sistema batch, no sistema contínuo os produtos fluem constantemente pelo equipamento de contato e, em estado estacionário, não existem mudanças de concentração com respeito ao tempo, ou seja, o tempo não é uma variável e a moagem acontece agora na medida em que a polpa flui através do equipamento de contato. No sistema dinâmico o volume do equipamento é a variável a ser medida.

No Item 4.4 foi analisado o sistema RTD (Residence Time Distribution), onde o tempo de residência é estimado mediante o uso de traçadores químicos. Na falta de distribuição por RTD, alguns modelos assumem as características típicas de tempo de residência em operações contínuas, por exemplo, o tempo do sistema tubular ("plug") onde todas as partículas demoram o mesmo tempo, ou o sistema chamado de misturador perfeito ("fully mixed") onde existe completa homogeneidade na polpa e, dentro do moinho, todo o material possui a mesma probabilidade de ser moído ou de sair dele. Como já indicado, o **Modelo Operacional** não tem interesse em estudar o perfil de velocidades de flotação, mas apenas os valores de equilíbrio do sistema, garantindo na escala contínua o tempo mínimo de moagem (TZ) e da função transporte  $t$ , para que a **liberação ( $\Phi$ )** definida para a operação estudada seja atingida pelo equipamento industrial.

### 6.4.2 Equações de Continuidade

A Equação de Continuidade introduzida pelo **Modelo Operacional** corresponde à 2ª Lei do modelo, que estabelece uma relação de continuidade analítica entre as operações integrantes de um processo. A 2ª lei é utilizada para abrir os processos fechados, cuja avaliação normalmente é feita como uma "caixa preta", onde apenas os resultados finais do processo são avaliados, sem considerar a performance individual das partes integrantes; neste caso em particular, do sistema de moagem e de classificação. Na **Figura 6.4.1** é ilustrado um esquema típico de processo por etapas, com reciclo de massa entre eles.



**Figura 6.4.1** – Esquema de Processo por Etapas

A Segunda Lei do **Modelo Operacional** estabelece que, em processos entre diversas operações, a eficiência geral do sistema pode ser expressa em função da eficiência das operações individuais que compõem o processo. Para um processo com *concentração de massa*, avaliado em função da Recuperação Metalúrgica da substância de interesse, a Segunda Lei estabelece:

$$R_{\text{total}} = f(R_1, R_2, R_3) \quad (6.1)$$

E para o caso particular da Figura 6.4.1:

$$R_{\text{total}} = \frac{R_1 \times R_2 \times R_3}{1 - R_1(1 - R_2) - R_2(1 - R_3)} \quad (6.2)$$

Como definido no item 1.6, as equações de continuidade para as operações de moagem podem ser expressas em função da eficiência na produção de partículas abaixo do P80 desejado (ou acima da liberação desejada), levando em consideração que a eficiência total é de 80%. Também foi definido que existe o conceito de *eficiência absoluta* (**Em**, **Ec**) para o moinho e o ciclone, respectivamente, operando “em aberto” e a *eficiência dinâmica* (**Em'**, **Ec'**), quando a eficiência dos equipamentos esteja sendo afetada pelo outro, como acontece com a operação com cargas circulantes.

O estabelecimento da Equação de Continuidade, como elemento de otimização e controle para os circuitos, permite uma eficiente visão do circuito como um todo, onde as melhores estratégias de controle podem ser criadas, levando em consideração a operação otimizada de cada parte e, como consequência, do circuito como um todo. Na **Figura 6.4.2** estão ilustradas quatro alternativas básicas de moagem, para sistemas de uma etapa, junto com as suas correspondentes equações de continuidade.

### Exercício 1:

*Comparemos a operação entre o circuito fechado com pós-classificação (o mais utilizado na indústria) e o sistema aberto proposto pelo **Modelo Operacional**.*

*Sem considerar ainda as enormes vantagens de seletividade e de custo operacional proporcionadas pelo sistema aberto, suponhamos que ambos circuitos apresentam os mesmos resultados granulométricos (ou de liberação) esperados.*

$$Et'(\text{fechado}) = Et(\text{aberto})$$

Da Figura 6.4.2:

$$\frac{Em' Ec'}{1 - Em'(1 - Ec')} = Em$$

*A eficiência dinâmica do moinho fechado é:*

$$Em' = Em / [Ec' + Em(1 - Ec')]$$

*Mas,  $Em > 1$  e  $Ec' < 1$ , então:  $Ec' + Em(1 - Ec') > 1$*

Por tanto,

$$\boxed{Em' < Em}$$

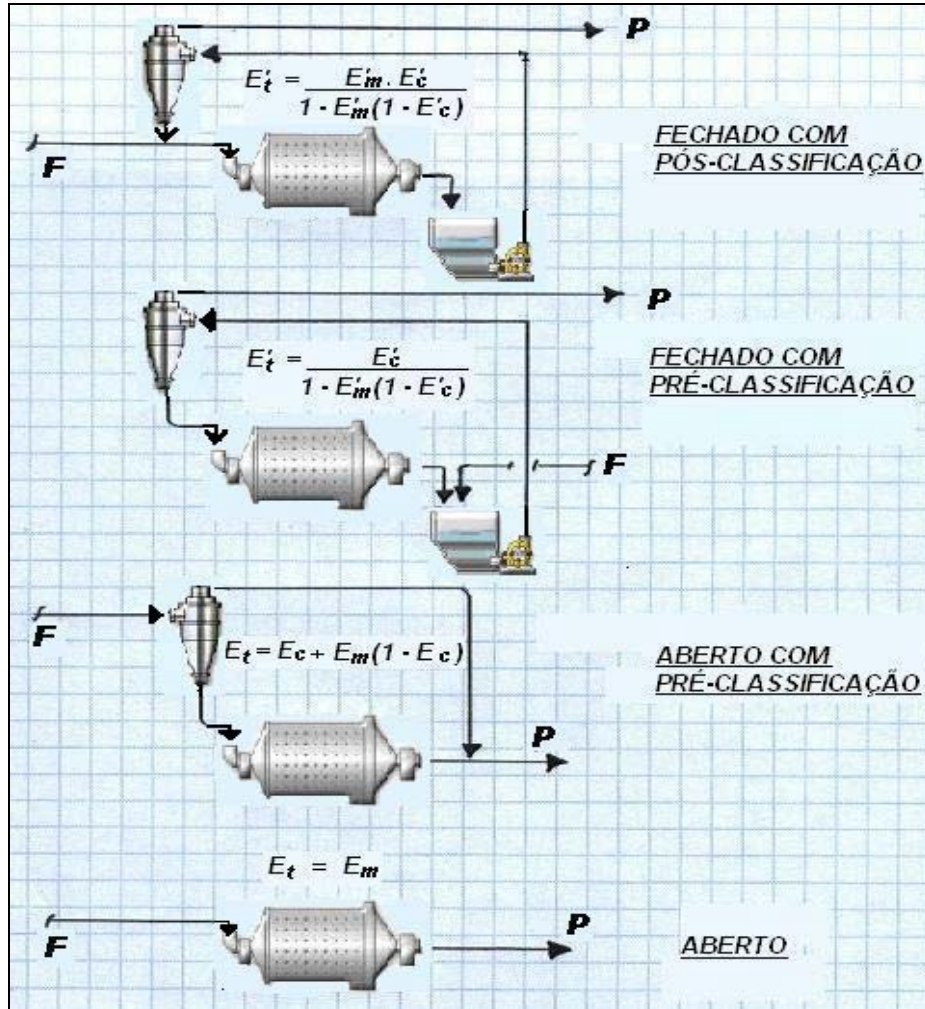


Figura 6.4.2 – Alternativas Básicas de Moagem

**Exercício 2:**

O efeito da pré-classificação é muito útil em alguns circuitos de moagem, principalmente quando o material alimentado contém excesso de finos, mas, o fechamento do circuito, mesmo com pré-classificação, não é aconselhado pelo Modelo Operacional. Comparemos um circuito aberto com pré-classificação, como ilustrado na **Figura 6.4.3**, com o mesmo circuito, apenas que fechado. As equações de continuidade de ambos circuitos estão na Figura 6.4.2.

$$E_t' = \frac{E_c'}{1 - E_m'(1 - E_c')} = E_t = E_c + E_m(1 - E_c)$$

**FECHADO** **ABERTO**

$$E_c' = E_t [1 - E_m'(1 - E_c')]$$

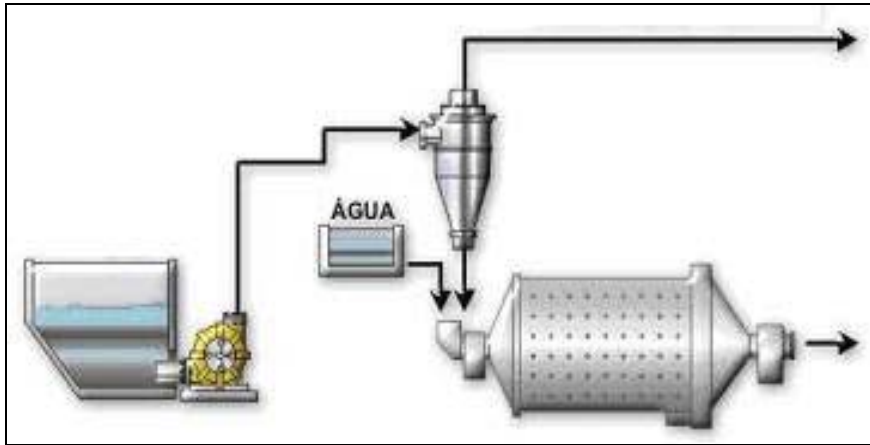
$$E_c' = E_t - E_t E_m'(1 - E_c')$$

$$E_m' = \frac{E_t - E_c'}{E_t(1 - E_c')}$$

Mas,

$$E_t = E_c + E_m(1 - E_c)$$

$$E_m' = \frac{E_c + E_m(1 - E_c) - E_c'}{E_t(1 - E_c')}$$



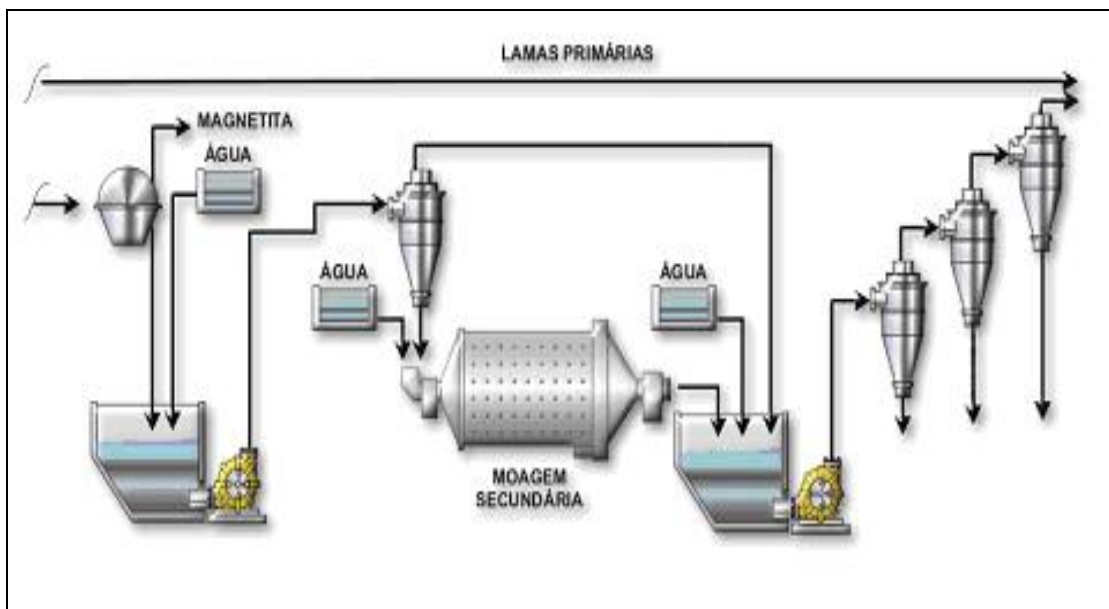
**Figura 6.4.3** – Circuito Aberto com Pré-Classificação

A eficiência dinâmica dos classificadores (qualquer um) diminui junto com o aumento da carga circulante, como será visto no item 6.4.3, de modo que numa condição limite, mesmo se fosse possível que  $E_{c'} = E_c$ ,

$$E_{m'} = E_m / E_t$$

Também,  $E_t > 1$ , de modo que:  **$E_{m'} < E_m$**

Na **Figura 6.4.4** é ilustrado um circuito de maior complexidade. As operações de separação magnética, de hidrociclones, etc., também podem ser estabelecidas em função de equações de continuidade.



**Figura 6.4.4** – Operações Compostas de Moagem

## 6.5 Operação com Hidrociclones

De acordo com os conceitos introduzidos ao longo deste texto, o hidrociclone teria que ser re-discutido nas operações de moagem, tanto pelo fato de não ser necessário nos circuito de moagem em aberto, como recomendado pelo Modelo Operacional, como pelo fato de tratar-se de equipamentos que impõem as leis da hidráulica por sobre as necessidades metalúrgicas do processo, quando utilizados em circuitos fechados.

### 6.5.1 Sistema Fenomenológico da Hidrociclonagem

Do ponto de vista do **Modelo Operacional**, o hidrociclone é fundamentalmente um componente hidráulico, que atende primeiramente às leis da mecânica de fluidos de onde surgem, da sua aplicação, as primeiras limitações:

1. Capacidade Hidráulica (Q), de acordo ao seu tamanho.
2. Divide fluxos: Underflow e Overflow, de acordo com a relação (pressão / área) do APEX e do VORTEX.

Ainda sem considerar aspectos de design como velocidade e área de entrada, distância "h" da zona de centrifugação, etc., o hidrociclone cria um gradiente de força centrífuga do centro até as paredes do cilindro, onde as partículas mais grossas e pesadas se deslocam num meio viscoso, cumprindo as leis de transporte de quantidade do movimento.

Então, acontece que:

3. Aumenta a densidade da polpa no lado do Underflow.

O aumento de densidade, dentro da divisão dos fluxos (APEX/VORTEX), produz:

4. Partição da massa entre o OVERFLOW e o UNDERFLOW

Finalmente, **como consequência**, esta divisão de massa irá acontecer em algum ponto da faixa granulométrica característica do fluxo alimentado. Ou seja:

5. O hidrociclone produz um "Corte" granulométrico, com uma determinada eficiência e nitidez.

### Princípios do Modelo Operacional para a Operação com Hidrociclones

1. O hidrociclone é eminentemente um equipamento hidráulico, submetido às **Leis da Hidráulica**. O "corte" sobre a granulometria de um fluxo resulta como uma consequência derivada de outros fatores.
2. Aumentar ao máximo possível a porcentagem de sólidos das polpas, até um valor que mantenha a viscosidade cinemática num valor entre 5 e 10 centipoises, com pico máximo de 30 cp, valor experimental encontrado em polpas de minério á partir da qual o aumento da porcentagem de sólidos produz um acelerado aumento de viscosidade.
3. O fluxo que foi separado não deve voltar atrás, pois "envenena" o circuito e ofusca a avaliação e o controle individual da respectiva operação unitária.
4. Não misturar fluxos que devam ainda ser classificados (Ex: não misturar lamas naturais com ultrafinos gerados na moagem).
5. Procurar sempre obter e manter, no underflow, o teor de saturação da polpa (máxima densidade) mantendo a descarga por spray.
6. Preferentemente, limpar ou re-classificar a polpa pelo lado do OVERFLOW, repassando este fluxo em nova ciclonagem, e não pelo UNDERFLOW (desde que seja cumprido o princípio no. 5). Ou seja, frente á decisão de "garantir" um dos produtos numa operação unitária de hidrociclonagem, normalmente é preferível garantir uma adequada descarga pelo UNDERFLOW e continuar trabalhando com o OVERFLOW.

## 6.5.2 Controle Operacional e Dimensionamento

A classificação por hidrociclones é uma operação unitária tão importante como qualquer outra. Ela deve ser controlada, operada e periodicamente otimizada. Dependendo do grau de complexidade e da facilidade para extrair dados de processo, na **Figura 6.5.1** é ilustrado um esquema típico para controle periódico das operações de hidrociclonação. A operação dos hidrociclones é de grande importância, não apenas pelos custos em água e energia possíveis de reduzir, mas pelo maior controle e estabilidade da Usina.

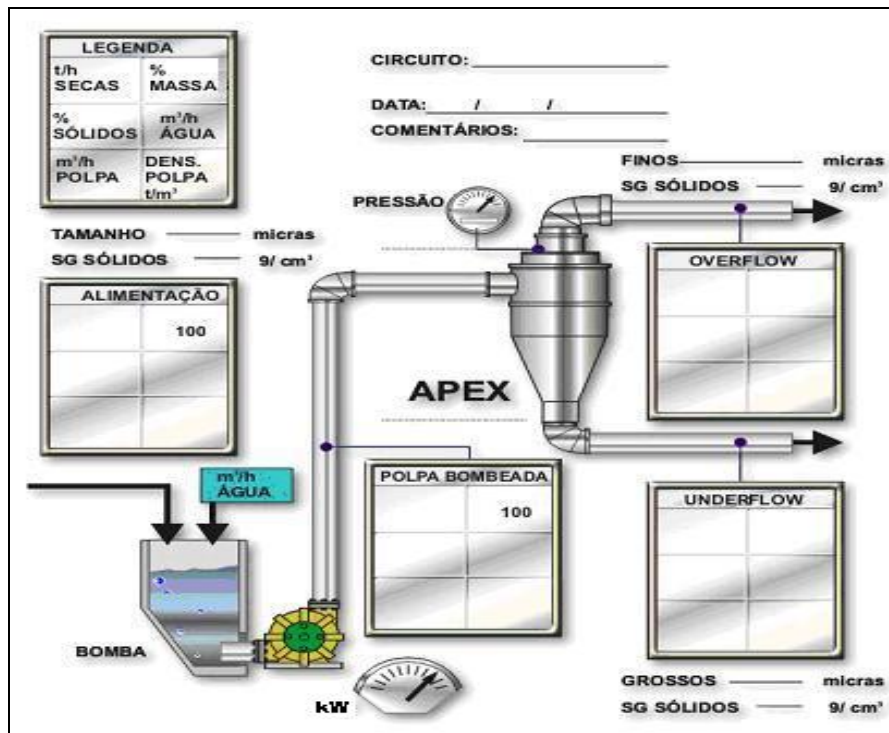
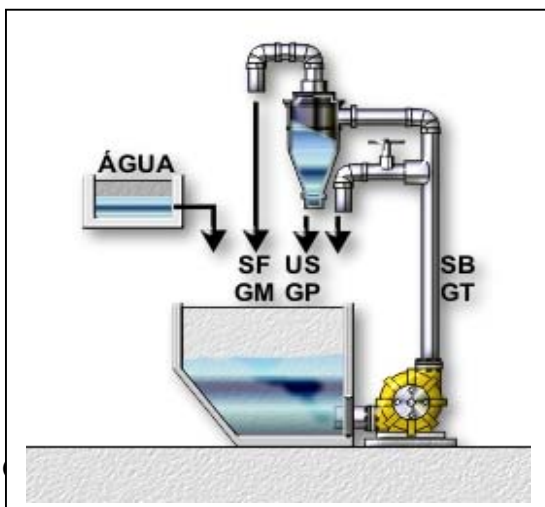


Figura 6.5.1 – Controle Operacional de Hidrociclones

### 6.5.2.1 Banco de Provas para Hidrociclones

□ Para hidrociclones de 2" e 4" Ø:



POLPA: Amostra da Usina.

DETERMINAR:

- % sólidos alimentação (**SB**): Definir uma faixa mínima / máxima para condições:  
**SB** máx: --- viscosidade  $\leq 10$  cp  
**SB** mín: --- redução de **US**
- % sólidos Underflow (**US**). Definir o limite de "saturação" da densidade da polpa, mantendo a descarga por "spray".



- Testar e definir o APEX do ciclone.
- Definir pressão mínima, como critério de reduzir o número de ciclones do manifold.
- Conferir e medir porcentagem de sólidos no overflow (SF).
- Conferir comportamento de separação do material por espécies (ex: magnetita). Medir gravidade específica da polpa: média (GT) no overflow (GM) e no underflow (GP).
- Estabelecer o "corte" e sua eficiência e nitidez.

Para hidrociclones de tamanhos superiores é utilizado parcialmente o banco de provas para 4" Ø, para definir SB e US, e o simulador OPERACLONE (do Modelo Operacional). Para a operação de circuitos fechados de moagem mediante a utilização de hidrociclones é fundamental o adequado dimensionamento hidráulico do circuito.

### 6.5.2.2 Exemplo

**Reyes-Barahona, J.L.** (2001) descreve alguns detalhes sobre o projeto polimetálico de El Pilón (Méjico). Um projeto simples, de 25 t/h, para produzir polpa com 57% - 75 µm e aproximadamente 60% de sólidos, que alimenta um processo de lixiviação. O moinho está bem dimensionado, e utiliza quase 95% da sua potencia instalada (apesar de operar com 40% de enchimento e alto % de sólidos: 75,6%, muito longe da sua possível condição otimizada). O projeto não apenas considera erradamente a utilização de circuito fechado, mas, devido à instalação de um hidrociclone superdimensionado, a operação do circuito atinge quase 600% de carga circulante e 19% de sólidos no overflow do ciclone, motivo pelo qual foi instalado um espessador, para atingir a densidade desejada.

A gravidade específica do material alimentado é de 2,8, de modo que a vazão de polpa descarregada pelo moinho, operando a 60%, que é o valor necessário para a lixiviação, seria de:

$$Q = 25 \text{ t/h} (100 - 60) / 60 + 25 / 2,8 = 25,6 \text{ m}^3/\text{h}$$

O ciclone de 10"Ø possui uma capacidade hidráulica entre 22 a 75 m<sup>3</sup>/h.

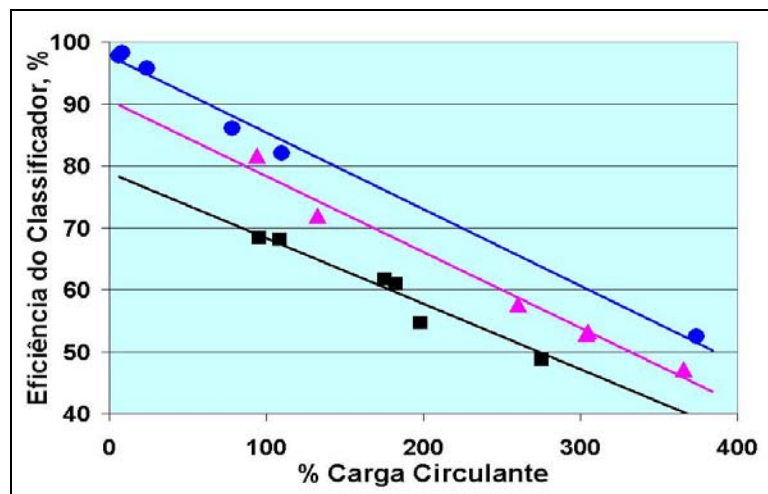
Mesmo em circuito fechado, este hidrociclone pode atender até quase 200% de carga circulante. O problema foi que a usina instalou um ciclone de 20"Ø, com capacidade hidráulica de 115 a 270 m<sup>3</sup>/h, e bomba adequada para esta vazão. Este sistema não se satisfaz com 25,6 m<sup>3</sup>/h, pois não atinge pressão suficiente de alimentação. Por este motivo, a usina opera normalmente com *600% de carga circulante e 222 m<sup>3</sup>/h de vazão alimentada ao ciclone*, utilizando água em excesso, diluindo desnecessariamente a polpa no overflow, para 19% de sólidos, e obrigando a utilizar o espessador para retirar esta água em excesso. Tudo isso não é um problema de moagem, é apenas um problema de layout e de dimensionamento hidráulico errado do ciclone. O ciclone manda no moinho e não ao contrário.

Estudos de "otimização" relatados pelo Autor antes citado, visando um menor tamanho na descarga (P80), ao invés de resolver esta situação esdrúxula, concluem na necessidade de instalar um segundo moinho, em série, também em circuito fechado, com outro ciclone de 20"Ø, com a correspondente bomba, etc. Por outro lado, pelo fato de tratar-se de minério polimetálico, o trabalho esqueceu conferir a gravidade específica dos componentes, particularmente entre a massa reciclada e a massa nova alimentada; para o caso deste exemplo, o Autor considerou o mesmo valor, de 2,8 para todos os fluxos avaliados.

### 6.5.3 Otimização Operacional

#### 6.5.3.1 Eficiência Dinâmica dos Classificadores

Durante a execução de estudos de laboratório e em planta piloto, para um projeto de beneficiamento de sulfetos de Cobre, no Brasil (Yovanovic, 1987), o Autor coletou dados de operação de diversos circuitos fechados de moagem. Em laboratório, com instalação para 200 kg/h, fechando o circuito de moagem com micro-peneira; em usina piloto, de 2,5 t/h, fechando o circuito com classificador de espiral; e, experiências industriais de usina de Cobre, também no Brasil (Yovanovic, 1988), com circuito de moagem fechado com hidrociclones. Os dados coletados são colocados em forma de gráfico na **Figura 6.5.2** a seguir.



**Figura 6.5.2** – Eficiência Dinâmica de Classificadores ( $E_c'$ )

A linha superior corresponde ao circuito fechado de moinho piloto, de 200 kg/h, em circuito fechado com micro-peneira. A eficiência absoluta ( $E_c$ ) deste equipamento, sob o rígido controle proporcionado no ambiente de laboratório, atinge quase 98 %. A linha intermediária corresponde a dados coletados em usina industrial, para hidrociclones, onde se observa que a eficiência absoluta pode atingir quase 90%, como antes comentado. O classificador de espiral é o mais ineficiente entre os três tipos avaliados, e sua eficiência absoluta atinge apenas 80%.

#### 6.5.3.2 Qualidade da Massa Reciclada

Nas experiências industriais citadas no item anterior (Yovanovic, 1988) junto com o aumento da carga circulante aumenta a **proporção e a quantidade de massa ao redor da malha de referência** (neste caso, de 149  $\mu\text{m}$ , ou 100 #), congestionando o sistema (moinho, classificador e bomba) de mistos críticos, que são, obviamente pela sua proximidade da malha de referência, menos seletivos na classificação. Este fenômeno acontece com qualquer operação unitária que opera em sistema fechado (como por exemplo, o Rougher com Scavenger, na flotação). A acumulação deste material prejudica todas as operações, pelo aumento de viscosidade da polpa (mesmo com similar % de sólidos, a polpa “limpa” de cargas circulantes é menos viscosa que a polpa “suja” reciclada), que prejudica as operações de classificação e a seletividade dentro do moinho. Na **Tabela 6.5.1** são apresentados os dados relativos à fração 150 a 65 # (105 a 210  $\mu\text{m}$ ) extraídos de usina industrial de beneficiamento de sulfetos de Cobre antes mencionada.

**Tabela 6.5.1** - Acumulação de Mistos e Eficiência de Hidrociclones (Yovanovic, 1988)

CARGA CIRCULANTE	DESCARGA 105 a 210 µm		Ec
	%	t/h (base 100)	
Alimentação Nova	3,5	3,5	90
94	19,26	37,4	81,6
261	22,68	81,9	57,6
429	24,65	130,4	47,6

Tavares e Kreisler (2004) comentam que, para moagem industrial de minério de ferro, em circuito fechado, devido à carga circulante partículas de minério de ferro contidas num determinado intervalo de tamanhos no produto do moinho eram mais resistentes do que aquelas presentes na sua alimentação.

Yovanovic (2003) durante a execução de estudo de Diagnóstico Técnico em usina de concentração de rocha fosfática, verifica que o moinho secundário opera aproximadamente com 560% de carga circulante. O circuito possui pré-classificação com 5 hidrociclones e observa-se que o material novo alimentado ao sistema (não magnético proveniente dos separadores) apresenta 41,5% de partículas já prontas, abaixo de 149 µm. Ou seja, para o total de 557 t/h daquele fluxo, apenas 326 t/h precisariam alimentar o moinho secundário. Isto é:

$$557 \times (100 - 41,5) = 326 \text{ t/h.}$$

No balanço se observa que pelo moinho transitam 2.143 t/h. Ou seja,

$$((2143 / 326) \times 100) - 100 = 557\% \text{ CC}$$

E o hidrociclone,

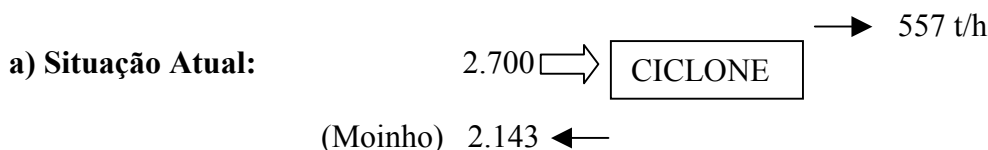
$$((2700 / 557) \times 100) - 100 = 385\% \text{ CC}$$

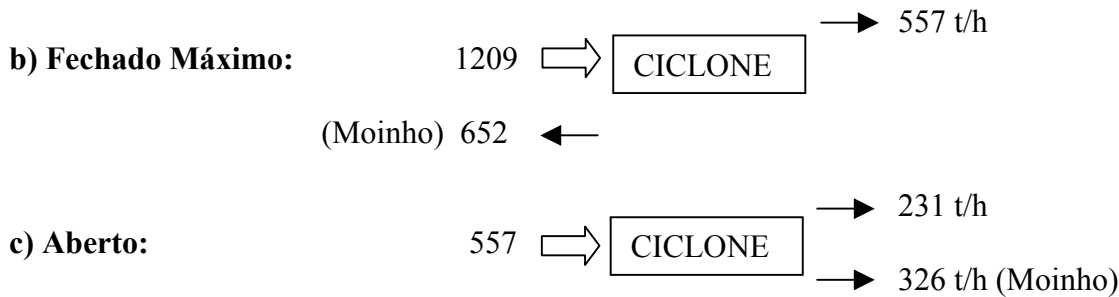
Na usina estudada observa-se claramente uma das características mais negativas da carga circulante, para qualquer operação unitária: a **acumulação de middlings ao redor do "corte" da etapa** (neste caso, 149 µm). Por exemplo, somando as faixas de 210 a 74 µm, resultam os valores mostrados na **Tabela 6.5.2**.

**Tabela 6.5.2** - Acumulação de Mistos na Carga Circulante (Yovanovic, 2003)

Item	Alimentação Nova	Descarga do Moinho
% Massa Acumulada (parcial)	25,2%	45,3%
t/h	140,4	970,8

O Modelo Operacional tem estabelecido que, na pior das hipóteses, mesmo com o máximo nível de enchimento, a combinação do erro da classificação hidráulica do próprio moinho com o erro da classificação do hidrociclone, não podem elevar a carga circulante acima de 100%. Esta situação significaria uma importante redução na vazão bombeada (água e energia) e na quantidade de hidrociclones em operação (talvez apenas dois seriam necessários). Isto é,





Existe a idéia - defendida por fabricantes de equipamentos - na qual altas cargas circulantes propiciariam maior taxa de produção e melhor controle granulométrico do produto. Obviamente, completos estudos deverão ser feitos para cada caso, mas, a nossa recomendação é de efetuar em todos os casos um estudo específico para **reduzir gradativamente o nível de carga circulante**, acompanhado de uma redução do nível de enchimento, verificando passo-a-passo a possibilidade de, numa última etapa, "abrir" o circuito de moagem, reduzir o enchimento de bolas e otimizar o tamanho da bola de reposição.

### 6.5.3.3 Influencia da Densidade das Partículas

No item 2.3.1 foi estudado o efeito da densidade das partículas nas operações de moagem. Nesta análise foi verificado que as substâncias de maior densidade atingem menor tamanho e, para o caso de operações em circuito fechado, elas se concentram no *underflow* do ciclone. Para o caso de Pine Creek Mill, as substâncias de interesse para o processo de flotação são a Molibdenita ( $\text{MoS}_2$ ) e Scheelita (Tungstato de Cálcio,  $\text{CaWO}_4$ ). O minério de Tungstênio, de maior gravidade específica (6,1), permanece preferencialmente no underflow do ciclone que fecha o circuito de moagem, atingindo 1.290% de carga circulante. O minério de Molibdenita, com densidade 4,6, atinge 370% de carga circulante, contra 550% observado no circuito como um todo. Como resultado, a Scheelita é moída mais finamente que o componente mais leve, 105  $\mu\text{m}$  contra 250  $\mu\text{m}$ , considerando um P80 global de 210  $\mu\text{m}$  para todo o material.

Na performance do minério de Ouro nos circuitos de moagem, a densidade afeta significativamente o tempo de residência do Ouro dentro do circuito; por este motivo, não é prudente estudar o processo de moagem considerando o material alimentado como um todo. **Banisi e Laplante** (1991) estudam a moagem de minério de Ouro com ganga de Quartzo; no circuito fechado de moagem se observa que o corte dos hidrociclones acontece em 20  $\mu\text{m}$  para o Ouro e em 57  $\mu\text{m}$  para a rocha alimentada. O anterior se reflete em 6.700% do Ouro como carga circulante e teor de Ouro no underflow do ciclone equivalente a 24 vezes o teor da alimentação da usina.

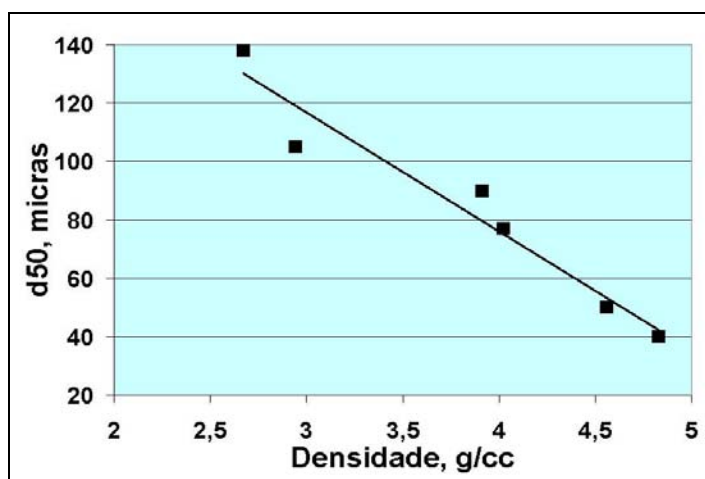
**Finkie e Delboni** (2004) estudam as variações produzidas no corte do hidrociclone ( $d_{50}$ ) em função da densidade das espécies presentes, para minério de ferro (Hematita e Quartzo). Os testes foram executados em um banco de provas similar ao mostrado no item 6.5.2.1 anterior.

Os resultados do teste são resumidos na **Tabela 6.5.3** a seguir.

**Tabela 6.5.3** – Eficiência da Densidade das Partículas (Finkie e Delboni, 2004)

CLASSE	DENSIDADE, g/cc	d <sub>50</sub> (µm)
Hematita	4,83	40
100-75	4,56	50
75-50	4,02	77
25-0	2,94	105
Quartzo	2,67	138
Global	3,91	90

Os valores por classe referem-se a partículas mistas com diferente grau de hematita. Os testes foram efetuados em aberto, ou seja, considerando a *eficiência absoluta* (**E<sub>c</sub>**) do classificador, sem considerar a contaminação do fluxo com a massa reciclada, e suas conclusões devem ser observadas apenas de forma qualitativa para o caso dos circuitos fechados. De qualquer modo, é muito interessante observar a direta relação entre os parâmetros avaliados, como ilustrado na **Figura 6.5.3**.



**Figura 6.5.3** – Relação Entre a Densidade e o d<sub>50</sub> (Finkie e Delboni, 2004)

### 6.5.3.4 Consumo de Água

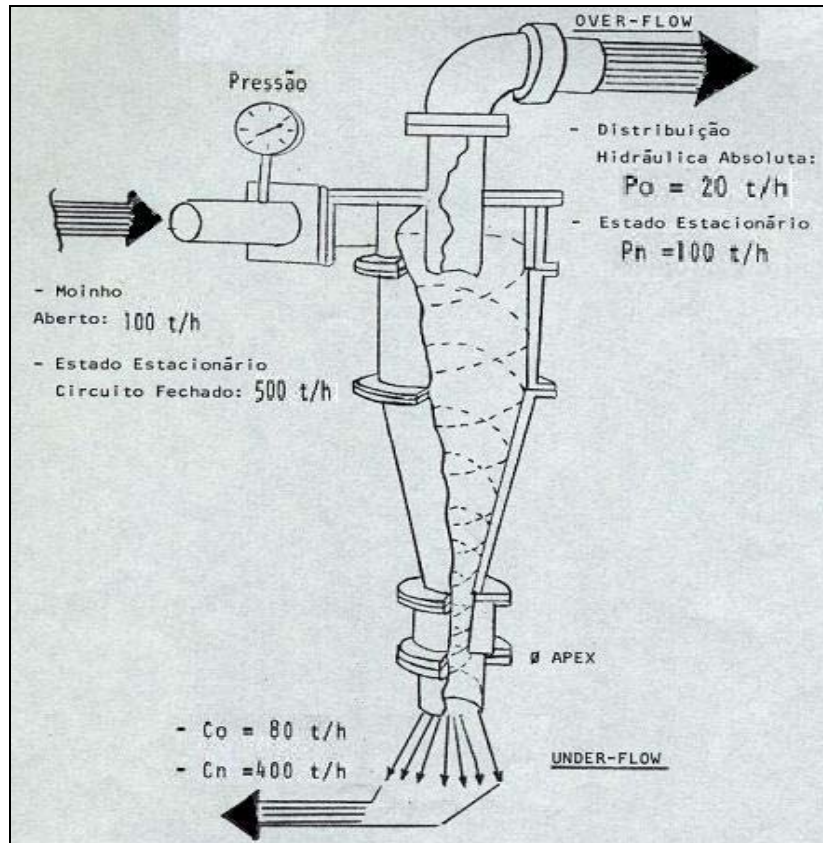
Junto com o aumento da carga circulante, mesmo mantendo fixa ou até reduzindo a diluição de alimentação, o produto do *overflow* do ciclone fica mais diluído, pela alteração do *SPLIT* provocada pelo maior desvio de massa pelo *underflow*, como mostrado na **Tabela 6.5.3**, para o caso industrial anterior. O consumo específico de água aumenta por este motivo.

**Tabela 6.5.3** – Diluição do Overflow em Hidrociclones (Yovanovic, 1988)

CARGA CIRCULANTE	ALIMENTAÇÃO			OVERFLOW		
	MINÉRIO, t/h	% SÓLIDOS	ÁGUA, m <sup>3</sup> /h	MINÉRIO, t/h	% SÓLIDOS	ÁGUA, m <sup>3</sup> /h
94	397,7	55,9	313,8	205	43,8	263,1
261	715,1	63,2	417,2	198,4	40,8	288,3
429	1.069,6	63,1	626,7	202,2	34,8	378,2

Definindo as áreas de *Apex* e *Vortex* de um ciclone, e colocando este para fechar um circuito, fatalmente ele irá atingir a sua satisfação hidráulica (vazão, pressão, área) num determinado ponto, muitas vezes com alta carga circulante, independente do que o moinho realmente precise.

A única forma de mudar esta condição é mudar o SPLIT de massa, mudando as relações de pressão, seja fechando o tamanho do *Apex* (que é a solução tecnicamente correta) ou inclinando o ciclone. Na **Figura 6.5.4** se ilustra a forma como um processo que produz 100 t/h consegue reciclar 400 t/h.



**Figura 6.5.4** – Satisfação Hidráulica do Ciclone

Como visto, a redução do consumo de água passa pela redução do nível de carga circulante do circuito. A solução de “engenharia de processos” para este problema tem três etapas, ainda sem considerar a opção básica proposta pelo **Modelo Operacional**: de abrir o circuito de moagem e libertá-lo da carga circulante:

- 1) Etapa 1: Estudo reológico para definir a diluição ótima para alimentar os hidrociclones;
- 2) Etapa 2: Definir a carga circulante mínima necessária pelo moinho;
- 3) Mudar o *Apex* dos ciclones (e o número de ciclones do *manifold*), ou até mesmo o tamanho dos ciclones, se for necessário, até atingir o estado estacionário no nível de carga circulante desejado. O consumo de água atingirá o mínimo possível, numa condição de alta estabilidade operacional.

Na otimização de operações industriais é muito comum observar a simples troca de equipamentos ou investimento em equipamentos adicionais como a “solução” de problemas operacionais encontrados no equipamento original; é o caso comentado sobre a dupla ciclonagem, também detalhado no item 6.3.3.7 anterior. Este falso critério de otimização é aplicado também nas operações de flotação, onde, antes de otimizar o circuito existente, este é logo substituído por células de coluna.

**Moura e outros** (2004) reportam estudos de “otimização” da operação de hidrociclonagem na Mineração Rio Paracatu, Brasil, recomendando o investimento de novo tipo de ciclones, procurando reduzir o consumo específico de água. O circuito de moagem da RPM é muito complexo e, ao nosso entender, possui um deficiente arranjo, onde 4 moinhos primários mascaram as suas operações mediante a integração de um quinto moinho que recebe parte da carga circulante total. A obtenção do estado estacionário, nestas circunstâncias é muito demorado de atingir, ainda com os altos valores de carga circulante observados, de modo que os resultados apresentados no artigo, baseados em amostragens de 10 em 10 minutos, num intervalo de apenas 1 hora, não são muito confiáveis. Os novos ciclones foram testados em duas etapas, na primeira, um deles (modelo gMAX) foi introduzido num mesmo manifold com outros sete ciclones atuais (D20B), operando sob as mesmas condições; na segunda etapa, um circuito inteiro de classificação foi operado com estes novos equipamentos. Na **Tabela 6.5.4** são reproduzidos os resultados do teste.

**Tabela 6.5.4 – Performance de Ciclones (Moura e outros, 2004)**

PARÂMETROS	ETAPA 1		ETAPA 2	
	D20B	gMAX	D20B	gMAX
Apex, polegadas	5 ½”	5 ½”	5 ½”	4
% Sólidos				
- Alimentação	54,2	54,2	57,4	62,9
- Overflow	30,2	22,9	32,4	36,5
- Underflow	75,2	74,8	76,6	76,6
Carga Circulante, %	285	495	308	408

Dos resultados da tabela anterior se conclui que:

- Mesmo aumentando a % de sólidos de alimentação aos novos ciclones (62,9%), o aumento da carga circulante não permite reduzir o consumo específico de água da usina, que era o objetivo do teste (foi observado, na prática, que os novos ciclones conduziram a um aumento de 11% no consumo de água).
- A redução do *Apex* para os novos ciclones (de 5½” para 4”) conduz à redução da carga circulante, como antes comentado.
- Faltou executar o mais básico de tudo: aplicar essas mesmas medidas nos atuais hidrociclones, poupando um novo investimento. Além disso, devem ser aplicadas as três medidas citadas ao começo deste item.

### 6.5.3.5 Hidroflotação

A força centrífuga do hidrociclone pode ser aproveitada para executar um tipo de flotação de alta velocidade, do tipo “flash-flotation”, apenas que para os finos, como ilustrado no exemplo a seguir, para Barita dentro de circuitos de Fosfato (**Yovanovic**, 2003).

A alta Seletividade da flotação da Barita nos permite pensar na hipótese de experimentar sua “hidroflotação”, agregando o coletor e o espumante antes da deslamagem, talvez uma parte no próprio moinho, como mostrado na **Figura 6.5.5**. A persistência do efeito dos reagentes se irá manifestar também na deslamagem posterior.

A Barita muito provavelmente se concentraria no overflow dos hidrociclones e seria descartada do circuito junto com as lamas ultrafinas. Esta alternativa poderia ser testada no Banco de Provas para hidrociclones.

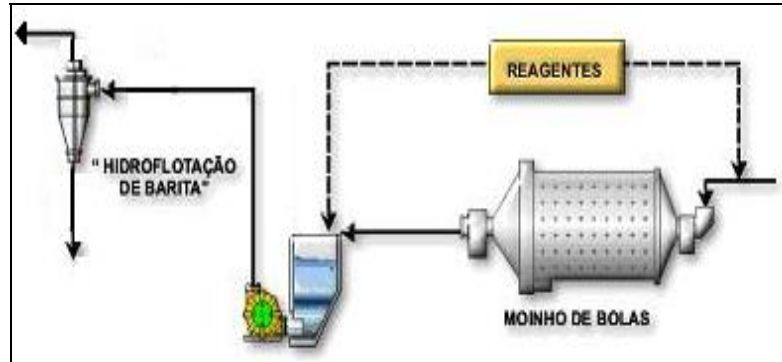


Figura 6.5.5 – Hidroflotação de Barita (Yovanovic, 2003)

A adição de reagentes, junto com a operação de deslamagem, é muito útil nas operações inversas de flotação, onde o material afundado é o produto. Seria muito útil no Brasil, pela quantidade de mineradoras de ferro, a eliminação mais seletiva de maior quantidade de sílica e alumina, com menores perdas de ferro, pelos ciclones nas operações de deslamagem.

### 6.5.3.6 Circuitos Básicos de Classificação

#### O Caminho do Overflow

Estudos de hidrociclonação, numa usina de concentração de rocha fosfática (Yovanovic, 2003), mostram que existe uma boa potencialidade, ainda, de pré-concentrar repassando o overflow e reduzir o teor de  $P_2O_5$  nas lamas descartadas pelo processo atual. A diferença que persiste entre os fluxos 4 e 5, como ilustrado na Figura 6.5.6 e Tabela 6.5.5, sugere a possibilidade de uma maior redução de massa no overflow, recuperando mais  $P_2O_5$ .

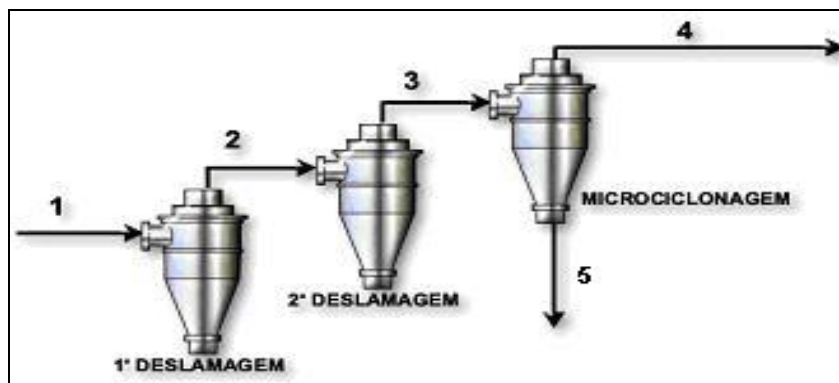


Figura 6.5.6 – O Caminho do Overflow (Yovanovic, 2003)

Tabela 6.5.5 – O Caminho do Overflow (Yovanovic, 2003)

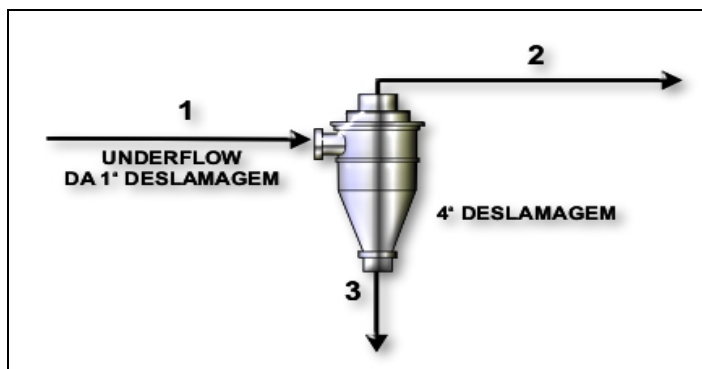
TEOR, %	FLUXO				
	1	2	3	4	5
$P_2O_5$	13,7	12,2	10,0	7,5	12,0
$F_2O_3$	25,2	28,0	33,0	40,0	27,0
$Al_2O_3$	1,9	2,6	3,6	4,4	3,0
$MgO$	2,4	3,1	3,5	3,2	3,8
$SiO_2$	20,2	17,4	14,0	10,0	17,0
$CaO$	16,7	14,4	11,0	7,9	13,6



Observando a tendência de redução do teor de  $P_2O_5$  e a potencialidade observada pela ainda grande diferença entre os fluxos 4 e 5, conclui-se que ainda é possível uma redução das perdas de  $P_2O_5$  nas lamas do circuito, recuperando mais massa pelo underflow da microciclonação, tentando atingir o teor de corte de 6%, seguindo a tendência da lavra. Com a eliminação das cargas circulantes será ainda mais "nítido" o corte dos hidrociclones, melhorando o controle de  $P_2O_5$  nas lamas.

**O Caminho do Underflow**

Como indicado nos princípios do **Modelo Operacional** para a área de deslamagem por hidrociclones, **não é recomendável que os fluxos sejam repassados pelo underflow**. Esta operação, além de complicar o circuito, implica em maiores custos de água e energia. Estudos executados na mesma usina do exemplo anterior (Yovanovic, 2003) mostram o efeito inócuo da limpeza do underflow na 4ª deslamagem, cujos produtos apresentam quase a mesma composição química, como ilustrado na **Figura 6.5.7** e **Tabela 6.5.6**.



**Figura 6.5.7** – O Caminho do Underflow

**Tabela 6.5.6** – O Caminho do Underflow

TEOR %	FLUXO		
	1	2	3
$P_2O_5$	15,9	15,0	16,0
$F_2O_3$	21,5	20,1	22,0
$Al_2O_3$	0,9	1,4	0,8
$MgO$	1,4	2,1	1,2
$SiO_2$	24,4	24,9	24,2
$CaO$	19,9	19,2	20,1

**Aspectos de Layout e de Operação**

- Separação das lamas naturais.
- Eliminação das cargas circulantes.
- Colaborar com a definição de "cortes" (estudo granuloquímico por faixas) para todas as etapas de hidrociclonação.
- Estudo de cada circuito de classificação no Banco de Provas e estabelecer as relações de scale-up.
- Estudo e implantação de um sistema de Controle Operacional para as operações de hidrociclonação.

Após estes estudos, poderá ser feita uma completa re-engenharia desta área nas usinas.

### 6.5.3.7 Programa OPERACLONE

O TAMANHO do hidrociclone (diâmetro, em polegadas) depende fundamentalmente da vazão de polpa alimentada (capacidade volumétrica ou hidráulica). O Programa considera 6 (seis) tamanhos diferentes: 4, 6, 10, 15, 20 e 26 polegadas.

A quantidade de sólidos esperada no Underflow e as necessidades do processo (desaguar ou classificar em algum "corte" definido) irão determinar o diâmetro do APEX. O programa considera numerosas alternativas, a partir de  $\frac{1}{2}$ " até 8", em acréscimos de  $\frac{1}{4}$ ".

Como complemento, o programa possui:

#### - **Operação Virtual do Hidrociclone**

Na presença (na tela) do balanço de massa por faixa granulométrica, o programa pode ir observando o comportamento e o "corte" obtido na classificação frente a mudanças de: APEX, porcentagem de sólidos na alimentação e, inclusive, o número de hidrociclones no manifold.

#### - **Avaliação de Fluxos de Polpa:**

A base de informação fornecida ao programa provém de uma análise granulométrica por faixas, feita em laboratório, para um perfil que vá de  $\frac{3}{4}$ " até 400 # (existe também uma outra rotina para fluxos superfinos, que inclui ademais informação proveniente de testes de ciclosizer).

Com esta informação, montada numa Planilha Base, é possível:

- Graficar os resultados por Massa, Teores e Distribuição para até 3 substâncias diferentes.
- Montar quadros resumidos para produtos: Grossos, granulados e finos (ou grossos, finos e ultrafinos no caso da rotina que inclui ciclosizer).

Com a utilização desta rotina é possível avaliar fluxos de polpa heterogêneos e tomar decisões de processos como: definir "corte", opção de descarte, etc.

### 6.5.4 Abra o Seu Circuito de Moagem

O **Modelo Operacional** sugere uma metodologia prática para examinar a eficiência geral do circuito fechado e a possibilidade de abri-lo (o modelo dispõe de software específico). Mediante indução matemática foi demonstrado que a carga circulante é:  $C = (1 - E) / E$ , onde:  $E = E_m \times E_c$ , e corresponde à eficiência geral do sistema, em função da eficiência absoluta do moinho ( $E_m$ ) e do classificador ( $E_c$ ), que são medidas com base na passagem de partículas prontas, abaixo do P80. Na equação 1.28 foi mostrada a relação destas eficiências em circuito fechado.

#### **Exemplo**

A **Tabela 6.5.5** foi levantada com dados operacionais para um moinho de bolas de 16,5 x 25 pés, com 38% de enchimento, tratando minério sulfetado de Cobre. O balanço global de massa determinou a porcentagem de carga circulante total e o critério de eficiência foi baseado na malha 100 mesh, próxima do P80 do produto.

Tabela 6.5.5 – Exemplo de Aplicação (Yovanovic, 1988)

TESTE	ALIMENTAÇÃO (% + 100#)	PRODUTO (% + 100#)	PRODUÇÃO (ton/hora)	C Total, %	$E_m'$	$E_c'$	$E'$	C 100# (%)	C 200# (%)
01	90,4	21,9	205	94	0,493	0,816	0,442	149	255
02	90,1	21,3	198	261	0,379	0,576	0,260	359	567
03	87,9	18,9	201	304	0,380	0,528	0,244	398	614
04	90,8	20,8	202	429	0,315	0,476	0,180	567	914

Da Tabela podem ser extraídas as seguintes conclusões:

- Como comprovado diversas vezes, não existe aumento real de produção junto com o aumento da carga circulante, contrariando outro paradigma da mineração.
- Devido à maior gravidade específica do minério de Cobre em relação à ganga, este se concentra no *underflow* do ciclone (na carga circulante), principalmente nas frações mais finas, como mostrado na avaliação da malha 200#, cuja fração possui maior recirculação.
- Os hidrociclones se aproximam da sua eficiência absoluta em aberto ( $E_c = 0,9$ ) para baixas cargas circulantes.
- Os valores de  $E_c'$  e de  $E_m'$  são obtidos a partir da análise granulométrica dos produtos (que não são apresentados neste aplicativo). Por exemplo, para o primeiro teste, com 94% de carga circulante:

$$E_c' = \frac{\% - 100\# (\text{overflow})}{\% - 100\# \text{ descarga moinho} \times 1,94} = \frac{78,07}{49,33 \times 1,94} = 0,816$$

Do mesmo modo,  $E_m' = \text{Fração} - 100\# \text{ na descarga do moinho} = 0,493$ ;

$$E' = \frac{0,493 \times 0,816}{1 - 0,493 (1 - 0,816)} = 0,442$$

- Na própria usina, o leitor pode tentar mudar a carga circulante (reduzir a quantidade de ciclones, apertar o Apex, etc.), atingir o Estado Estacionário, amostrar, e construir a Curva  $E_c'$  vs. C, na malha estudada, como mostrado na **Figura 6.5.8**, que corresponde aos valores do exemplo. Nossa sugestão é procurar pontos próximos da zona onde  $e_c$  se aproxima de 90%, o valor teórico ideal.

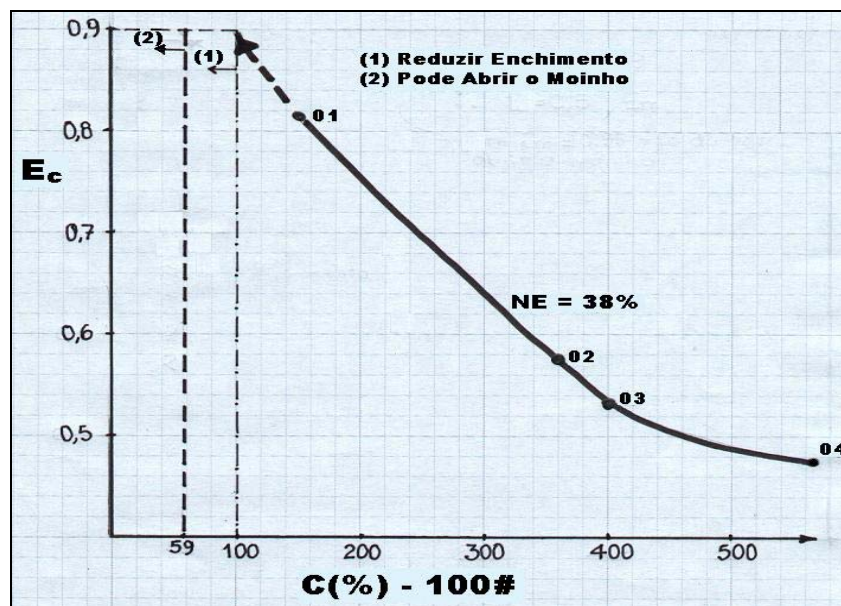
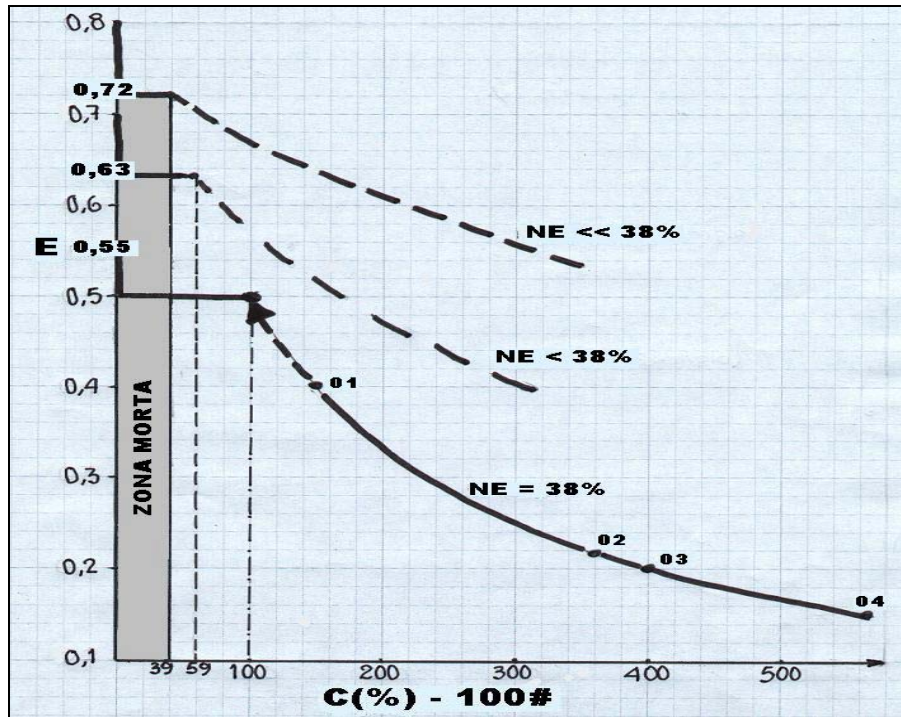


Figura 6.5.8 – Eficiência do Hidrociclone

Para menor enchimento do moinho é esperada uma menor carga circulante, até um mínimo de 39%:  $C = 0,39 = (1-E) / E$ ; portanto  $E = 0,72$ . Além disso,  $E = E_m \times 0,9 = 0,72$ ; de onde  $E_m = 0,80$  (P80 atingido em aberto). O leitor pode observar que, ao fechar o moinho para  $E_m = 0,80$  (o qual não seria preciso), estamos incorporando 10% de ineficiência do hidrociclone dentro do sistema, criando uma zona morta, como ilustrado na **Figura 6.5.9**, equivalente a 39% de massa reciclada apenas por ineficiência e não por necessidade de processo. Para um tipo de classificador menos eficiente ( $E_c < 0,9$ ) a zona morta é maior.



**Figura 6.5.9** – Eficiência da Moagem

Além disso, como já comentado, a moagem em circuito aberto não precisa atingir o mesmo P80 do sistema fechado. Deste modo, talvez com  $E_m' = 0,7$  (na malha de referência) seja possível obter em circuito aberto a **mesma liberação** do minério obtida pelo circuito fechado, com  $E_m = 0,8$  (P80). Para esse valor resulta:  $E = 0,7 \times 0,9 = 0,63$  e, portanto:  $C = 100 \times (1-0,63) / 0,63 = 59$ . Se a Curva da Figura 1.6.3 atingir o Ponto:  $C = 0,59$  e  $E_c = 0,9$ , para o exemplo, então poderíamos abrir o moinho e eliminar totalmente a carga circulante.

## **6.6 Liberação e Remoagem Para Flotação**

Dependendo do grau de moagem na moagem primária e do teor necessário de atingir no Concentrado, uma etapa de remoagem poderia ser necessária. Se o objetivo for apenas elevar o teor do concentrado final, a remoagem é estabelecida para o fluxo de concentrado Rougher. Se o objetivo principal é melhorar a Recuperação, tentando uma nova liberação de mistos pobres, a operação de remoagem é estabelecida para o rejeito das etapas de limpeza. É importante lembrar que o circuito aberto é sempre a melhor opção de moagem, sem pré-classificação, principalmente nesta operação, onde existem no fluxo mistos pequenos e mistos grandes, e todos eles precisam ser remoídos, sem importar o tamanho do grão.

### **6.6.1 Procedimentos Gerais**

*Antes de comenzar esta etapa deben ser cumplidos todos los procedimientos de evaluación del circuito Rougher, con el objetivo de estandarizar adecuadamente la experiencia de desbaste que originará concentrados para las etapas siguientes (Yovanovic, 2004). Un estudio de liberación “al microscopio” acompañado de análisis químico por faja granulométrica van a orientar sobre las reales necesidades de mayor liberación del concentrado Rougher. El teste “estándar” de la flotación Rougher debe repetirse numerosas veces con el objetivo de juntar cantidad suficiente de concentrado para los testes de remolienda y de la primera etapa de limpieza. Normalmente son necesarios tres testes de bancada Rougher para obtener masa suficiente para un teste de remolienda y de primera limpieza. Las colas de la flotación Rougher pueden seguir otras rutas experimentales, previo análisis químico por fajas, como por ejemplo: separación magnética, testes de espesamiento, etc. Deberá efectuarse, inicialmente, un teste de selectividad (Curva de Selectividad similar a la establecida para el Rougher) en la primera flotación de limpieza, sin remolienda, con el objetivo de evaluar la conveniencia de esta remolienda posterior.*

*La remolienda debe ser testada, en el laboratorio, con diferentes tiempos de molienda, en bancada (10, 20, 30 minutos, por ejemplo), definiendo el valor de P80 obtenido para cada caso. Lo deseable, como ya fue comentado, es moler en circuito abierto, en forma continua, como tendría que ser dimensionado posteriormente el circuito industrial. En principio, no es necesario espesar el concentrado Rougher antes de la remolienda (este es obtenido naturalmente en la faja de 35 a 40% de sólidos, lo cual es suficiente para la operación de molienda, como recomendado en este texto), mas, en procesos poco selectivos, que envuelvan altas dosificaciones de reactivos en la etapa Rougher, el Espesamiento, inclusive como Operación Unitaria dentro del diagrama de flujos del proceso, debe ser considerado. La primera flotación de limpieza debe ser evaluada exactamente como el Rougher, comparando la Selectividad para los diferentes tiempos de remolienda.*

Antes de começar esta etapa devem ser cumpridos todos os procedimentos de avaliação do circuito Rougher, com o objetivo de padronizar adequadamente a experiência de desbaste que irá originar concentrados para as etapas seguintes (Yovanovic, 2004). Um estudo de liberação “ao microscópio” acompanhado de análise química por faixa granulométrica irão orientar sobre as reais necessidades de maior liberação do concentrado Rougher. O teste “padrão” da flotação Rougher deve repetir-se numerosas vezes com o objetivo de juntar quantidade suficiente de concentrado para os testes de remoagem e da primeira etapa de limpeza. Normalmente são necessários três testes de bancada Rougher para obter massa suficiente para um teste de remoagem e de primeira limpeza. Os rejeitos da flotação Rougher podem seguir outras rotas experimentais, previa análise química por faixas, como por exemplo: separação magnética, testes de espessamento, etc.

Deverá efetuar-se, inicialmente, um teste de seletividade (Curva de Seletividade similar à estabelecida para o Rougher) na primeira flotação de limpeza, sem remoagem, com o objetivo de avaliar a conveniência desta remoagem posterior.

A remoagem deve ser testada, no laboratório, com diferentes tempos de moagem, em batelada (10, 20, 30 minutos, por exemplo), definindo o valor de P80 obtido para cada caso. O desejável, como já foi comentado, é moer em circuito aberto, em forma contínua, como teria que ser dimensionado posteriormente o circuito industrial. Em princípio, não é necessário espessar o concentrado Rougher antes da remoagem (ele é obtido naturalmente na faixa de 35 a 40% de sólidos, o qual é suficiente para a operação de moagem, como recomendado neste texto), mas, em processos pouco seletivos, que envolvam altas dosagens de reagentes na etapa Rougher, o Espessamento, inclusive como Operação Unitária dentro do fluxograma de processos, deve ser considerada. A primeira flotação de limpeza deve ser avaliada exatamente como feito com o Rougher, comparando a Seletividade para os diferentes tempos de remoagem.

Uma vez definido o tempo de remoagem deverá efetuar-se um completo análise de liberação ao microscópio para a condição granulométrica escolhida. Pretende-se que aproximadamente 80% dos grãos da substância do nosso interesse se encontrem suficientemente liberados (liberação de ganga na faixa de 70 a 100% de superfície livre da substância base). Os rejeitos da primeira limpeza devem ser guardados para estudos posteriores. As partículas são definidas por faixas granulométricas e por grau de liberação. A velocidade de flotação aumenta junto com o aumento do grau de liberação, e cai significativamente quando o grau de liberação é baixo (< 10%). Quando um minério é moído, nunca é atingida uma liberação perfeita das partículas, e muitas partículas mistas permanecem presentes para serem separadas nos processos de separação que se seguem. É comumente aceito o fato de que estas partículas mistas flutam de uma maneira intermediária entre a flotação rápida das partículas liberadas e a flotabilidade nula das partículas de ganga. A prática industrial estabelece comumente a operação de remoagem para aqueles fluxos chamados de mistos (concentrado Scavenger, rejeito primeiro Cleaner, etc.). Supõe-se que estes mistos flutam de maneira mais lenta são concentrados nestes fluxos intermediários e que podem ser beneficiados a partir de uma remoagem para sua conveniente liberação.

### 6.6.2 Exemplo de Avaliação

**Sutherland D.N.** (1989) descreve experiências em células de laboratório com Sulfetos de Cobre (Calcopirita, Pirita e Quartzo). Os testes foram efetuados a pH natural (7), sem adição de Coletor, aproveitando a flotabilidade natural da Calcopirita (self-floating). A adição de Etil Xantato de Potássio aumenta bastante a taxa de flotação inicial, mas, para os objetivos do teste, foi preferível optar por uma flotação menos enérgica (sem Coletor) para diferenciar melhor as características de flotação das partículas de acordo com o seu grau de liberação. Os tempos parciais de flotação utilizados no teste, para construir a Curva Cinética, foram: 0,5; 1; 2; 4 e 8 minutos. A análise de seções polidas, no microscópio, para fins práticos, definiu os seguintes grupos de partículas, em função do seu grau de liberação: 0%; 0-30%; 30-60%; 60-90%; 90-100%. Na **Tabela 6.6.1** é mostrado o balanço de massa e de teores para o total de Calcopirita distribuída nas diferentes categorias de tamanho e de liberação. Da tabela podemos observar uma grande concentração de Cobre nas faixas 24 (CS1) a 75 micras.

**Tabela 6.6.1** – Balanço de Massas Alimentação a Flotação (Sutherland D.N., 1989)

Tamanho (micras)	Massa %	% Cu	Total Calcopirita	0-30%	30-60%	60-90%	90-100%	Liberação %
+ 150	20,85	0,78	1.319	285	193	194	647	49,05
106-150	16,59	1,20	3.368	241	399	421	2.307	68,50
75-106	10,49	1,67	3.269	210	269	299	2.491	76,20
53-75	9,15	2,03	3.578	114	140	195	3.129	87,45
38-53	5,94	8,46	3.152	75	128	116	2.833	89,88
<b>Ciclosizer</b>								
CS1	2,96	3,30	2.563	24	46	58	2.435	95,01
CS2	5,40	2,13	2.870	26	53	63	2.728	95,05
CS3	5,31	2,06	3.237	27	76	55	3.079	95,12
CS4	2,96	-	2.951	8	48	50	2.845	96,41
CS5	20,35	-	1.504	6	28	23	1.447	96,21
<b>TOTAL</b>			27.811	1.016	1.380	1.474	23.941	86,08

Os resultados dos testes mostraram que, em todas as categorias de liberação e tamanho, acontece inicialmente um lapso de flotação rápida seguida por uma significativa queda (atinge rapidamente o Equilíbrio), indicando um comportamento típico de 2 componentes, inclusive para a categoria de Calcopirita liberada. Foi observado que esta situação não se resolve flotando rápido um componente, de alta liberação, e logo outro período de flotação lenta para o componente misto. Em geral todas as categorias de liberação apresentam o mesmo comportamento. Na prática industrial, quando o tempo de flotação real é distribuído ao longo do banco de flotação, esta situação não tem a menor importância.

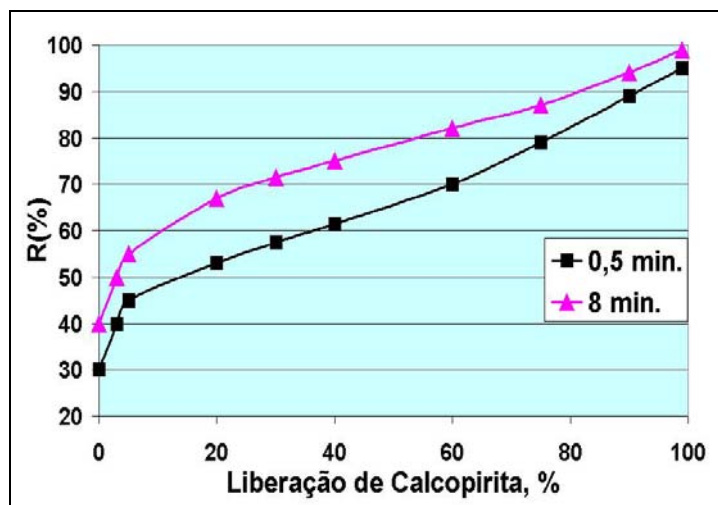
Os testes mostraram também que aumenta a flotabilidade (**R**, **k**) junto com o aumento do grau de liberação, quase sem exceção, para todas as faixas granulométricas. A Recuperação total após 8 minutos (**R<sub>80</sub>**), para cada faixa granulométrica, se resume na **Tabela 6.6.2** a seguir. Nestes testes foi confirmada a melhor flotabilidade das partículas de tamanhos inferiores que 75  $\mu\text{m}$ . É importante lembrar que existem mistos grossos e também finos, e ambos precisariam de uma melhor liberação. Por outro lado, o tamanho individual da partícula é fundamental, já que as partículas grossas, mesmo bem liberadas, respondem de maneira similar que os mistos de tamanhos intermediários. Partículas muito finas (< 8  $\mu\text{m}$ ), não consideradas neste estudo, apresentam uma flotação lenta, mesmo estando totalmente liberadas.

Para avaliar o grau de liberação foi utilizada a fração CS1 (32 a 38  $\mu\text{m}$ ), pela sua melhor correlação estatística entre os valores medidos e os calculados, permitindo uma melhor subdivisão de categorias de liberação, de 10 em 10%.

**Tabela 6.6.2** – Recuperação de Cobre após 8 minutos (Sutherland D.N., 1989)

Tamanho (micras)	Liberação 60-90%	Liberação 90-100%	Total Faixa
+ 150	50	80	65
106-150	50	75	68
75-106	68	85	80
53-75	-	96	94
38-53	80	97	95
CS1 (32-38)	80	98	97,5
CS2 (24-32)	90	98,5	98

Os resultados são ilustrados na **Figura 6.6.1**. A flotação é rápida, inclusive para as partículas com pouca Calcopirita (0-10%).



**Figura 6.6.1** – Liberação de Calcopirita na faixa 32-38 micras (Sutherland D.N., 1989)

Todas as faixas granulométricas respondem da mesma maneira frente à mudança nas condições de liberação (composição das partículas). Justamente pelo fato de não utilizar Coletor (self-floating system) se observa que as diferenças de flotabilidade são causadas totalmente pela quantidade de Calcopirita presente na partícula e não por mudanças na hidrofobia da superfície destas partículas.

#### Considerações Para Remoagem:

A remoagem das partículas grossas em tamanhos intermediários apresentaria o duplo benefício de atingir uma melhor liberação e de obter um tamanho de melhor comportamento na flotação. O mesmo não acontece com os tamanhos intermediários, os quais, quando remoidos, mesmo liberados, podem cair para faixas finas de tamanho, com baixa flotabilidade (superfinos). Ou seja, se conclui que a ação fundamental da remoagem deve atender mais ao fato de atingir um tamanho de partícula mais adequado para a flotação que para apenas uma melhor liberação dos mistos. Como foi indicado ao longo do texto, esta situação depende muito do tipo de moagem efetuada, onde o circuito aberto apresenta numerosas vantagens, tanto metalúrgicas como de custos de produção. Na **Tabela 6.6.3** está resumido o Balanço de Massa nas alíquotas de concentrado retiradas da célula de laboratório, para as diferentes categorias de liberação, onde se observa que a Calcopirita liberada representa entre 75 a 80% em cada concentrado parcial.

**Tabela 6.6.3** – Balanço dos Concentrados por Grau de Liberação (Sutherland D.N., 1989)

Produto	Tempo (min)	0-30%	30-60%	60-90%	90-100%	Total
CONC. 1	0-0,5	1,38	2,77	3,37	76,06	85,39
CONC. 2	0,5-1	0,11	0,23	0,16	2,34	2,84
CONC. 3	1-2	0,04	0,08	0,08	0,91	1,10
CONC. 4	2-4	0,07	0,11	0,09	0,88	1,14
CONC. 5	4-8	0,09	0,13	0,10	0,75	1,08
REJEITO	-	1,96	1,65	1,50	5,15	10,25
<b>TOTAL</b>	-	3,65	4,96	5,30	86,08	100,00



O produto que teoricamente teria que ser submetido a remoagem seria uma combinação de concentrados 2 ao 5 (de 0,5 a 8 minutos), ou 3 ao 5 (de 1 até 8 minutos). Durante a execução dos testes observou-se também que a Calcopirita liberada se distribui em todos os tamanhos, de uma maneira uniforme, e não apenas nas faixas grossas, como mostrado na **Tabela 6.6.4**, que apresenta a distribuição de Calcopirita liberada nos compostos do concentrado mais “lento”.

**Tabela 6.6.4** – Distribuição de Calcopirita liberada (Sutherland D.N., 1989)

Tamanho (micras)	% Calcopirita Liberada	
	0,5-8 min	1-8 min
+ 150	7,7	9,3
106-150	19,9	25,2
75-106	26,9	32,7
53-75	37,5	45,9
38-53	45,0	54,9
32-38	52,1	60,2
24-32	61,1	67,0
17-24	70,5	74,9
12-17	87,2	88,9
8,6-12	100	100

Da tabela anterior se observa que ao menos a metade do material alimentado ao moinho de remoagem se trata de partículas já convenientemente liberadas.

A necessidade de remoagem surge também da obtenção de um determinado teor mínimo no Concentrado final, de modo que o papel da remoagem seria justamente liberar a ganga dos fluxos de concentrado.

#### Conclusões:

- A flotabilidade (**R, k**) aumenta junto com o grau de liberação da partícula.
- Para similar grau de liberação, as partículas mais grossas flota de maneira mais lenta que as partículas de tamanho intermediário.
- Partículas de pouca liberação, mas de ótimo tamanho, flota mais rápido que partículas grossas, mesmo totalmente liberadas.
- O desempenho da operação de remoagem é muito complexo dentro do circuito de flotação. Uma alta % de partículas de baixa velocidade de flotação, submetida a remoagem, já está suficientemente liberada e não apresentará benefício algum junto com a remoagem.

É importante considerar a influência do tamanho da partícula com respeito à constante cinética. Por exemplo, numa flotação Rougher em dois bancos de flotação em série, se observa que o concentrado do primeiro banco contém principalmente as frações intermediárias, de rápida flotação; mas, no banco seguinte (que também pode ser usado como Scavenger) o produto concentrado é bastante heterogêneo e podem ser encontradas tanto as partículas mais finas como as mais grossas.

## 6.7 Crêterios de Dimensionamento e Otimiza o

### 6.7.1 Scale-Up Convencional

O *Work Index*   a propriedade macrofenomenológica introduzida por Bond para sua determina o em escala de laboratório e para o scale-up dos projetos industriais de cominui o. Deste modo, determinando experimentalmente o valor do  $W_i$ ,   possível calcular  $W$ , mediante a 1  Lei de Bond e, dependendo das características do equipamento e do processo industrial projetado, este valor   corrigido para  $W'$ , da forma:

$$W' = W \times \prod_{i=1}^8 EF_i, \quad W = f(W_i, F80, P80), \quad \text{Equa o 3.12}$$

Nos itens 3.2.1 e 3.2.2 são apresentados os procedimentos energéticos para o dimensionamento de moinhos convencionais. Na **Tabela 6.7.1** se resumem os procedimentos de cálculo do consumo específico, para fins comparativos, a partir de informa es obtidas em Planta Piloto para minério de Cobre no Brasil (Yovanovic, 1987-1988). Nesta tabela   apresentado o procedimento correntemente utilizado (atual) comparado com o procedimento que consideramos ser o correto (corrigido). Da Tabela observamos que os sistemas convencionais são penalizados nas suas compara es. Destacamos ainda que na Tabela foram consideradas condi es de opera o muito distantes das recomendadas pelo **Modelo Operacional**, ou seja, o clássico circuito fechado, alto nível de enchimento, etc., de modo que os valores de consumo específico ainda poderiam ter sido reduzidos.

**Tabela 6.7.1** Consumo Específico de Energia Moinhos Convencionais  
(Projeto Cobre, Brasil, Yovanovic, 1987-1988)

ITEM	ATUAL	CORRIGIDO
1 MOINHO PILOTO		
- Tamanho da Alimenta�o, $\mu\text{m}$	5.400	5.400
- Tamanho do Produto, $\mu\text{m}$	105	105
- Potencia Lida, kW	39,34	39,34
- Capacidade, tph	2,13	2,13
- Consumo Gross, kWh/t	18,47	18,47
- Nível de Enchimento de Bolas, %	35,0	35,0
2. POTÊNCIA LÍQUIDA:		
- Perdas de Transmissão (19%)	(3,51)	(3,51)
- Potência Líquida, kWh/t	14,96	14,96
3. WORK INDEX OPERACIONAL		
- $W_{io}$ , kWh/t	17,83	17,83
4. SCALE-UP:		
F80 = 12.700 $\mu\text{m}$ ; P80 = 105 $\mu\text{m}$		
- Consumo Base (Bond)	15,82	15,82
5. FATORES DE EFICIÊNCIA		
- EF3 (diâmetro de 16,5 p�s)	0,914	0,914
- EF4 (de 4000 a 12700 $\mu\text{m}$ )	1,1938	-
- EF4 (de 5400 a 12700 $\mu\text{m}$ )	-	1,1013
CONSUMO ESPECÍFICO MOAGEM, kWh/t	17,26	15,92
6. BRITAGEM (Sistema Convencional), kWh/t	1,50	1,50
<b>TOTAL, Kwh/t</b>	<b>18,76</b>	<b>17,42</b>

### 6.7.2 Otimização das Operações de Moagem

São atributos indispensáveis de um bom modelo macrofenomenológico:

- a) **"Dimensionar"** o equipamento mais adequado para cumprir uma necessidade do processo (normalmente, levar o material de um tamanho "F", na alimentação, a outro "P", do produto, da maneira mais econômica).  
Este tópico é, ao nosso entender, o mais importante do modelo. Podem-se observar diferenças de 10 a 20% no consumo de energia entre um moinho bem dimensionado e outro mal projetado. Esta situação é quase irreversível após um processo de licitação e compra. O **Modelo Operacional** conclui que existe um dimensionamento ótimo para cada necessidade de processo e tipo de minério.
- b) **"Prever"** a performance de um moinho definido (disponível) para um dado material. Mesmo sem se constituir na condição ideal (item **a**) o modelo deve definir as condições operacionais que permitam o melhor aproveitamento energético deste equipamento em benefício do processo.
- c) **"Otimizar"** a operação de um moinho industrial indicando e, eventualmente, comandando as medidas operacionais a serem feitas para tal objetivo (máxima alimentação, mínimo custo operacional, etc.). O acompanhamento dos processos permitiria, contando com os equipamentos necessários de controle automático, operar de maneira otimizada o moinho durante o máximo de tempo possível, seja no "set point" prefixado pelos critérios de produção ou no "set point" variável, segundo critério fenomenológico do próprio modelo.

As potencialidades de benefícios econômicos para o processo, definidas de acordo com a experiência do Autor, podem ser observadas na **Tabela 6.7.2**.

**Tabela 6.7.2** - Potencial de Redução do Consumo Específico de Energia na Moagem

Item	Benefício
1. <b>Dimensionamento otimizado</b> (Projeto)	10 a 20% de maior eficiência energética entre Moinhos bem e mal projetados
2. <b>Estudo de Otimização Estacionária:</b> Definir as condições ótimas de operação (carga circulante, % sólidos, etc.).	2 a 8% de maior eficiência energética.
3. <b>Implantação de Controle Otimizante:</b> Equipamentos de controle para manter o equipamento "a maior parte do tempo" nas condições definidas no item 2.	1 a 2% de maior eficiência energética.

Da Tabela anterior pode-se observar que as potencialidades de lucro são inversamente proporcionais ao custo associado a cada item. A etapa de projeto é a mais importante, motivo pelo qual deve-se constituir no alvo principal dos modelos matemáticos que visam otimizar os processos de moagem. Com exceção do Cimento, todos os minérios submetidos à moagem possuem algum grau de heterogeneidade, e é de esperar que minérios provenientes de diferentes partes da jazida possuam diferentes características de liberação. Os circuitos de moagem, quando controlados apenas pelo tamanho do produto (P80) e não pelas características de liberação, não respondem a estas mudanças no minério. Alguns minérios são moídos inadequadamente, produzindo baixos resultados metalúrgicos.

*La teoría cinética clásica del proceso de molienda resulta insuficiente para dar cuenta de todos los fenómenos que determinan el estado dinámico de los molinos y los circuitos asociados. La base conceptual del control actual de molinos semi-autógenos consiste en variar los flujos de alimentación de mineral y agua y/o la velocidad del molino para mantener la presión en los descansos y la potencia consumida en un rango dado. En el caso de la molienda convencional, el control está orientado básicamente a mantener la presión y concentración de pulpa que alimenta a la batería de hidrociclones, y a que la potencia del molino se encuentre en un rango dado. Otras propiedades de la carga interna tales como la densidad aparente, la distribución de tamaños, la viscosidad de la pulpa, la posición del riñón de carga y las trayectorias de movimiento y otras, no son consideradas, a pesar de influir en forma importante en la dinámica del molino. Con este esquema apenas se logra mantener la operación dentro de rangos de inestabilidad ya aceptados por la costumbre, sin lograr la real optimización del proceso, limitando el tonelaje posible de procesar y sin reducir significativamente los consumos de energía y acero.*

A teoria cinética clássica do processo de Moagem é insuficiente para dar conta de todos os fenômenos que determinam o estado dinâmico dos moinhos e os circuitos associados. A base conceitual do controle atual de moinhos *semi-autógenos* consiste em variar os fluxos de alimentação de minério e água e/ou a velocidade do moinho para manter a pressão nos descansos e a potência consumida numa faixa dada. No caso da moagem *convencional*, o controle está orientado basicamente para manter a pressão e concentração de polpa que alimenta à bateria de hidrociclones, e para que a potência do moinho se encontre numa faixa dada. Outras propriedades da carga interna tais como a densidade aparente, a distribuição de tamanhos, a viscosidade da polpa, a posição do rim da carga e as trajetórias de movimento e outras, não são consideradas, apesar de influir em forma importante na dinâmica do moinho. Com este esquema apenas se consegue manter a operação dentro de faixas de instabilidade já aceitas pelo costume, sem atingir a efetiva otimização do processo, limitando a tonelagem possível de processar e sem reduzir significativamente os consumos de energia e aço.

### **Rotinas de Otimização do Modelo Operacional**

O roteiro utilizado para a otimização das operações de moagem é o seguinte:

#### AVALIAÇÃO DO PROCESSO ATUAL:

Para ajustar (calibrar) o programa, é necessário medir com maior precisão as seguintes variáveis e/ou parâmetros do processo atual de cada moinho, como ilustrado na **Figura 6.7.1**.

#### DO PROCESSO

1. Umidade do minério alimentado.
2. Tamanho da alimentação (**F80**).
3. Tamanho do produto (**P80**).
4. Peso específico médio do material.
5. Peso específico do componente mais duro e pesado.
6. Valor estimado de dureza (O programa recalcula e ajusta este valor).

#### CONDIÇÕES MECÂNICAS

7. Dados básicos relativos ao equipamento.

## DA OPERAÇÃO

8. Porcentagem da velocidade crítica.
9. Tipo de corpo moedor (volume aparente, consumo específico e peso específico do material).
10. Diâmetro (tamanho) do corpo de reposição.
11. Nível estimado de Enchimento (o programa o recalcula e ajusta).
12. Porcentagem de sólidos na moagem.
13. Porcentagem de carga circulante.
14. Porcentagem de sólidos na polpa bombeada.

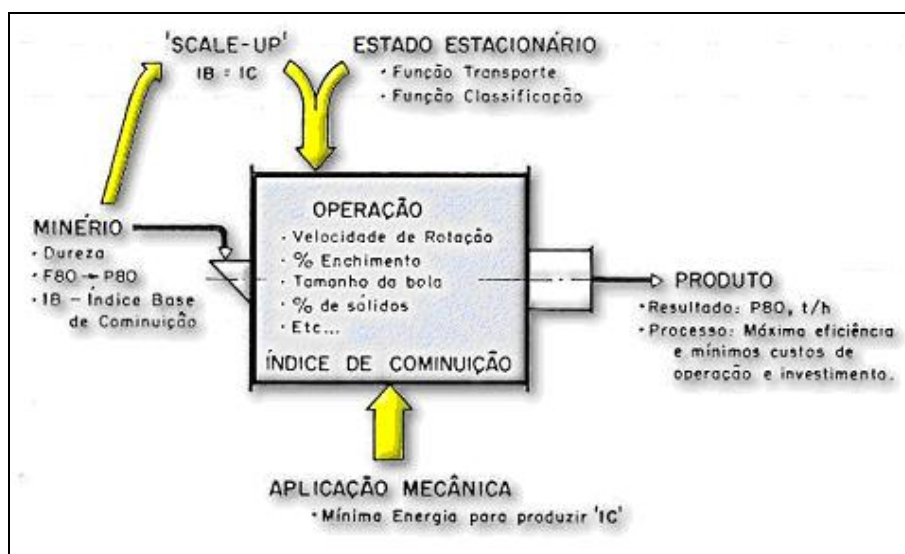


Figura 6.7.1 – Rotinas de Otimização do **Modelo Operacional**

### 6.7.3 Avaliação da Eficiência de Diferentes Circuitos

Levin J., 1992, apresenta os resultados de uma avaliação de diversos circuitos de moagem com base na sua eficiência energética, como definido no item 3.3.3 (**Capítulo 3**), utilizando os indicadores de **Wio** (Work Index Operacional) e **OE<sub>75</sub>** (Índice de energia para produção de finos  $-75\mu\text{m}$ ), ambos indicadores medidos industrialmente. Os circuitos avaliados, correspondentes a diversos circuitos de cominuição para o minério aurífero de Witwatersrand (África do Sul), foram os seguintes:

1. Moagem primária, em circuito aberto, com moinhos de barras, seguido de moinhos secundários de *pebbles*, operando em circuito fechado (Circuito 1);
2. Moagem primária em circuito fechado com moinhos de bolas, seguida de moinhos secundários de *pebbles*, operando também em circuito fechado (Circuito 2);
3. Sistema semi-autógeno – SAG, direto do ROM.

Os resultados da avaliação, correspondentes à operação industrial de todos estes sistemas, em longo período de avaliação, são mostrados na **Tabela 6.7.3**.

**Tabela 6.7.3** – Performance de Operações Industriais de Moagem (Levin J., 1992)

ITEM	CIRCUITO 1			CIRCUITO 2			3	
	Barras e Pebbles			Bolas e Pebbles				SAG
	Barras	Pebbles	Total	Bolas	Pebbles	Total		
% - 75 $\mu\text{m}$ Alimentação	2,7	16,8	2,7	3,3	30,6	3,3	2,4	
Produto	16,8	72,7	72,7	30,6	74,9	74,9	74,8	
W, kWh/t	3,5	15,4	18,4	6,8	13,4	19,8	23,6	
OE <sub>75</sub> , kWh/t de -75 $\mu\text{m}$	25,2	27,8	26,2	25,8	30,3	27,6	32,5	
F80, $\mu\text{m}$	12700	945	12700	10200	366	10200	111000	
P80, $\mu\text{m}$	945	89	89	366	87	87	90	
Rr – Razão de Redução	13,4	10,6	143	27,8	4,2	117	1233	
Wio, kWh/t	16,2	21,3	19,2	15,3	26,5	20,3	22,4	
% de energia na etapa primária			17			31		

Da tabela anterior podemos extrair diversas conclusões:

- Os moinhos de pebbles, em geral, são muito ineficientes do ponto de vista energético. A gravidade específica destes corpos moedores é a mesma da rocha a ser moída, ou seja, na faixa de 3 a 4, contra 7,6-7,8 das bolas de ferro ou de aço. Substituindo estes valores na fórmula que define o *Índice de Cominuição* (IC), podemos observar que é necessário mais tempo de moagem (e por tanto mais energia específica) para produzir o índice requerido.
  - Como denunciado pelo **Modelo Operacional**, os sistemas SAG são menos eficientes que os sistemas convencionais (20% a mais de consumo específico, em média).
  - O Circuito 2 é menos eficiente que o Circuito 1 pelo fechamento desnecessário do moinho de bolas primário e pelo baixo desempenho do moinho de pebbles, nas faixas finas, que consome 13,4 kWh/t para uma razão de redução de apenas 4,2.
  - Um moinho single-stage de bolas ou um circuito de duas etapas de bolas poderiam resultar mais eficientes que todas as combinações anteriores, ainda operando em circuito aberto, como recomenda o Modelo Operacional.
  - É importante destacar que o minério utilizado em todos os circuitos é o mesmo, com  $W_i$  de 16,6 kWh/t, para uma malha de referência de 106  $\mu\text{m}$  ( $SE_{75} = 23,1$ ).
- Levin J. resume suas conclusões na seguinte **Tabela 6.7.4**.

**Tabela 6.7.4** – Eficiência Energética de Diferentes Circuitos (Levin J., 1992)

CIRCUITO	EFICIÊNCIA, %	
	SE <sub>75</sub> /OE <sub>75</sub> , %	W <sub>i</sub> /W <sub>io</sub> , %
1. Barras – Pebbles	88	87
2. Bolas – Pebbles	84	82
3. SAG	71	74

A eficiência relativa entre os circuitos testados é praticamente a mesma, para qualquer um dos indicadores utilizados.

### 6.7.4 Custos de Investimento e de Operação

Além dos benefícios observados ao longo do texto, em relação à moagem em circuito aberto com baixo enchimento de corpos moedores (liberação, resultados metalúrgicos, etc.), na **Tabela 6.7.5** é mostrado um exemplo de avaliação entre ambos sistemas (fechado vs. aberto), de acordo com o **Modelo Operacional**, para um processo de moagem de sulfetos de Cobre (Yovanovic A.P. e Constantin M., 1987).

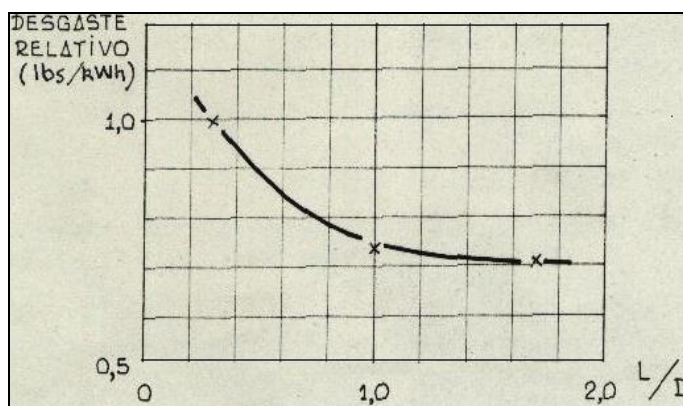
A simulação é bastante conservadora, pois não considera as vantagens metalúrgicas da operação em circuito aberto e o critério utilizado foi o de menor produção para manter o mesmo P80 do produto moído. Para um projeto que pretende processar 9 milhões de toneladas por ano, a economia operacional (energia, água e aço), ainda sem considerar os outros benefícios posteriores na flotação, atinge US\$ 3,6 milhões/ano (equivalente a quase 2% de recuperação de Cobre). Como é comum nessas avaliações, nos estudos comparativos com os sistemas Autógenos e Semi-Autógenos, o sistema convencional foi prejudicado ao utilizar como base o sistema clássico fechado com alto enchimento. *O circuito fechado de moagem é, sem dúvida, um dos maiores mitos tecnológicos da mineração.*

**Tabela 6.7.5** – Avaliação das Alternativas de Moagem para Projeto de Cobre

Item	FECHADO CLÁSSICO (BASE DO PROJETO)	CARGA CIRCULANTE OTIMIZADA (*)	ABERTO OTIMIZADO (*)
Nº de Moinhos	6	6	7
Dimensões (D,L, em pés)	16,5' x 31,3'	16,5' x 31,3'	16,5' x 30,2'
Consumo Específico, kWh/ton	16,89	16,43	14,73
Potência Aplicada, HP	5.048	4.912	3.773
Potência Total Aplicada, HP	30.288	29.472	26.411
Enchimento de Bolas, % Vol.	40	40	22,1
Carga Circulante, %	350	85	“Zero”
Investimento Total, US\$ Miles	37.730	35.566	36.140
Custo de Operação, US\$/ton	1,88	1,69	1,50
Custo de Produção, US\$/ton (inclui o custo financeiro)	2,39	2,16	1,99

(\*) Simulado pelo Modelo Operacional

**Austin e outros** (1987) relatam que na empresa Codelco – Chile, para o ano de 1986, mais de 90 milhões de dólares foram gastos em energia e corpos moedores, apenas nas operações de cominuição (britagem e moagem), o que equivale a quase 70% do total de lucros da empresa naquele ano (US\$ 130 milhões). Na opinião dos Autores, as razões pela qual este enorme custo não é reduzido se devem à falta de conhecimento científico sobre o processo. Os principais fatores que afetam o desgaste de revestimentos são a dureza do minério, o diâmetro e a velocidade do moinho; **Fahlstrom, P.H. e Andren,T** (1973) determinam a relação entre o consumo de revestimentos e a relação L/D do moinho, mostrando a enorme desvantagem dos moinhos de alto diâmetro e baixa L/D.



**Figura 6.7.2** – Desgaste de Revestimentos em Função da Geometria do Moinho

### 6.7.5 Equipamentos e Circuitos Otimizados

Cada operação unitária pode ser otimizada, parcialmente, independente do tipo de minério a ser processado. A definição das melhores condições-padrão para os equipamentos básicos de uma usina de cominuição pode ser muito importante para o projeto, em termos de investimento, custo de operação e de maior ou menor dependência tecnológica do exterior. Neste último aspecto, é fundamental fomentar o desenvolvimento da *Cultura Tecnológica* local e regional, visando maior participação tecnológica das empresas fabricantes e profissionais da área mineral.

#### 6.7.5.1 Minérios Primários

Trata-se normalmente de minérios de metais básicos, preferentemente em lavra subterrânea, onde existe maior homogeneidade do material. Nestes casos, provavelmente não será necessário incluir a pré-concentração do minério. Considerando os conceitos introduzidos neste texto, o fluxograma básico para estas operações é ilustrado na **Figura 6.7.3**. No fluxograma se observa que todos os equipamentos funcionam em circuito aberto. Obviamente, durante a etapa de pesquisa e projeto serão definidos maiores detalhes, mas o importante é que alguma *Alternativa Básica* deve ser considerada como referencia e recomendamos que seja a indicada na Figura 6.7.3.

Seria recomendável (e ambientalmente correto) implantar sistemas de extração de pó e eliminação destes finos, nas etapas de britagem secundária e terciária. Estes finos normalmente contêm muitas impurezas e baixo teor da substância de interesse. Como indicado ao longo do texto, o moinho de bolas deve ser dimensionado com: diâmetro máximo de 16 ou 16,5 pés (verificar com fabricante local); relação L/D entre 1,5 a 2; Velocidade de rotação equivalente a 65% da velocidade crítica; % de sólidos entre 55 a 60%; enchimento entre 22 a 29% (verificar experimentalmente).

#### 6.7.5.2 Minérios Alterados

Trata-se de minérios de substâncias não metálicas, normalmente lavrados a céu aberto, cuja rocha é bastante heterogênea. Nestes casos, o conveniente é implantar uma etapa de pré-concentração, como ilustrado na **Figura 6.7.4** para uma operação comum de beneficiamento de Rocha Fosfática ou de Pirocloro (Nióbio), normalmente inseridos em ganga com alto conteúdo de magnetita, grossa e fina, e muita quantidade de impurezas nas faixas superfinais (lamas naturais). A operação de moagem pode ser efetuada em duas etapas, como ilustrado.

Da mesma forma que no fluxograma para minérios primários, na Figura 6.7.4 pode-se observar que todas as operações funcionam em circuito aberto, inclusive os hidrociclones. Após a separação da magnetita grossa e das lamas naturais, mesmo a partir de minérios provenientes de diversas partes da jazida, o material restante (minério da substância de interesse) estará convenientemente homogeneizado, tanto em teor como em dureza e composição, e muito provavelmente não irá precisar nem de pilha de homogeneização nem da separação das frações Granulado e Friável, podendo ambas frações ser tratadas em conjunto.

Sem cargas circulantes, a otimização das diversas operações unitárias, o seu controle operacional e, particularmente, os sistemas de controle automático, podem ser tarefas muito simples e econômicas. O consumo de água será o mínimo possível. A taxa de produção da usina será máxima com o mínimo de equipamento, ao retirar a fração magnética grossa que limita a capacidade da moagem. A usina será enxuta, simples e eficiente.



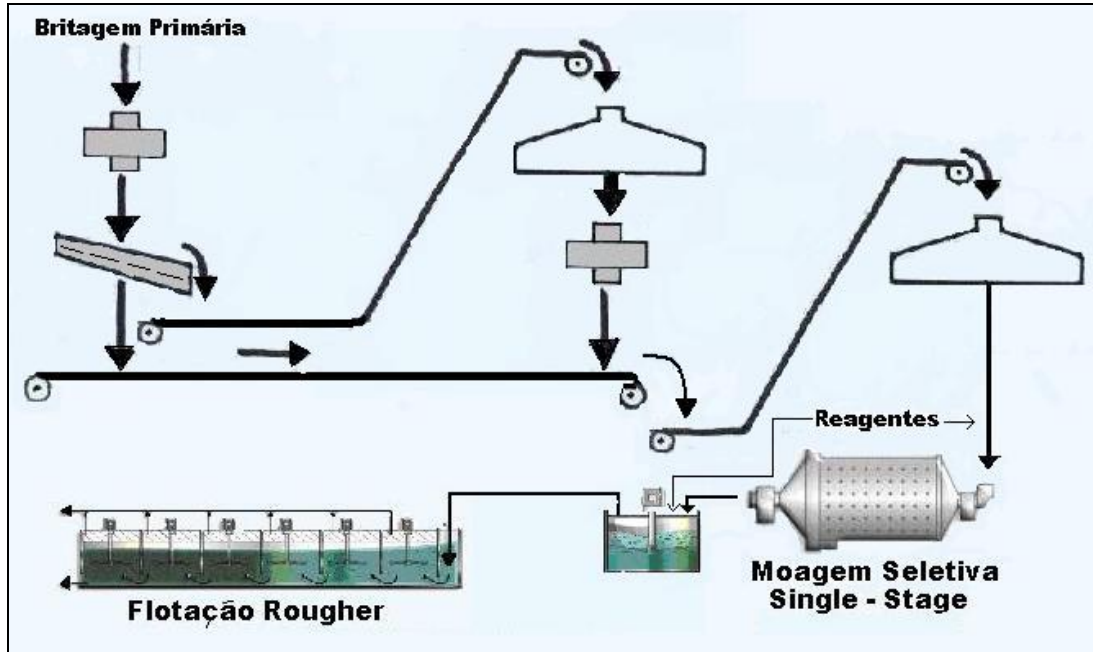


Figura 6.7.3 – Fluxograma Básico Minérios Primários

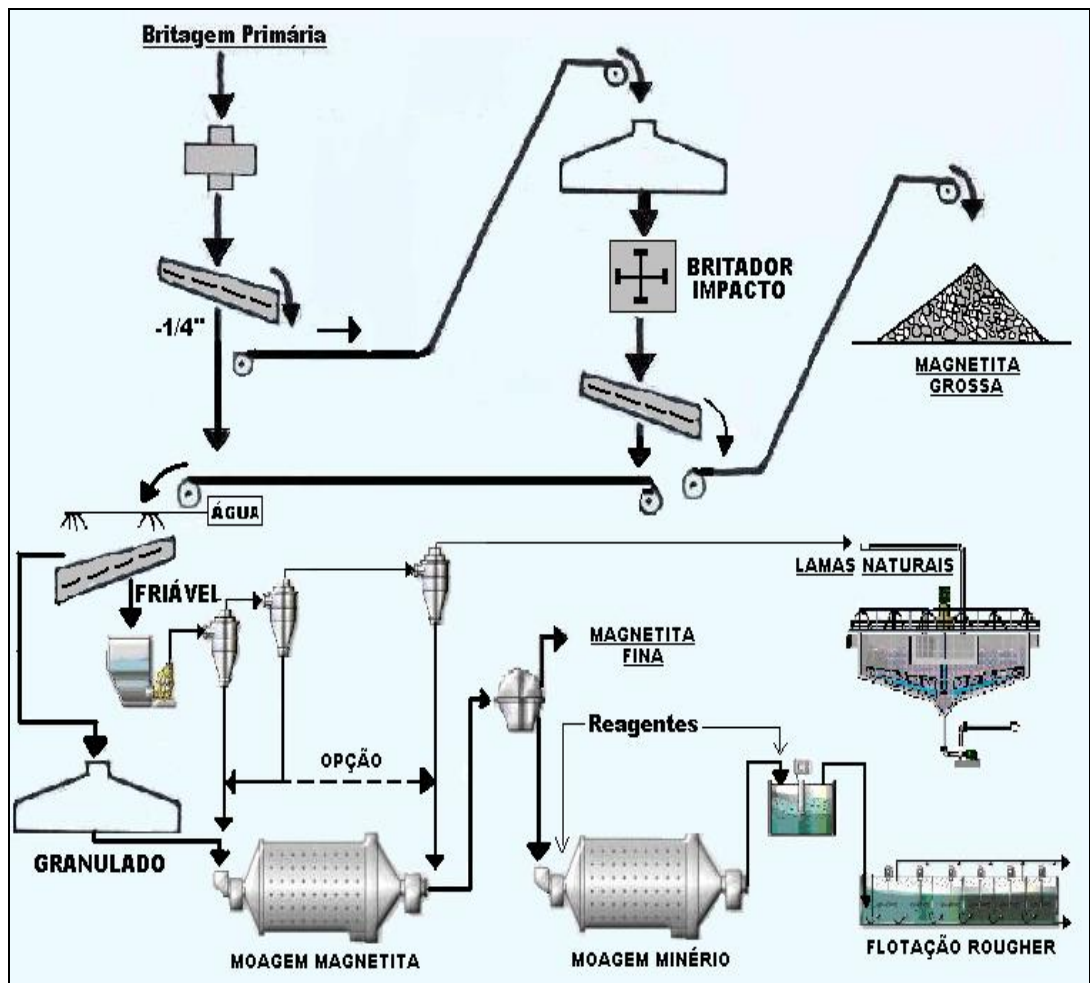
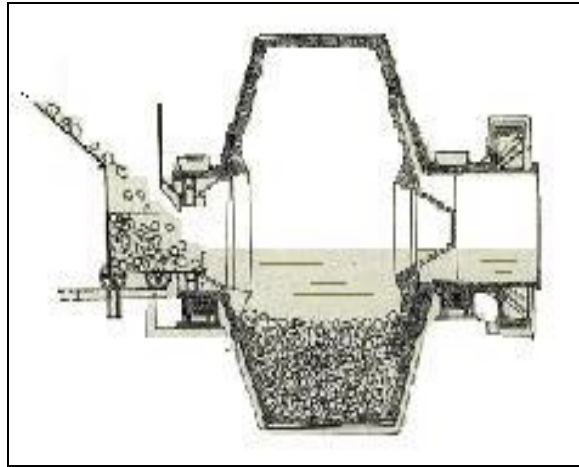


Figura 6.7.4 – Fluxograma Básico Minérios Alterados



## CAPÍTULO 7

# MOAGEM AUTÓGENA E SEMI-AUTÓGENA



## 7.1 Introdução

### 7.1.1 A Tecnologia

*Tal como su nombre lo indica, la molienda autógena es aquel proceso de reducción de tamaño cuyo efecto es producido por el mismo mineral a moler. En el proceso autógeno de molienda se utiliza un molino cilíndrico, normalmente de diámetro mayor que el largo, en el cual el “medio de molienda” son partículas de mayor tamaño del mismo mineral. Los métodos empleados en la molienda autógena se pueden clasificar de acuerdo al tipo de molino, al producto entregado (o alimentado) y al medio de molienda utilizado, de la forma mostrada en la **Tabla 7.1.1**.*

Tal como o seu nome indica, a moagem autógena é aquele processo de redução de tamanho cujo efeito é produzido pelo mesmo minério a moer. No processo autógeno de moagem é utilizado um moinho cilíndrico, normalmente de diâmetro maior que o comprimento, no qual o “meio de moagem” são partículas de maior tamanho do mesmo minério. Os métodos empregados na moagem autógena podem-se classificar de acordo ao tipo de moinho, ao produto entregue (ou alimentado) e ao meio de moagem utilizado, da forma mostrada na **Tabela 7.1.1**. A marca *Cascade Mill* foi patenteada pela Hardinge, e refere-se à moagem a úmido em moinhos de alta relação D/L, seja de forma totalmente autógena (AG) ou semi-autógena (SAG). A marca *Aerofall* foi registrada pela Aerofall Mills Limited, e refere-se à moagem a seco em moinhos de alta relação D/L, seja AG ou SAG.

**Tabela 7.1.1 – Sistemas Autógenos de Moagem**

<b>TIPO DE MOINHO</b>	Seco (Por exemplo, Aerofall) Úmido (Por exemplo, Cascade)
<b>PRODUTO</b>	Primário (Grosso) Secundário (Fino)
<b>MEIO DE MOAGEM</b>	Totalmente Autógeno – AG Parcialmente Autógeno – Pebbles Semi-Autógeno - SAG

A utilização de minério ou rocha como meio de moagem não é novo, e numerosos sistemas têm sido desenvolvidos durante muitos anos. No uso de moinhos cilíndricos, existe o antecedente de um ensaio feito por H.W. Hardinge, registrado na Revista AIME Transactions, de outubro de 1908. Neste teste foi selecionado minério de Magnetita ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ) como meio de moagem, em fragmentos de 8 polegadas, para reduzir uma alimentação de -1" para um produto de 80 mesh (177  $\mu\text{m}$ ), numa só operação. A rigor, já em 1906 começaram a ser efetuados testes de moagem Autógena na África do Sul, com minério de Quartzo aurífero, operando com pebbles do próprio minério.

Durante 1916, minério de Barita ( $\text{BaSO}_4$ ) foi reduzido utilizando grandes fragmentos desse mesmo minério como meio de moagem, num moinho cônico-cilíndrico de 8 pés de diâmetro por 30 polegadas de comprimento. Os corpos moedores foram escolhidos entre o material alimentado e o resto foi britado a -1" e logo alimentado ao moinho, junto com estes "pebbles" de grande tamanho. O moinho operou a úmido e entregou um produto de 95% -325 mesh (P80 = 40  $\mu\text{m}$ ).

Em 1938, a empresa American Nepheline Co. (EUA) operou um moinho Hardinge tipo cônico, de pebbles, de 8 pés de diâmetro por 36 polegadas de comprimento, trabalhando em seco. Partículas de Sienita (rocha com pouco Quartzo, cujos grãos são de grande tamanho) de 3" foram removidas de uma etapa de britagem intermediária e alimentadas ao moinho, junto com o produto fino da britagem (aproximadamente 3 mesh, ou 6,73 mm). O sistema operou em circuito fechado com peneira vibratória.

Da experiência acumulada até os anos 50, podia observar-se o seguinte:

- O maior desenvolvimento da moagem autógena foi experimentado na África do Sul, para minérios de Quartzo aurífero;
- As instalações para minério de Cobre tiveram o seu início na década de 50, nos países escandinavos;
- Os resultados observados nestes processos fazem concluir, aos pesquisadores da época, que o fenômeno de moagem é devido fundamentalmente ao mecanismo de atrição mais do que por impacto;
- A capacidade do "meio de moagem", sejam bolas de aço ou pebbles, é diretamente proporcional à sua gravidade específica;
- Os moinhos do tipo "pebbles", cuja gravidade específica é menor, precisam de alta diluição da polpa (baixa viscosidade) para operar corretamente, e são mais fáceis de operar em moinhos com descarga por overflow;
- O consumo de pebbles é geralmente muito alto (na American Nepheline o consumo era de 12,5 kg/ton), de modo que a operação prévia de classificação da carga deve fornecer de uma quantidade suficiente de pebbles ao moinho;
- O consumo dos pebbles é proporcional ao seu tamanho.

A avaliação feita neste Capítulo visa mostrar que estas tecnologias não são a novidade destes tempos, e também, mostrar as suas verdadeiras vantagens e desvantagens, frente aos processos convencionais. Na ótica do **Modelo Operacional**, os sistemas convencionais de britagem e moagem são muito mais convenientes tecnicamente (melhores resultados metalúrgicos), e em termos de custos de investimento e de operação, ainda considerando a possibilidade de desenvolver um parque tecnológico nacional e local, em torno às opções tecnológicas possíveis e padronizadas para todos os países do Mercosul.

## **7.2 Mecanismos Fundamentais e Definições**

As avaliações históricas inseridas neste item são extraídas, quase que em sua totalidade, de estudo feito em 1978 (Yovanovic, 1978), de modo que muitos dos problemas citados podem têm sido corrigidos na atualidade, e assim será destacado nos itens seguintes. Mas, o interessante desta avaliação, é que muitas das conclusões obtidas na época refletem o sentimento “operacional” destes processos, sem possuir ainda a conotação comercial em que eles se encontram hoje, onde as avaliações são muito pouco isentas e é muito difícil enxergar, atrás de sistemas matemáticos e eletrônicos, os verdadeiros problemas destas tecnologias e das questões operacionais que ainda preocupam aos operadores, principalmente o problema da falta de lisura nas avaliações frente às alternativas convencionais.

Os minérios heterogêneos, como são quase a totalidade dos minérios submetidos à moagem com finalidade posterior de separação com concentração de massa, manifestam a sua heterogeneidade em dois momentos cruciais dentro do processo: 1) na separação dos componentes principais ou da substância principal da ganga, que acontece na etapa de britagem terciária; 2) no momento de atingir tamanhos próximos do grão individual das substâncias, o qual está relacionado com a liberação das partículas e a performance das operações posteriores de separação com concentração. O moinho autógeno se preza de permitir ao minério “falar” por si mesmo, mas essa permissão é dada num momento em que processo não pode tomar nenhuma medida efetiva em favor dessa peculiaridade, mas apenas tentar absorver essa variabilidade, em plena continuidade, numa operação que não pode parar a toda hora nem pode descarregar num stock-pile de polpa, de modo que o resto do processo que se segue deve sofrer esta variabilidade. **Os moinhos autógenos e semi-autógenos não se aproveitam da heterogeneidade do minério, mas apenas sofrem com os seus impactos.**

O processo de pré-concentração sugerido pelo **Modelo Operacional** permite que, após a britagem por impacto, as frações possam ser separadas para o posterior tratamento individual ou para a eliminação de um ou mais componentes, que não são realmente “minério” mas que apenas acompanham ele desde a jazida, dentro da solução rochosa.

### **7.2.1 Moagem Totalmente Autógena - AG**

#### **7.2.1.1 Definições**

Num moinho de relativamente grande diâmetro é alimentado todo o minério, do jeito que ele vem da jazida ou, como é mais freqüentemente usado, do produto do britador primário, e por cominuição própria são reduzidos todos os tamanhos, em forma simultânea, até a granulometria desejada, prescindindo do uso de outros elementos auxiliares como meio de moagem (barras, bolas ou pebbles). Os moinhos completamente autógenos são normalmente utilizados na etapa de moagem primária, e podem ser do tipo seco ou úmido. Uma forma simples de descrever as características físicas de um moinho determinado é através da sua relação diâmetro/comprimento (D/L), ou ao inverso. Os moinhos autógenos, em geral, possuem uma relação D/L maior que 1; os moinhos primários totalmente autógenos se caracterizam por uma relação  $D/L > 1,5$ , e por uma alta razão de redução do minério. A alimentação para um moinho autógeno deve ser contínua, e consiste num material cuja granulometria flutue entre tamanhos muito grossos e outros muito finos, como acontece correntemente com a descarga do britador primário. O moinho autógeno, então, viria a substituir as etapas secundária e terciária de britagem.

Diferentemente dos sistemas convencionais de moagem, e até com os sistemas semi-autógenos, a moagem totalmente autógena requer de um grande controle sobre diversas variáveis que os outros sistemas não precisam, e que devem ser levados em consideração junto com os estudos de viabilidade destas alternativas:

1. O tamanho máximo da alimentação é o fator dominante na redução da outra parcela de material dentro do moinho. É conveniente possuir uma alta porcentagem de minério de grande tamanho na alimentação, pois é este o meio de moagem;
2. Deve prestar-se especial atenção às características físicas do minério a moer (como por exemplo, a gravidade específica, aspecto que notadamente não é levado em consideração em quase nenhuma das abordagens conhecidas, com exceção do **Modelo Operacional**).

As experiências em escala industrial, para minérios de Cobre são muito poucas, e por esta razão não são muito padronizados os critérios de operação e de dimensionamento destes equipamentos. Até 1978 tinha-se a referência de apenas 8 moinhos totalmente autógenos em operação para minério de Cobre: 6 deles na empresa Island Copper (Canadá), de 32 pés de diâmetro e 14 pés de comprimento e 2 moinhos no Concentrador de Aitik, da Boliden AB (Suécia), de 20 pés de diâmetro por 34,5 pés de comprimento.

#### 7.2.1.2 Operação e Testes

A ação fundamental que acontece num moinho AG é a abrasão, ou cominuição de baixa energia que produz o desgaste das partículas pela esfregação, sem acontecer a quebra integral delas, excetuando a quebra por impacto que ocorre parcialmente dentro do moinho pela ação de levante e queda das rochas de maior tamanho. Esta característica faz com que o produto dos moinhos AG seja bastante mais fino que o desejado, próximo do tamanho natural dos grãos, e com maior consumo específico que o possível de obter em sistemas convencionais ou no sistema SAG. Num moinho totalmente autógeno existem grandes variações de moabilidade, pelo que são necessários complexos sistemas de controle, em todos as fases tecnológicas, tanto na etapa de pesquisa (que hoje evoluíram para testes que consideram todo o corpo mineral) como na operação, como é o caso do sistema de velocidade variável. Para muitos tipos de rocha, a mistura proporcional de duas espécies diferentes acarreta perdas de eficiência, quando avaliadas por separado.

Os moinhos-piloto que têm servido de base para o dimensionamento de muitas instalações industriais possuem entre 1,7 a 1,8 m de diâmetro, e são utilizadas entre 20 a 25 toneladas de minério como mínimo para cada teste a seco, e de 30 a 40 toneladas para moagem a úmido. Testes adicionais requerem entre 10 a 15 toneladas a mais. Na época avaliada, não existiam testes de laboratório, em escala de bancada, que pudessem substituir os testes contínuos em escala piloto, excetuando alguns testes qualitativos, desenvolvidos em moinho Aerofall de 18 polegadas, a seco, que permitiriam obter o Autogenous Work Index (AWI) do minério ou minérios avaliados, provenientes de diversas partes da jazida, como veremos no item 7.3.1.7. Como o moinho tende a reter aquelas frações que são mais duras, o moinho piloto demora algum tempo (ao redor de 12 horas) para estabilizar e fazer iguais o fluxo de entrada e o fluxo de saída, em peso e em composição química. A avaliação de resultados inclui a carga acumulada no moinho, após o ensaio, e os valores medidos incluem, dentre outros aspectos: F80, P80, taxa de produção, potência, volume interno do moinho ocupado pela carga, além do peso, granulometria e gravidade específica desta carga.

Na parte operacional, em moinhos operando a seco (do tipo *Aerofall*), se observa dentro do moinho uma clara diferenciação entre as partículas finas e as grossas. As grossas são distribuídas nos extremos do cilindro (alimentação e descarga), cercado o material fino na zona central do moinho, ocasionando segregação lateral e carga não uniforme. Na prática industrial constatou-se que a combinação entre o moinho autógeno primário com moinho secundário de pebbles possui algumas vantagens para rochas de minérios metálicos. O moinho de pebbles permite incrementar a produção do moinho primário, diminuindo a carga circulante deste. O volume de carga requerido em moinhos secos, do tipo *Aerofall*, geralmente oscila entre 27 a 28% do volume interno do moinho. Os moinhos de teste do tipo cascade, a úmido, operam normalmente a 28 – 30% do seu volume.

### 7.2.1.3 Tamanhos Críticos

Para minérios com dois ou mais componentes que respondem de forma diferente á moagem, é possível que o mais resistente deles se acumule na carga do moinho, ocupando grande parte do volume interno disponível e reduzindo a taxa de moagem do moinho. Este material, dependendo da sua gravidade específica e de outros fatores, como o tamanho procurado no produto (P80) e o tamanho das rochas que servem de corpos moedores, pode atingir uma faixa granulométrica que normalmente vai de 8 até quase 100 mm, que são duros demais para serem quebrados pelo impacto das rochas ou para serem cominuídos por abrasão numa taxa aceitável. Estas partículas são normalmente geradas por duas fontes; na alimentação do moinho ou pela redução e quebra das rochas maiores.

Entre as soluções que têm sido procuradas para resolver este problema são citadas:

- Descartar este material se for de baixo teor (Eatsman e Howald, 1964). O Leitor pode observar que este é exatamente o conceito de pré-concentração introduzido pelo **Modelo Operacional**, apenas que com maior eficiência e menores custos, como seria feito por britadores terciários de impacto.
- Britar e devolver como carga circulante. Existem circuitos industriais que operam desta forma.
- Utilizar como pebbles para alguma etapa posterior de moagem secundária. Procedimento muito utilizado nos países escandinavos e que veremos no próximo item 7.2.2.
- Converter o moinho AG para moinho SAG, adicionando bolas de aço para poder reduzir estes tamanhos críticos dentro do próprio moinho, como será tratado no item 7.2.3.

### 7.2.2 Moagem Parcialmente Autógena (Pebbles)

A maior parcela do minério é reduzida até um produto semifino, através de processo convencional de cominuição (ou num moinho autógeno primário). Esta fração de minério é então alimentada num moinho parcialmente autógeno (chamado de pebbles) em forma conjunta com uma parcela de material grosso separada da descarga do britador primário, a qual serve como meio de moagem. Esta fração grossa ou pebbles sé usualmente obtida mediante o peneiramento do material da etapa de britagem precedente, mas também podem ser extraídos da própria jazida, na forma de rochas, escoria, etc. A moagem com pebbles pode ser utilizada tanto na etapa primária como secundária, e em ambos casos quase que exclusivamente em operação a úmido. No item anterior foi comentado que a primeira experiência com este sistema provém de 1906.

A moagem de pebbles, inicialmente, não teve nenhum tipo de difusão fora da África do Sul, de modo que apenas durante os anos 50 foi introduzido o primeiro moinho de pebbles no Canadá, no concentrador de Ouro de Lake Shore Mines. Já no final da década de 50 uma grande quantidade de moinhos de pebbles foi introduzida no EEUU e no Canadá, todos para moagem secundária. Nos países Escandinavos este método foi introduzido a mediados da década de 50, começando com o concentrador Keretti, da empresa Outokumpu OY da Finlândia. Posteriormente se somaram as instalações de Boliden AB e Luossavaara-Kiirunavaara AB (LKAB), ambas na Suécia. Existem na época algumas experiências com menos de Cobre quebradiças (de origem metamórfico: quistos, gneis, etc.) como Keretti, Kotalahti, Pyhasalmi, todas da Outokumpu OY na Finlândia; Aitik, da Boliden AB na Suécia e Bayard, nos EEUU. A moagem primária com pebbles não teve a mesma aceitação que a secundária, pela falta de pebbles de grande tamanho, numa quantidade adequada. No ano de 1972, as únicas instalações primárias de moagem com pebbles conhecidas (além daquelas da África do Sul), eram 4 usinas operadas pela Outokumpu em Finlândia.

Em compensação, também a partir do final dos anos 50, diversas usinas da Boliden AB, da Suécia, converteram o sistema convencional de barras e bolas, para o sistema barras e pebbles. Até 1973, já existiam 10 circuitos industriais de moagem da Boliden nestas condições. A produção total destas usinas era de 6,5 milhões t/ano, economizando em média quase 8.600 toneladas de aço por ano (Fahlstrom, 1973).

Outra das razões pela qual são preferidos os moinhos de pebbles apenas como moinhos secundários, é que para um moinho secundário convencional o custo derivado do desgaste dos corpos moedores de aço é muito alto, o qual seria eliminado com a utilização de pebbles do mesmo minério. Outra razão provém do fato de que é mais simples e de baixo custo “adaptar” um moinho convencional como um moinho de pebbles, em etapa secundária, que redimensionar um sistema primário, o qual requer longas e custosas mudanças. Podemos citar o caso do concentrador Weed, da Anaconda (EEUU), que mudou os seus moinhos de pebbles para moinhos de bolas, devido a sérios problemas operacionais e de manutenção, gerando perdas de tempo pelo equipamento parado e enormes flutuações na taxa de alimentação, derivadas das mudanças de características físicas dos pebbles.

Em resumo, quando é planejada uma nova instalação, com base nesta alternativa tecnológica, é obviamente mais atrativo moer diretamente o material extraído da mina num moinho totalmente autógeno ao invés de um moinho de pebbles, já que não é preciso separar material fino e classificar pebbles na alimentação. No caso em que a moagem autógena não seja adequada, o moinho de pebbles seria então a seguinte alternativa.

#### 7.2.2.1 Características da Moagem com pebbles

- Os moinhos primários de pebbles podem ser operados em circuito aberto (como comprovado nas operações da Outokumpu OY), ou em circuito fechado (como acontece em quase todas as instalações da África do Sul).
- Os moinhos de pebble secundários são geralmente operados em circuito fechado com hidrociclones (ou com algum outro tipo de classificador).
- A capacidade ou competência do “meio de moagem” (sejam bolas de aço ou pebbles) é diretamente proporcional à sua gravidade específica.
- Os moinhos de pebbles são mais fáceis de operar em moinhos com descarga por overflow.



### 7.2.2.2 Características dos Moinhos

A moagem com pebbles, na África do Sul, foi inicialmente efetuada em moinhos tubulares, com dimensões típicas de 1,7m (5,5 pés) de diâmetro por 6,7m (22 pés) de comprimento. Os desenhos mais modernos foram aumentando o diâmetro dos moinhos, e junto com isso aumentando a relação D/L. A energia que um moinho pode entregar à rocha é proporcional ao diâmetro do moinho elevado a 2,5 – 2,65. Isto significa, por exemplo, que um moinho de 14 pés de diâmetro por 16 pés de comprimento terá aproximadamente um 50% de maior capacidade que outro moinho de 12 pés por 16 pés de comprimento. Por outro lado, para uma determinada taxa de produção e dentro de certos limites, o maior diâmetro demanda maior custo de investimento e de operação, principalmente o consumo de energia elétrica.

Devido à menor densidade dos pebbles em comparação com as bolas de aço, os moinhos de pebbles são construídos com maiores dimensões que os moinhos convencionais, para a mesma potência instalada. Outro elemento importante, que na época era considerado, é que existe uma relação área/volume, dentro do moinho, que propicia um menor consumo de revestimentos. Foi determinado, nos anos 70, que a melhor relação D/L ficava em torno de 0,7 a 1,0. Os pebbles possuem uma gravidade específica consideravelmente mais baixa que um médio de moagem de aço, pelo tanto precisam de equipamentos de maiores dimensões que os moinhos convencionais, com antes indicado, para a mesma potência instalada. Esta situação implica numa área de maior exposição, pelo tanto com maior desgaste de revestimentos.

A velocidade ótima do moinho possui uma forte dependência com o tipo de revestimento utilizado; uma alta velocidade produz alto consumo de revestimentos. A faixa de trabalho mais utilizada flutua entre 60 a 75% da velocidade crítica do moinho. Tem-se comprovado que, para um aumento de 12% na velocidade, o desgaste de revestimentos é incrementado em 20%. Por outro lado, para velocidades superiores a 75% da velocidade crítica, é possível manter a mesma eficiência de moagem (expressa em kWh/t de -200 mesh produzida) para diferentes tipos de liners (o moinho perde a dependência da forma e tipo dos revestimentos).

### 7.2.2.3 Densidade da Polpa

A densidade da polpa é de grande importância para um moinho de pebbles. Uma baixa densidade conduz a uma baixa viscosidade e com isso um movimento mais livre dos pebbles através da polpa, incrementando a eficiência da cominuição. Em compensação, o consumo de pebbles aumenta, ao perder o amortecimento gerado pela alta viscosidade.

O realmente importante nesta avaliação é a viscosidade da polpa, como estudado no item 2.4. A simples avaliação da densidade em função da % de sólidos em peso não reflete bem esta situação; para uma mesma densidade de polpa, um minério de alta gravidade específica provocará uma menor viscosidade na polpa que um outro minério de gravidade específica menor. Muitos operadores utilizam como medida a % de sólidos em volume. Nas operações observadas na África do Sul, a densidade da polpa é mantida normalmente entre 40 a 45% de sólidos, em volume (equivalente a 67 a 70% de sólidos em peso, para os minérios de Quartzo aurífero). A densidade de polpa ótima depende também do tamanho e peso dos pebbles. A modo de comparação, os moinhos de bolas convencionais trabalham com 45 a 50% de sólidos em volume, ou seja, um pouco superior à porcentagem utilizada nos moinhos de pebbles.

#### 7.2.2.4 Tamanho e Consumo de Pebbles

O tamanho dos pebbles (normalmente extraídos nas etapas anteriores de britagem) é comumente selecionado com base no peso, procurando tamanhos de pebbles cujo peso seja equivalente ao peso que teria a bola de aço que seria usualmente necessária na moagem convencional do mesmo minério. Em outras palavras, o volume de pebbles dentro do moinho é inversamente proporcional à gravidade específica do minério.

Alguns exemplos são:

- East Geduld, Union Corporation – Moinho Secundário: Peso = 1,5 kg. SG = 2,8
- Aitik, Boliden AB – Moinho Secundário:  $\varnothing = 40$  a 90mm SG = 2,8
- Keretti, Outokumpu OY – Moinho Primário:  $\varnothing = 80$  a 250mm SG = 3,5

A vida dos pebbles depende principalmente de dois aspectos: o grau de abrasão e a resistência ao impacto. Existem muitíssimos fatores que influem nos dois aspectos mencionados: resistência à abrasão, tamanho dos pebbles, densidade da polpa, diâmetro do moinho, velocidade do moinho, tipo de liners, etc.

#### 7.2.3 Moagem Semi-Autógena

Consiste numa derivação da moagem autógena, que utiliza uma porcentagem, que oscila entre 4 a 10% de volume interno do moinho, de bolas de aço como meio adicional de moagem. Algumas definições mais antigas estendem esta definição para qualquer alteração utilizada, por exemplo, a remoção de certas faixas chamadas de “tamanhos críticos” de dentro do moinho também é chamada de moagem autógena modificada. O tamanho crítico do minério, para a moagem autógena, é aquela parcela de material cuja granulometria é superior à desejada no produto, mas que também é pequena demais para produzir algum efeito de cominuição dentro do moinho. Para simplificar os conceitos, neste texto utilizaremos o termo de **Moagem Semi-Autógena** (SAG) para as operações que utilizam bolas de aço como meio adicional de moagem.

Este sistema, além de apresentar-se como opção para a moagem dos tamanhos críticos gerados no interior dos moinhos AG, apresenta melhores condições de controle operacional e compatibilidade para operar como etapa primária de moagem, em conjunto com etapa secundária de Bolas (principalmente na América) ou secundária de Pebbles, com já era muito popular nos países escandinavos na década de 50. A grande maioria dos projetos de cominuição de minérios metálicos não ferrosos começou a se interessar por esta tecnologia, que mesmo apresentando menores consumos de energia que o sistema AG, incorporava novos custos derivados do consumo de bolas de aço. Nas avaliações frente aos sistemas convencionais, o argumento utilizado como benefício era a substituição das então complexas usinas de britagem, significando um leve menor investimento e menores custos de operação e manutenção.

A eficiência da moagem autógena, em termos de kWh/t, pode melhorar junto com a adição de bolas de aço, mas, ao superar um volume determinado de enchimento de bolas o moinho torna-se inoperável. Em testes para escala industrial de moagem semi-autógena no Concentrador Arthur, da Utah Mining, da Kennecott (EUA), no ano de 1963, comprovou-se que, num moinho de cascata de 24 pés de diâmetro por 8 pés de comprimento, ao operar com uma carga de bolas acima da considerada limite, aumenta de forma descontrolada a carga circulante, os hidrociclones começam a se obstruir, descarregando grossos pelo overflow, e as tubulações também acabam obstruindo-se.

Para um moinho Aerofall (moagem a seco), quando este se carrega com baixa proporção de bolas em relação à alimentação, o tamanho e a dureza do minério alimentado possuem um efeito significativo na capacidade de produção. Quando a carga de bolas aumenta e a razão bola/minério cresce, a capacidade do moinho aumenta, perdendo gradativamente a sua dependência com a natureza do minério alimentado, até perder toda dependência quando a carga de bolas é grande. Em compensação, a adição de bolas de aço em moinhos autógenos faz aumentar consideravelmente o desgaste dos revestimentos. Esta situação é muito notória nos moinhos semi-autógenos a úmido, do tipo Cascade Mill.

Para o caso particular de usinas de beneficiamento de minério de Cobre, o sistema geralmente utilizado é de semi-autógeno a úmido, por exemplo:

- Cyprus Pyma (EEUU): 2 moinhos, D = 28 pés; L = 18 pés
- Similkameen (Canadá): 3 moinhos, D = 34 pés; L = 14 pés

Para minério de Ferro, a tendência é de usar moagem semi-autógena a seco:

- Hibbing Taconite (EEUU): 6 moinhos, D = 36 pés; L = 15 pés

Estes últimos, na data da pesquisa feita pelo Autor (1978), eram os maiores do mundo. Os seis moinhos eram da marca Allis Chalmers, de 6.000 HP. O circuito foi projetado para a produção de pellets, atingindo, numa única etapa, 85% - 325 mesh.

### 7.2.3.1 Moagem a Úmido (Cascade Mill)

De acordo com a experiência obtida em diferentes escalas de produção e por sugestões dos próprios fabricantes de equipamentos, é recomendável operar estes moinhos a aproximadamente 70% da sua velocidade crítica e com uma porcentagem de sólidos, em peso, entre 60 e 65%. O sistema de controle deve estar baseado no nível de polpa dentro do moinho, o qual deveria corresponder a aproximadamente 27 - 30% do volume interno. Para um Moinho de Cascada o incremento da proporção de material grosso na alimentação significa um aumento na capacidade do moinho, com a correspondente redução do seu consumo unitário de energia, aproximando a granulometria de descarga com aquela possível de obter num moinho de bolas convencional. A eficiência também aumenta quando esta fração grossa é de maior dureza.

A redução da velocidade de rotação num moinho de cascada, como também a redução na altura dos lifters dentro do moinho, afetam a eficiência da moagem autógena, diminuindo a capacidade de tratamento e com isso aumentando o consumo específico de energia. Por outro lado, os lifters de muito pouca altura se desgastam rapidamente. Na época da pesquisa, o material recomendado para os liners era de aço Ni-Cr-Mo em tratamento térmico (geralmente são de aço Ni-hard). Os lifters preferem-se de aço ao manganês. Apesar de que o moinho de cascada entrega um produto com P80 inferior que um moinho convencional, no caso da flotação não se observam diferenças significativas nos resultados metalúrgicos, tanto para o Cobre como na Molibdenita. Por outro lado, o tamanho deste produto e a taxa de produção não podem ser eficientemente controlados nos moinhos de cascada, particularmente nos minérios muito heterogêneos.

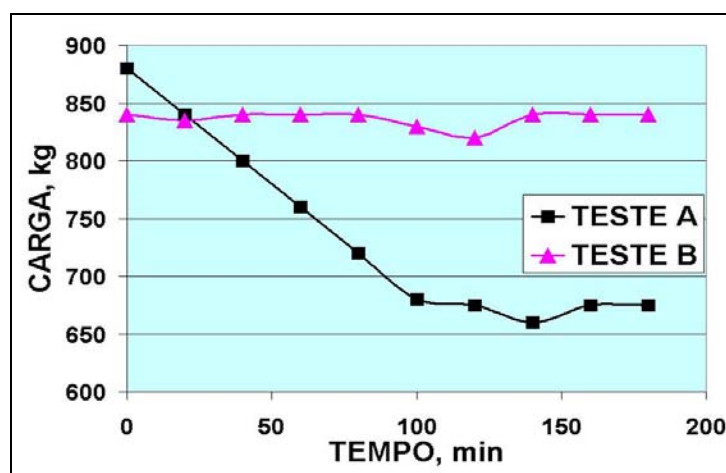
A distribuição granulométrica do material alimentado ao moinho também possui um importante papel no tempo requerido para atingir o estado estacionário e na taxa de produção do moinho.

**Goldman e outros** (1991) estudam este fenômeno num moinho piloto *Cascade Mill* operando em circuito aberto. O material alimentado foi separado em três frações e alimentado em diferentes proporções ao moinho, da forma mostrada na **Tabela 7.2.1**.

**Tabela 7.2.1** – Distribuição Granulométrica na Alimentação (**Goldman e outros**, 1991)

FAIXA, $\mu\text{m}$	TESTE A	TESTE B
+ 108.000	30%	20%
54.000	20%	20%
- 54.000	50%	60%

O moinho piloto demora quase 2 horas em atingir o estado estacionário, ou seja, para estabilizar o peso da carga (água, minério e bolas) dentro do moinho, o qual é obtido de diferente forma para os dois testes avaliados, como ilustrado na **Figura 7.2.1**.



**Figura 7.2.1** – Carga do Moinho em Função do Tempo (**Goldman e outros**, 1991)

Observando a taxa de produção, o teste A começou com 600 kg/h e demorou 2 horas até atingir uma taxa de 800 kg/h. O teste B começou com 900 kg/h e manteve esta taxa de forma muito estável, com uma pequena oscilação de carga após 2 horas de operação.

### 7.2.3.2 Moagem a Seco (Aerofall)

O modelo Aerofall é o moinho a seco mais conhecido do mundo, e pode ser operado de forma totalmente autógena (AG) ou com uma quantidade importante de bolas de aço como meio de moagem (SAG). Geralmente são utilizados na moagem de minérios de Ferro. Na data da pesquisa (1978, atualizada até 1983) não se tinha conhecimento de moagem a seco de minérios de Cobre, apenas em testes piloto, como será visto a seguir.

A característica mais importante do moinho Aerofall é a sua geometria, que favorece a saída imediata das partículas finas desde o interior do moinho, através de uma corrente de ar produzida por um sistema classificador, evitando a supermoagem e também o amortecimento da quebra nas partículas que ainda precisam ser moídas. Estes moinhos possuem uma relação D/L muito elevada. Por exemplo, o moinho Aerofall da Jones and Laughlin Steel Corporation (EUA), instalado em 1955, possuía um diâmetro de 17 pés e um comprimento de 5 pés.

A moagem a seco produzida por um moinho Aerofall produz uma liberação mais seletiva das partículas mineralizadas, com o conseguinte incremento na recuperação no processo de flotação. Por outro lado, através do sistema de moagem a seco de minérios sulfetados de Cobre, se observa que a Pirita apresenta uma atividade excessiva durante a flotação. Para um determinado minério foi obtido um concentrado de Cobre, mesmo na etapa de limpeza, de apenas 12% Cu, em comparação com os 18% obtidos ao flotar o produto de um moinho de bolas convencional (Chino Mining Division, Kennecott, EEUU, testes em planta piloto, 1965). Na flotação Rougher, a recuperação de Cobre é superior ao flotar um produto entregue por um moinho Aerofall comparado com o produto de um moinho de bolas. A recuperação de Molibdenita é similar.

Exames mineralógicos minuciosos concluíram que existe uma grande diferença na forma como os sulfetos são liberados num moinho Aerofall em comparação com um moinho de bolas convencional. O moinho Aerofall é mais efetivo na liberação de sulfetos desde gangas silicatadas, mas é bastante menos efetivo na liberação de grãos individuais de calcocita e pirita, a partir do grão misto que normalmente apresentam estes sulfetos. Estas circunstâncias determinam a maior recuperação e menor teor em concentrados para os sistemas que utilizam moinho Aerofall alimentando a flotação. Podemos agregar que, de acordo aos conceitos introduzidos neste texto pelo **Modelo Operacional**, a função transporte exercida pelo soprador não retira apenas os menores tamanhos, mas também as partículas “mais leves”, como são os fragmentos de sílica, de menor gravidade específica que os fragmentos de minério sulfetado, os quais ficam “seletivamente” dentro do moinho até sua liberação.

### 7.2.3.3 Moagem Seca ou Úmida

Considerando aspectos metalúrgicos e de custos, tem-se verificado que, se o processo posterior à moagem é a seco, como acontece com alguns minérios de Ferro que são concentrados por separação magnética, é conveniente que a moagem também seja a seco; mas se o processo posterior que se segue é a úmido, como, por exemplo, as operações de flotação, é conveniente que a moagem seja a úmido.

Os seguintes fatores devem ser levados em consideração:

- Custo de investimento – Para uma mesma capacidade de tratamento, geralmente o custo de investimento é maior para o sistema a seco, pois o sistema de classificação por ar é mais elevado que o seu análogo a úmido.
- Consumo Específico de Energia, kWh/t – De acordo com a experiência acumulada até aquela época, conclui-se que para um determinado minério o consumo específico de energia seria inferior para o sistema de cascata (a úmido) em comparação com o sistema Aerofall. Tem-se comprovado que a moagem a seco consome entre 25 a 35% a mais de energia, para um produto determinado, ainda sem incluir a potência requerida pelos ventiladores do equipamento classificador, que alcança a quase 10% da potência total do moinho.
- Consumo de Aço – O consumo de liners num moinho seco Aerofall é um pouco inferior ao obtido por o moinho de Cascada, para as mesmas condições de produção. O consumo de bolas de aço é consideravelmente inferior no moinho a seco.

- Recuperação de Cobre e de Molibdenita – Na flotação, para um processo alimentado por moinho de Cascada, seria muito similar à obtida num moinho de bolas convencional, para similar P80. Mas, a recuperação possível de obter num moinho Aerofall pode ser superior em até 2 ou 3% à obtida em qualquer das alternativas úmidas antes indicadas, porém com menor teor no concentrado.

Testes autógenos a úmido foram comparados com o processo de moagem convencional, em escala piloto, visando verificar a performance obtida na flotação de minério de Cobre (**Iwasaki e outros**, 1983). Os testes de flotação não forma devidamente padronizados na etapa Rougher e apresentam apenas resultados globais envolvendo um complexo circuito, que incluía até remoagem, de modo que os resultados não apresentaram diferenças claras entre ambos sistemas de moagem.

#### 7.2.4 Operação e Controle dos Moinhos AG e SAG

Quando muda o minério, no caso da moagem convencional em moinho de bolas, como a taxa de alimentação é constante, é o tamanho do produto que muda (P80). Obviamente, depois de conhecida essa situação, a taxa de alimentação pode ser ajustada. Nos moinhos AG ou SAG muda o nível de carga e como isso, imediatamente, muda a taxa de alimentação. **Duckworth e Lynch** (1983) comentam que a chave para entender os moinhos AG e SAG é poder prever o nível de carga e a capacidade de moagem na medida em que o minério muda.

Como observado pelo **Modelo Operacional**, existe uma relação entre a taxa de quebra e a velocidade de saída do produto, que define o nível de carga dentro do moinho, tudo isso regulado pelo mecanismo de classificação interna. Esta condição não é diferente num moinho AG ou SAG, apenas que agora é mais fácil de observar. O **nível de carga** observado nestes moinhos, que oscila entre 27 a 30% do volume interno, equivale justamente à **zona de moagem** definida pelo Modelo Operacional para os moinhos convencionais. A zona de transporte é quase inexistente na maioria dos moinhos AG ou SAG, pois o comprimento do moinho é muito curto e, pela geometria do moinho, acontece que o produto abandona rapidamente o moinho; ainda acompanhado pela medida de potencia instantânea, que permite acompanhar este nível e, com a ajuda da água de alimentação, é evacuado todo o produto retido. Nos moinhos convencionais, de maior comprimento, a zona de moagem ocupa a parte superior da metade baixa do moinho, entre o nível do overflow e o limite da zona de moagem, mas, pela classificação interna, esta zona apresenta maior diluição e arrasta o material produzido na zona de moagem até a boca de descarga.

Existem duas formas principais de cominuição nos moinhos AG e SAG: aquela que envolve alto nível de energia, de impacto (britagem) das partículas, e aquela menos intensiva energeticamente, de abrasão. As partículas maiores devem ser capazes de gerar uma carga moedora que possa “britar” as partículas finas, junto com a sua própria fragmentação, até atingir tamanhos que não sirvam mais como corpos moedores. Essas partículas maiores não podem ser tão “duráveis” assim, ao ponto que não possam ser reduzidas na mesma taxa de alimentação do moinho.

**Duckworth e Lynch** (1983) definem esta dupla ação da forma ilustrado na **Figura 7.2.2**. A taxa de quebra, na figura, se refere à taxa de impacto do material.

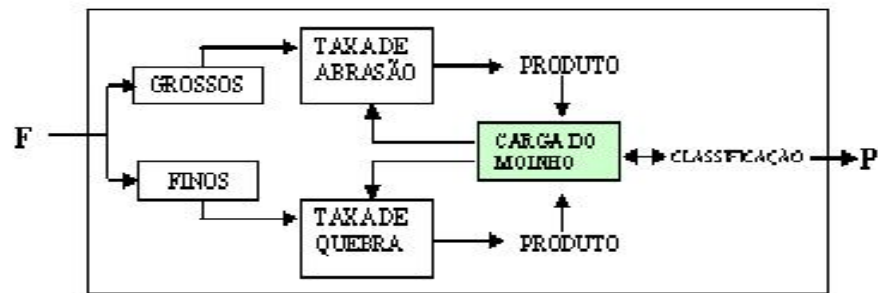


Figura 7.2.2 – Quebra e Classificação Interna Moinhos AG e SAG

A **Taxa de Quebra** total (impacto e abrasão) da forma estabelecida pelos modelos cinéticos é diferente para os sistemas AG e SAG que para os moinhos convencionais. Nos moinhos convencionais tínhamos observado que existe um determinado tamanho de partículas onde a taxa de quebra é máxima, devido principalmente ao tamanho da bola utilizada, como ilustrado na Figura 4.2.7 do item 4.2.3.3. Nos moinhos AG e SAG, pelo contrário, observa-se uma faixa de tamanho, considerada crítica, onde a taxa global de quebra é mínima, e isto se deve à passagem entre os mecanismos de impacto e abrasão, onde determinadas partículas ficam prisioneiras na passagem entre estes dois mecanismos, como ilustrado na **Figura 7.2.3**.

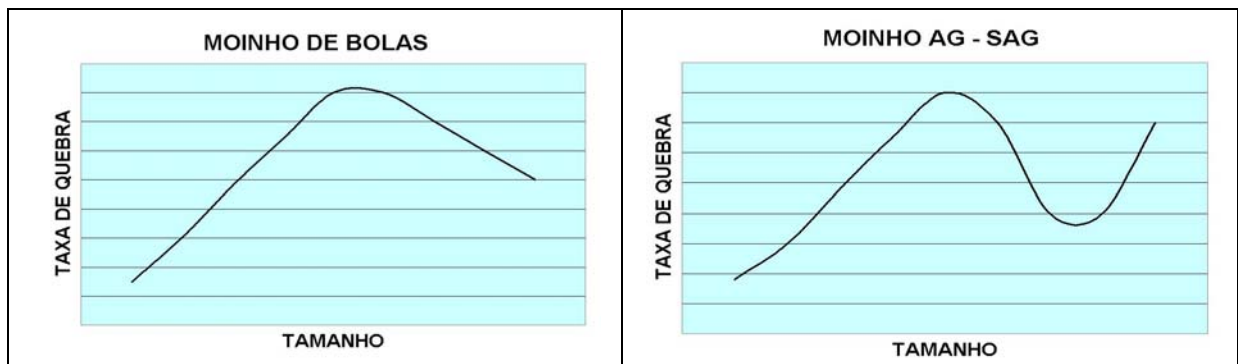
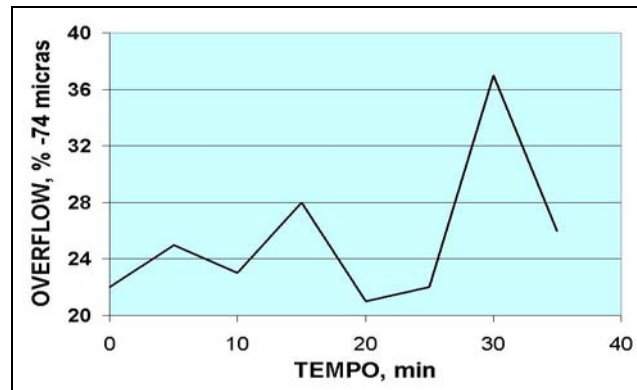


Figura 7.2.3 – Taxa de Quebra vs. Tamanho (Duckworth e Lynch, 1983)

Nos moinhos AG e SAG existe uma parcela de massa, nas frações de tamanho definidas como “críticas”, que é necessário eliminar do sistema. São estas partículas que fazem cair a taxa global de quebra e que desestabilizam o volume de carga e por tanto a potência do moinho, obrigando a reduzir a taxa de produção do moinho. Duckworth e Lynch conseguem verificar as características da carga remanescente no moinho após atingir o estado estacionário, para diversos moinhos AG e SAG industriais. Para todos os quatro casos verificados se observa uma pequena parcela de finos, junto com a água que ficou no moinho, e quase todo o resto do material contido entre 10 até 80 ou inclusive até 200 mm, dependendo do tipo de circuito (AG ou SAG), dureza do minério, características granulométricas da alimentação e tamanho das bolas, no caso de moinho SAG.

O sistema básico de **controle** dos moinhos AG e SAG consiste em manter a potência constante, ou seja, o volume de carga de dentro do moinho, ajustando a taxa de alimentação. Isso significa que o processo, como um todo, é apenas controlado por uma parte: o moinho, transmitindo os problemas de variabilidade do minério para os processos que se seguem. Duckworth e Lynch acompanham a operação do ciclone que fecha o circuito de um moinho AG. Os dados de operação, num lapso de poucos minutos, são ilustrados na **Figura 7.2.4**.



**Figura 7.2.4** – Variação Típica no Overflow de Ciclone em Circuito AG

As maiores dificuldades acontecem quando muda a proporção de grossos na alimentação, como observado na Figura 7.2.1, e isso é muito difícil de controlar, além da heterogeneidade própria da grande maioria dos minérios. Outra opção de controle envolveria o conhecimento antecipado das características do minério alimentado e um modelo matemático confiável que permita antecipar as medidas de controle, condição que até hoje não existe, nem sequer para os moinhos convencionais. Este tipo de problemas não parece ser levado em conta na etapa de projeto, quando os sistemas AG e SAG parecem exteriorizar apenas as suas discutíveis vantagens.

**Themelis e Last** (1980) relatam estudo sobre a **densidade ótima** da polpa feito por Bergstedt e Fagremon em 1978 na operação da usina de Rana Mill, na Noruega. Estes Autores testaram entre 40 até 70% de sólidos na alimentação do moinho SAG, concluindo que a capacidade máxima do moinho, para uma potencia definida, aconteceu para 50% de sólidos. Convidamos ao Leitor para refletir muito sobre este assunto; pouca água (alto % de sólidos) não retira o produto com a taxa necessária, criando excesso de finos na zona de moagem, que reduz a taxa de quebra. Muita água (baixo % de sólidos), envolve muito fluxo, pouco tempo de sedimentação e arraste de partículas que ainda não estão prontas, conduzindo à redução da taxa de alimentação do moinho. O Modelo Operacional tem proposto, ao longo do texto, a execução de um estudo reológico que ajude a definir esta taxa de transporte (função transporte), permitindo manter limpa de finos a zona de moagem, sem perder a sua alta densidade. Esta situação depende muito também do tamanho do produto e da abertura de descarga da grelha do moinho. Experiências deste Autor (**Yovanovic**, 1991), operando moinho tubular primário de baixo enchimento de bolas (tipo SAG modificado), com descarga por grelha, também observou que a capacidade máxima do moinho ocorria para valores próximos de 50% de sólidos na polpa alimentada.

### 7.2.5 Dimensionamento e Relação D/L

**Turner** (1978) sugere a utilização da seguinte expressão para o dimensionamento e o Scale-Up de moinhos autógenos do tipo *Cascade*:

$$\text{Para relação de scale-up: } Q = k_1 \times D^{2,5} \times L \quad (7.1)$$

Onde,

Q = Capacidade ou potencia do moinho;

D = Diâmetro interno do moinho;

L = Comprimento do moinho;

$k_1$  = constante (normalmente igual a 1)



Existe bastante discussão sobre o expoente utilizado no diâmetro do moinho, que na opinião de outros Autores poderia flutuar entre 2,3 a 2,65, como veremos mais adiante. Experiências industriais da Boliden AB (Suécia) confirmam o valor de 2,6 para este expoente (**Fahlstrom**, 1973). Para moinhos de tamanho comercial a potencia pode ser estabelecida com maior precisão. Uma relação simplificada para moinhos tubulares que funcionam dentro de uma faixa normal da sua velocidade crítica, com 30% de volume de carga, é:

$$P = 0,00225 \times D^{2,5} \times L \times W \times Cs \quad (7.2)$$

Onde,

P = Potência consumida pelo motor do moinho, kW;

D = Diâmetro interno do moinho, m;

L = Comprimento nominal do moinho, m;

W = Peso bruto da carga do moinho ( $\text{kg/m}^3$ );

Cs = Fração da velocidade crítica.

Para moinhos do tipo *Aerofall*, Turner sugere a seguinte expressão para o scale-up a partir da experiência piloto:

$$T = k_2 \times D^{2,83} \times L \quad (7.3)$$

E para determinar a potencia em moinhos comerciais:

$$P = 0,000992 \times D^{2,8} \times L \times W \quad (7.4)$$

Um moinho AG carregado a 35% do seu volume, quando o seu dimensionamento considerou apenas 30%, exige aumentar a potência em 7,5%. No aspecto de dimensionamento, dada a sensibilidade frente às mudanças no tipo de minério, os moinhos são superdimensionados com fatores um pouco acima do usual, com o objetivo de absorver variações no nível de carga dentro do moinho, ou na gravidade específica do minério.

A relação D/L é fundamental para o dimensionamento do moinho. O moinho de cascade tem sofrido diversas mudanças, desde desenhos 3,3/1 até modelos mais recentes de 2,5/1 ou menos. Na visão do **Modelo Operacional**, o maior diâmetro conduz a menor eficiência energética, principalmente quando é superado o diâmetro máximo a partir do qual a energia de impacto não produz diferença na quebra das partículas. O comprimento do moinho deve ser o suficiente para proporcionar o tempo de residência das partículas submetidas à quebra – TZ e para a retirada oportuna do produto - t, ainda em condições de boa seletividade (tempo de sedimentação). Alguns Autores, na nossa visão de forma errada, defendem o maior diâmetro e a alta relação D/L, preferindo menor quantidade de fortes impactos que muitos pequenos impactos, quase que britando dentro do moinho.

O menor comprimento é defendido por alguns Autores com base em que, para obter alta eficiência, é preciso que exista uma descarga rápida do material cujo tamanho já esteja pronto, como produto. Como antes mencionado isto depende diretamente da ação efetuada pela classificação interna e pela função transporte; por exemplo, os moinhos *Aerofall* precisam de pequeno comprimento, pois a classificação e função transporte é efetuada pela corrente de ar que circula no moinho, que precisa elevar e transportar o produto pronto e permitir liberar rapidamente a zona de moagem. Neste caso, um maior comprimento que o necessário aumenta o consumo de energia do ventilador e o fluxo de ar, para poder manter durante mais tempo em suspensão o material transportado.

Nos moinho a úmido é a água o meio de transporte e de classificação interna, e este meio precisa de um adequado tempo de sedimentação das partículas grosseiras antes de arrastar a polpa que contém o material produzido; deste modo, moinhos SAG primários, que operam com tamanhos muito grossos, em pouco tempo a classificação hidráulica acontece e é possível operar com pouco comprimento do moinho. Nos moinhos secundários, com tamanhos mais finos, o tempo utilizado na classificação hidráulica pode ser superior a 10 ou 12 minutos, como visto ao longo deste texto, precisando por tanto uma relação D/L menor.

**Themelis e Last** (1980) relatam estudo feito por Klomstadlieu em 1978, para testes industriais em moinho SAG a úmido onde, para o mesmo consumo de energia, os melhores resultados granulométricos foram obtidos para uma relação D/L = 1, ou seja, em moinho tubular convencional. Como é de esperar-se, os fabricantes de equipamentos advogam em favor do maior diâmetro e alta relação D/L. A velocidade de rotação estabelecida para os moinhos AG e SAG segue aproximadamente o mesmo critério usado para os moinhos convencionais, reduzindo junto com o aumento do diâmetro. A partir dos anos 80, sistemas de velocidade variável começaram a ser utilizados (projeto Afton, 1978)

**Austin, L.G.** (1990) apresenta uma detalhada expressão para o cálculo da energia aplicada a um moinho SAG, do tipo da equação 7.3, de Turner, porém incluindo o espaço de volume ocupado na seção cônica do moinho, do tipo *Cascade*, de alta relação D/L, considerando ainda a densidade, o volume aparente e o nível de enchimento, tanto do material, da água e das bolas, mais ou menos da forma desenvolvida no item 3.3.1.3 e na equação 3.35. A expressão do Austin é:

$$m_p = 10,6 D^{2,5} L (1-1,03J) [1-\varepsilon_B](\rho_s/w_c)J + 0,6J_B(\rho_b - \rho_s/w_c)] (\Phi_c) \{1- 0,1/2^{9-10\Phi_c}\} \quad (7.5)$$

Onde,

$m_p$  = Potencia neta do moinho, kW.

D, L = Diâmetro interno e comprimento, m.

J = Fração de volume interno ocupado pelo total da carga, incluindo a seção cônica.

$\varepsilon_B$  = Porosidade media do total da carga.

$\rho_s$  = Densidade media da rocha, t/m<sup>3</sup>.

$w_c$  = Fração de sólidos da rocha em relação á polpa, dentro do moinho.

$\Phi_c$  = velocidade de rotação expressa como fração da velocidade crítica.

## **7.3 1908-1980: A Evolução Tecnológica**

### **7.3.1 Geral**

Junto com a consolidação desta tecnologia, se observa um grande esforço comercial das grandes fábricas da época para estabelecer esta cultura tecnológica nas áreas mais estratégicas do mercado, na época: Na região da British Columbia, no Canadá, nos estados de Utah, Nevada e Arizona, nos EEUU, e nos países Escandinavos. Nas usinas da Kennecott, por exemplo, desde 1963 - 1968, e logo entre 1974 até 1978, foram efetuados extensos programas de laboratório, piloto e até industriais, nas próprias instalações da Kennecott (concentradores de UTAH, NEVADA, CHINO e RAY), mas não conseguiram mudar os circuitos convencionais existentes. As usinas da Kennecott, durante esse período, se constituíram em grandes laboratórios de demonstração destas tecnologias, porém, os valores observados experimentalmente, com os mesmos minérios, eram constantemente comparados com os dados reais das usinas convencionais existentes, notoriamente melhores em termos de custos de operação e de resultados metalúrgicos.

**Themelis e Last** (1980) fazem um levantamento e relatam que na época existiam apenas 5 instalações SAG para minérios de Cobre nos EEUU e Canadá:

1. Lornex Mining, 1978 (British Columbia) – Dois estágios: SAG e Bolas.
2. Pima Mining, 1973 (Arizona) – Dois estágios: SAG e Bolas.
3. Similkameen, 1973 (British Columbia) – Projetada como AG, virou SAG e Bolas.
4. Island Copper, 1977 (British Columbia) – Projetada como AG, virou SAG e Bolas.
5. Afton, 1978 (British Columbia) - SAG.

Themelis e Last comentam que as vantagens atribuídas aos procesos Autógenos e Semi-autógenos provinham principalmente pela eliminação das etapas de britagem secundária e terciária, o qual envolveria a simplificação do fluxograma do processo, das diversas peneiras, correias transportadoras e silos intermediários. Em verdade esta observação, mesmo baseada num conceito extremamente ineficiente das usinas convencionais de britagem (circuitos fechados e outros aspectos), não resultou muito verdadeira, pois, na grande maioria dos projetos AG ou SAG, teve que se complicar o fluxograma inicial, seja pela inclusão de britadores para os tamanhos críticos, pelos sistemas de correias e peneiras para extrair e classificar pebbles ou mediante a instalação de moinhos secundários em usinas que consideravam apenas uma etapa, na concepção do projeto.

Até finais dos anos 70 o preço da energia elétrica ainda era próximo de 1 centavo o kWh, o qual fazia perder importância ao maior consumo específico dos sistemas AG e SAG, frente aos outros benefícios que alguns previam. No começo dos anos 80 duplicou-se o preço da energia elétrica (**Motz**, 1982) e a fins dos anos 80 **MacPherson** (1989) reporta preços de US\$5/kWh no mercado de Canadá e os EEUU. O sistema AG e SAG precisava de novos “argumentos” de venda, e a começo dos anos 80 intensificou-se a metodologia do net-power para a estimação do consumo energético dos moinhos AG e SAG, mediante o teste do pony-brake. O teste em si era confiável e proporcionava uma boa referência, porém os cálculos de projeto não eram feitos corretamente, pois deixavam de considerar o consumo energético do moinho industrial vazio no momento de extrapolar o consumo net do moinho piloto. Deste modo ficava uma falsa aparência de baixo consumo de energia para os moinhos AG e SAG, a qual pesava muito nas avaliações técnico-econômicas contra as alternativas convencionais. Em quase todos os projetos AG e SAG da época observou-se, na etapa industrial, um consumo energético significativamente superior aos valores definidos no projeto.

## 7.3.2 Métodos Básicos de Pesquisa e Projeto

### 7.3.2.1 Antecedentes Gerais

Apesar de contar com quase setenta anos de experiência industrial, na época deste diagnóstico (Yovanovic, 1978), o processo autógeno de redução de tamanho apresenta (inclusive nos dias de hoje) grandes dificuldades na sua predição industrial a partir de testes de laboratório e/ou de planta piloto. Por outro lado, a experiência acumulada pelas diversas usinas autógenas ao longo do mundo converge em identificar as seguintes três grandes dificuldades:

1. Excessiva flutuação da taxa de produção dos moinhos. Este problema persiste até hoje e cria muitas dificuldades nas operações com concentração de massa que se seguem, principalmente a flotação.
2. Problemas mecânicos. Provavelmente pela pouca experiência de lidar com equipamentos de grande diâmetro, na época. Nos dias de hoje existe melhor suporte de manutenção sobre estas tecnologias.
3. Alto desgaste de revestimentos. Comum para moinhos de grande diâmetro, em geral.

Muitos destes problemas podem dever-se a uma deficiente seleção do processo industrial de moagem, a partir de experiências de laboratório ou planta piloto; também podem dever-se a uma deficiente amostragem de mineral durante a etapa de pesquisa (hoje existem metodologias que consideram amostragem de todas as áreas da mina). Porém, pelas características do processo, este tipo de moagem, tanto autógena como semi-autógena, particularmente a primeira, é muito dependente das características do material alimentado e, quando este é muito heterogêneo, as flutuações de taxa de produção são inevitáveis, comprometendo as operações e flotação que se seguem.

Até os anos 70, diversas empresas executavam testes específicos de laboratório e/ou planta piloto para predizer o comportamento industrial de moinhos autógenos ou semi-autógenos, para um determinado minério (Allis Chalmers, Hardinge, Nordberg, Marcy, etc). Quase todos estes laboratórios possuíam uma metodologia comum, que considerava:

- a) **Teste do meio de moagem** (usualmente em escala de laboratório).
- b) **Teste para o tamanho do produto** (em escala piloto).
- c) **Predição do tamanho do moinho** (scale-up).
- d) **Predição de condições operacionais**.

Por outro lado, os problemas que ficavam pelo lado do usuário eram numerosos:

- a) Dificuldades na obtenção das amostras.
- b) Custo do programa
- c) Duração do programa (usualmente de várias semanas, excetuando o método correlativo utilizado pela Bechtel, que veremos mais adiante).
- d) Envio de amostras para centros especializados, muitas vezes no exterior. Algumas firmas consultoras solicitavam até 50 toneladas de minério.
- e) Quando a rocha apresentava muita diversidade na jazida, era necessário extrair amostras para as distintas áreas e espécies presentes.
- f) A interpretação de resultados até a escala industrial era (e ainda é) muito pouco confiável.

Nos anos 70, a consultora Bechtel desenvolveu um método de correlação industrial, que detalharemos mais adiante, a partir de testes de laboratório, de onde se obtém o Autogenous Work Index – AIW. Este indicador, apesar de ser diferente do índice de Bond (Wi), apresenta uma certa correlação que poderia ser utilizada, em alguns casos. Na data desta pesquisa (1978), a Bechtel possuía apenas 5 informações correlativas com dados industriais, três delas para minério de Ferro.

### 7.3.2.2 Métodos Convencionais

Dentro desta classificação, na década de 70 existiam quatro empresas que efetuavam ensaios de laboratório e/ou de planta piloto e o Autor deste texto teve oportunidade de acompanhar trabalhos de três destes centros (El Teniente, Chile).

**Hardinge** – Testes de laboratório: 1) Teste simples, com 1 tonelada de minério, para definir a compatibilidade da moagem autógena ou semi-autógena; 2) Teste completo, com 50 t de amostra (com o tipo de moagem pré-selecionado).

**Nordberg** – O dimensionamento é efetuado unicamente a partir de testes em planta piloto. Os resultados são comparados com instalações similares existentes. É necessário um mínimo de 20 t para executar os testes, num moinho de 51/2 pés de diâmetro, apto para operar de forma úmida ou a seco.

**Allis Chalmers** – Fornecem assessoria em três áreas: 1) Recomendações para estudos de viabilidade de moagem autógena ou semi-autógena, para um mineral determinado; 2) Tamanho do moinho, para produzir o produto e a taxa requerida de produção e 3) Recomendações respeito ao design do moinho e da sua operação.

**Marcy** – Da Mine and Smelter (subsidiária da Barber-Greene). Trabalhavam com a escola de minas de Colorado (EUA), enviando as amostras para lá e acompanhando os estudos.

### 7.3.2.3 Teste do Meio de Moagem

Os moinhos de barras e de bolas podem ser facilmente dimensionados utilizando o teste de moagem de Bond e o Índice de Trabalho Wi, apesar das limitações citadas ao longo deste texto, em termos da pouca flexibilidade dos parâmetros de operação, todos eles muito longe das condições que o **Modelo Operacional** considera como ótimas. As bolas e barras de moagem podem ser obtidas em tamanhos e pesos uniformes, e de uma qualidade que pode ser previamente especificada e mantida ao longo da vida do projeto; por este motivo, o comportamento destes corpos moedores pode ser definido com muita aproximação na escala industrial.

Nos moinhos autógenos ou semi-autógenos esta condição não existe, pois o meio de moagem é também uma variável que deve ser estudada, tanto na qualidade como na quantidade presente no moinho. Os testes de meio de moagem são feitos em escala de laboratório, com exceção da Nordberg, que requer de 20 t de minério a –8 polegadas. Os testes de laboratório utilizam um mínimo de 1 tonelada, e a amostra precisa de uma certa qualidade e representatividade, de acordo com as seguintes características:

1. Deve ser tomada da mina tal qual se encontra, sem seleção manual dos pedaços, em tamanhos de 8” e inferiores, incluindo os finos presentes.
2. Se a amostra é tirada da descarga do britador primário, o ajuste de saída (closed setting) não deve ser inferior a 8 polegadas.
3. Se o minério mudar de características em função da área de lavra, deve obter-se amostra de 1 t para cada setor, devidamente identificada.

Deste primeiro estudo de moabilidade, ou competência à moagem autógena ou semi-autógena, surge a recomendação de continuar ou não com testes em escala piloto. No caso de continuar, já se sabe se o processo irá ser de moagem autógena ou semi-autógena.

**Rowland e Kjos (1974)** e **Rowland (1979)** relatam o teste executado pela Allis Chalmers, chamado de “Drop Test” ou também como *Autogenous Test Mill*. Este teste era utilizado para verificar a competência de um determinado minério para ser moído de forma autógena. Após este teste, era confirmada a recomendação de continuar ou não com testes em escala piloto. O método considera a separação de 50 fragmentos de tamanhos padronizados, cuja moagem a seco, em moinho Aerofall de 6 x 1 pés, era avaliada em comparação com determinados indicadores, para verificar se o material era ou não competente para ser moído de forma autógena. Os tamanhos e a quantidade de fragmentos selecionados são detalhados na **Tabela 7.3.1**. O material é moído durante 500 revoluções do moinho e é contado o N° de sobreviventes em cada uma destas faixas, adicionando as frações menores, para cada ½”, até a faixa de 2 ½” x 2”. Finalmente, é efetuado um peneiramento a 3#.

**Tabela 7.3.1** – Alimentação Teste AG da Allis Chalmers

N° FRAGMENTOS	FAIXA, polegadas
10	6 ½ x 6
10	6 x 5 ½
10	5 ½ x 5
10	5 x 4 ½
10	4 ½ x 4

#### 7.3.2.4 Teste para o Tamanho do Produto

Geralmente estes testes são executados em escala piloto e os resultados são comparados com métodos que na época eram considerados como sendo convencionais de cominuição (britagem, moagem de barras e moagem de bolas, incluindo todos os paradigmas questionados pelo Modelo Operacional). A Nordberg realiza um teste paralelo com britador de tipo *short-head* tamanho piloto.

Alguns minérios não ferrosos, entre eles os minérios de Cobre, quando são moídos de forma autógena, produzem uma maior quantidade de finos que através da moagem convencional. Nos minérios ferrosos, pelo contrário, a moagem autógena produz menor quantidade de finos quando comparada com a moagem convencional. Como discutido em capítulos anteriores, a produção de finos é função da estrutura granular do material a moer, por outro lado, nos sistemas autógenos, o minério participa muito mais da sua própria cominuição que nos moinhos convencionais. O grão das substâncias ferrosas, como a magnetita, é muito maior que o grão dos sulfetos não ferrosos, de modo que na moagem autógena ele é rapidamente liberado sem necessidade de moer excessivamente a sua ganga, como faria o moinho convencional. Para o caso dos sulfetos, pelo contrário, na procura de uma adequada liberação, a um tamanho menor, muita ganga é moída desnecessariamente.

Já no moinho convencional, como visto no **Capítulo 2**, a seletividade do processo permite que a ganga, mesmo grossa, possa sair oportunamente do moinho, o qual opera normalmente por overflow, diferentemente dos moinhos autógenos e semi-autógenos, que possuem descarga por grelha, onde a função transporte não opera com a devida seletividade frente a minérios heterogêneos, como são todos os minérios citados. Outra possível explicação provém do fato que no processo autógeno o mecanismo de atrição parece ser mais pronunciado que o mecanismo de impacto.

Aproximadamente 450 kg de material são necessários para atingir uma operação estável em estado estacionário, no moinho piloto, até ajustar a taxa de alimentação. O moinho teria que operar de forma contínua durante 5 a 6 horas e, durante todo esse tempo, devem ser tomadas amostras para análise granulométrica e de fluxo. Para testes SAG é agregada uma carga de bolas que pode flutuar entre 4 a 10% do volume interno do moinho. O proprietário do projeto deve informar o tamanho de produto escolhido (P80), de acordo a estudos prévios de liberação para as operações posteriores, principalmente de flotação, para comprovar a viabilidade de atingir este tamanho de forma autógena. Resultará útil, se o minério estiver sendo também testado em sistemas convencionais, informar o equipamento utilizado, a taxa de produção, o consumo específico de energia e o Work Index de Bond para o minério.

As perguntas chaves que devem se respondidas nesta etapa são:

1. Se o produto do moinho terá a granulometria adequada para a etapa de concentração que se segue, como a flotação.
2. Se o consumo de energia é econômico.
3. Outras considerações sobre a abrasividade do material, desgaste de revestimentos, manuseio de materiais, etc.

Na moagem convencional, o tamanho do produto pode ser alterado mudando o meio de moagem, o tamanho da alimentação, a taxa de alimentação, o tamanho do corte do classificador, etc. e o circuito de moagem responderá a estas mudanças. Na moagem autógena, em cambio, é o minério que impõe a capacidade e a granulometria do produto, quase sem variações com respeito aos parâmetros citados. Uma forma de alterar o tamanho do produto é mediante a operação com sistema SAG, mediante a adição de bolas, produzindo um tamanho um pouco mais grosseiro, incrementando a taxa de produção, e reduzindo o consumo específico de energia. No caso de ser conveniente a moagem SAG, nesta etapa são definidos o tamanho das bolas e o nível de enchimento.

### 7.3.2.5 Dimensionamento

Após a realização dos testes de laboratório e/ou planta piloto, nos quais tenha-se concluído na viabilidade de utilizar sistema AG ou SAG, é necessário estabelecer o circuito de moagem e o tamanho do(s) equipamento(s) necessário(s).

Não existe correlação entre o índice de Bond ( $W_i$ ) e os valores que poderiam deduzir-se dos testes autógenos ou semi-autógenos (com exceção do método da Bechtel). Para o sistema SAG, mediante testes piloto era possível determinar o Work Index Operacional ( $W_{io}$ ), mostrado no item 3.2.1 na equação 3.11, e utilizar este indicador para o cálculo de potência do moinho SAG industrial (**Themelis e Last**, 1980)

Muitas firmas especializadas começam a utilizar, na década de 80, os testes de pony brake mencionados no item 3.3.2 e mais bem detalhados no item 7.7.2 a seguir. Nestes testes, é definido o consumo neto de energia por tonelada moída no moinho piloto, e os projetistas acreditam que este valor possa manter-se relativamente constante na escala industrial. O consumo neto de potencia é determinado realizando a diferença entre a potencia requerida pelo moinho a plena carga e o moinho funcionando vazio. Esta diferença, que seria a potencia neta, é dividida pela taxa de alimentação por unidade de tempo, obtendo como resultado o consumo neto de potencia por tonelada tratada. Estudos mais recentes consideram inclusive a dedução das perdas de carga do sistema de transmissão.

Na escala industrial, os laboratórios que executam estes testes apenas re-incorporam as prováveis perdas de transmissão, assumindo eficiências da ordem de 98%, esquecendo quase sempre de somar a movimentação do moinho vazio. Por isso, em quase todas as avaliações conhecidas, os moinhos autógenos e semi-autógenos apresentam entre 20 a 30% a mais de consumo específico de energia na escala industrial, quando comparados com os dados de projeto.

Para o dimensionamento do motor, os projetistas estabelecem um certo fator de projeto da ordem de 10 a 20%, principalmente nos moinhos AG, prevendo flutuações do minério e, ao nosso ver, para se prevenir frente ao consumo “esquecido” do moinho vazio.

### 7.3.2.6 Predição de Condições Operacionais

Os seguintes parâmetros devem ser definidos:

1. Carga do Moinho – Peso da carga, volume, % de enchimento, gravidade específica do material, % de enchimento de minério ou rochas (AG), % de bolas (SAG), % de sólidos na moagem, etc.
2. Potencia do Moinho – velocidade de rotação (% da velocidade crítica), velocidade periférica, sentido de rotação, potencia no eixo, etc.
3. Condições de alimentação – Incluindo a carga circulante. Design da calha de alimentação, diafragma de descarga, componentes, trommel ou peneira, etc.
4. Fluxograma do circuito – Tipo de classificador, esquemas de controle, etc.

Uma vez definidos o peso e a altura da carga para um moinho AG, devem levar-se em consideração a gravidade específica do minério e suas variações, o conteúdo de água e o minério fino que encheria os interstícios entre as rochas de maior tamanho. Esta carga total é geralmente calculada em base à porcentagem volumétrica de enchimento, determinada na escala piloto e pelo design da alimentação e da descarga do moinho.

A densidade da polpa dentro do moinho é maior que na polpa de descarga. É necessário utilizar como medida a densidade da polpa que resulta de um 75% em peso de sólidos para os finos e a água que enchem os espaços intersticiais, medidos na porção média da carga. Para a moagem SAG o peso da carga inclui a carga de bolas, a qual resulta mais efetiva na faixa entre 6 a 10% em volume aparente do moinho. Em moinhos maiores que 26 pés de diâmetro é muito utilizada a instalação das tampas de forma cônica. Nestes casos, deve tomar-se em conta a carga situada nestes sectores. O design da descarga do moinho possui uma relação muito estreita com o fluxo total que circula pelo moinho (alimentação nova e carga circulante se tiverem). Usualmente a carga circulante observada nas operações industriais é inferior á obtida nos testes em escala piloto, com o mesmo minério. A necessidade de fechar ou não o circuito é definida no teste piloto.

O programa de provas irá determinar acaso for necessária uma ou duas etapas de moagem. Se o circuito for de duas etapas, deverá considerar-se como alimentação da etapa secundária o material  $-1/2''$ , e fazer um teste em moinho piloto de bolas para determinar o tamanho necessário do moinho secundário.



### 7.3.2.7 Scale-Up

Na época desta pesquisa (1978) a projeção industrial a partir de testes de laboratório e/ou em planta piloto era sumamente arriscada e, em quase todos os projetos conhecidos, a taxa de produção resultava inferior aos valores projetados, por tanto os consumos específicos de energia eram superiores. Como foi visto nos itens anteriores, os testes em escala piloto devem proporcionar bases claras para: níveis de carga dentro do moinho, volume do moinho e potencia requerida na moagem.

Com relação ao nível de carga dentro do moinho a experiência tem mostrado que existe uma faixa entre 25 a 30% em volume de carga que parece ser a mais apropriada. Nos casos industriais conhecidos: Cyprus Pima, Similkameen, Island Copper, Lornex Mining, etc. foi considerado um valor de 27% para o volume de carga, para efeitos de projeto e para a operação industrial, como de fato foi assim mantido. Como critério de projeto, os projetistas consideram um 20% de superdimensionamento da potencia para absorver possíveis mudanças nas características do minério, como o aumento da sua gravidade específica. Experiências desenvolvidas por outros centros de pesquisa concordam com o critério de 27% mencionado, sugerindo ainda que seja a manutenção deste nível o critério de controle automático para estes sistemas.

Para a determinação do tamanho do moinho, o cálculo pode ser muito simplificado utilizando a equação de Bond. Do ponto de vista destes moinhos de alta relação D/L, é correntemente utilizada a equação de Rose e Sullivan (“Ball, Tube and Rod Mills”, 1958):

$$P = K D^{2.5} L \quad (7.6)$$

Onde K é uma constante, P é a potencia e D o diâmetro do moinho.

Deste modo, foi desenvolvida uma relação simples de escala, para condições equivalentes de nível de carga e velocidade de rotação:

$$P = p (D/d)^{2.5} L/l \quad (7.7)$$

O Leitor pode observar que esta suposição de que a relação de energia pode ser transferível entre diferentes diâmetros é também utilizada pelas equações de scale-up de alguns modelos cinéticos (item 3.4.1, equação 3.44). O **Modelo Operacional** não concorda com este procedimento, já que se tem verificado que a eficiência da cominuição diminui junto com o aumento do diâmetro do moinho, mas ainda no caso dos moinhos AG e SAG, de enorme diâmetro em comparação aos sistemas convencionais.

Na prática industrial, o expoente se aproxima de 2,6 nos moinhos de maior diâmetro, particularmente quando a relação D/L cresce, podendo atingir o valor de 3,0 em alguns casos. Esta consideração foi estabelecida por **Thompson, J.V. e Olsen, K.E.** (1966), inclusive com apoio gráfico, apresentando curvas de scale-up que incluem expoentes sobre o diâmetro que variam de 2,4 até 3,0.

### 7.3.3 Método Correlativo

Tínhamos comentado que, para o caso dos equipamentos convencionais, do ponto de vista do dimensionamento é relativamente simples e bastante seguro o cálculo efetuado a partir do Índice de Trabalho de Bond. Na época (anos 70) pareciam promissórias as alternativas autógenas de moagem, principalmente para minérios de ferro.

Naqueles anos ainda não era tão relevante o custo da energia elétrica, e os sistemas ditos “convencionais” possuíam (e ainda possuem) fluxogramas muito conservadores e pouco otimizados, de modo que nas avaliações comparativas as alternativas não convencionais conseguiam bons resultados. Era, portanto muito importante definir fatores mais confiáveis para o dimensionamento e para o scale-up dos parâmetros obtidos na escala de laboratório ou piloto, preferentemente com métodos mais simples de cálculo.

A empresa Aerofall Mills Ltda. Fabricou um moinho de 18 polegadas de diâmetro e que opera em seco (arraste por ar). A informação obtida ao moer neste moinho serviria para prever o comportamento do mesmo minério num outro moinho Aerofall, na escala industrial. O moinho de 18” operava em forma contínua, o produto retirado por corrente de ar (função transporte) e logo facilmente peneirado. Se este moinho pudesse ser correlacionado com testes industriais de moagem autógena a úmido, seria possível de testar apenas no laboratório, qualquer minério, e prever o seu comportamento industrial frente às alternativas autógenas de moagem. Esta alternativa foi extensamente estudada pela Bechtel (Canadá) durante três anos, procurando a correlação antes indicada, com diversos moinhos industriais a úmido existentes na época. Vejamos alguns exemplos:

#### **AFTON (Canadá)**

A correlação foi obtida a partir de testes em planta piloto, entre um moinho de 5 pés de diâmetro por 6” de comprimento, operando a úmido, e o moinho padrão de 18 polegadas. Para similar consumo específico de energia se observam diferenças importantes na granulometria de descarga. Foram testadas várias amostras com diferentes teores e durezas, para diferentes níveis de profundidade na jazida. Após moer estas amostras no moinho padrão de 18” obteve-se um espectro de consumo de potencia com um desvio de quase 60% com respeito ao valor médio encontrado; mas, ignorando os valores extremos, se conclui que a operação não irá variar mais do que 30% dos valores considerados normais, sem modificar a carga de bolas. De acordo com estes valores, prevê-se que com pequenos ajustes na carga de bolas, a moagem SAG, na escala industrial, poderia ser razoavelmente estabilizada para os diferentes tipos de minério testados.

O teste piloto confirmou a viabilidade da moagem autógena e o moinho padrão permitiu estabelecer as variações de moabilidade e os consumos unitários de potencia requeridos para cada opção de minério. O índice de moabilidade estabelecido pelo moinho padrão de 18”, para diferentes tipos de minério, é diferente do Índice de Bond ( $W_i$ ) pois as formas de cominuição são essencialmente diferentes; mas existe uma certa correlação, e baseado nisto a Bechtel definiu o chamado Autogenous Work Index (AWI).

#### **LORNEX (Minério de Cobre, Canadá)**

Neste minério já era utilizada a moagem semi-autógena em escala industrial observando-se fortes flutuações de capacidade devido a mudanças nas características do minério alimentado. Foi planejado estabelecer uma correlação entre a operação do moinho industrial de 32 pés de diâmetro e o moinho padrão de 18”. A intenção é de verificar se o moinho padrão percebe as mesmas variações e moabilidade que o seu similar de maior escala, para os 4 principais tipos de minério da jazida ( e algumas subcategorias). Estas diferenças de moabilidade na escala industrial afetavam a capacidade do moinho de forma muito acentuada, permitindo que a taxa de alimentação flutua-se entre 545 a 1360 t/h de minério.

Após de efetuados os testes no moinho padrão, foram determinados os AWI para os diferentes minérios analisados. O valor encontrado para o minério mais mole foi utilizado como base de cálculo para esta correlação, com taxa industrial de 1.360 t/h. As primeiras correlações não resultaram muito precisas, pois não foi adequadamente ajustada a carga de bolas no moinho padrão de 18", mas os dados terminaram por ajustar-se.

#### **WOLOGISI** (Ferro, Libéria, África)

Foram estabelecidas algumas correlações entre o moinho padrão e dois moinhos piloto, um de 5,5 pés e outro de 8 pés de diâmetro.

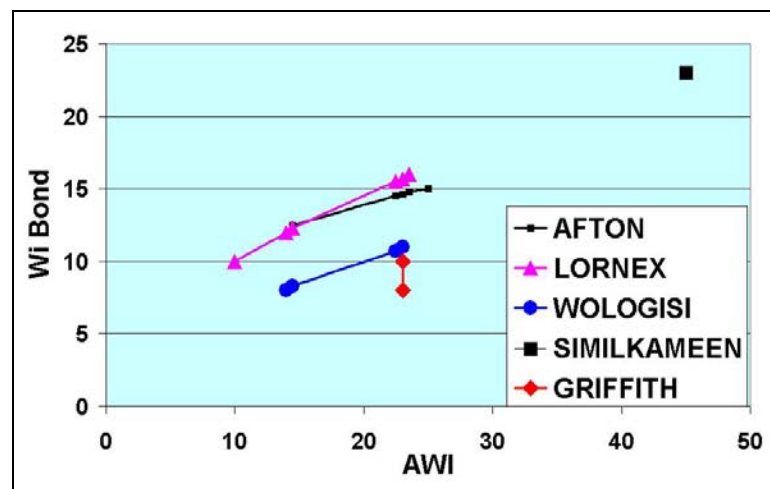
#### **SIMILKAMEEN** (Minério de Cobre, Canadá)

Esta usina utiliza moagem SAG para produzir 60% -200 mesh, enviando este produto diretamente para a usina de flotação. Este minério é muito duro, e possuía um Work Index de Bond (Wi) de 23 kWh/st; além disso, se observa alto consumo de aço se este sistema fosse convertido para o clássico barras e bolas. No moinho padrão obteve-se um AWI de 45, um dos valores mais altos obtidos na época.

#### **GRIFFITH MINES** (Ferro, Canadá)

Este minério possui um Wi de apenas 8 a 10 kWh/st; mas o AWI obtido no moinho padrão chegou até 23.

Na Figura 7.3.1 estão ilustrados os resultados obtidos nas correlações anteriores, de onde podemos observar que a relação entre Wi e o AWI é muito variável.



**Figura 7.3.1** – Correlação do Autogenous Work Index (AWI)

O AWI não indica em termos reais a potencia que irá consumir a instalação industrial de moagem AG ou SAG, mas apenas entrega uma constante que deve ser relacionada com uma outra usina industrial em funcionamento, cujo minério, processado no moinho padrão, possua um valor similar de AWI que o minério em estudo. Pela pouca experiência desta metodologia (anos 70), não era ainda um método confiável. Na Figura observamos que o minério de Similkameen apresenta um valor de AWI muito elevado, que na época não tornava recomendável o seu processamento nem sequer no sistema SAG (ainda menos em AG). Na prática o concentrador de Similkameen utilizou moinhos SAG industriais com relativamente bom sucesso.

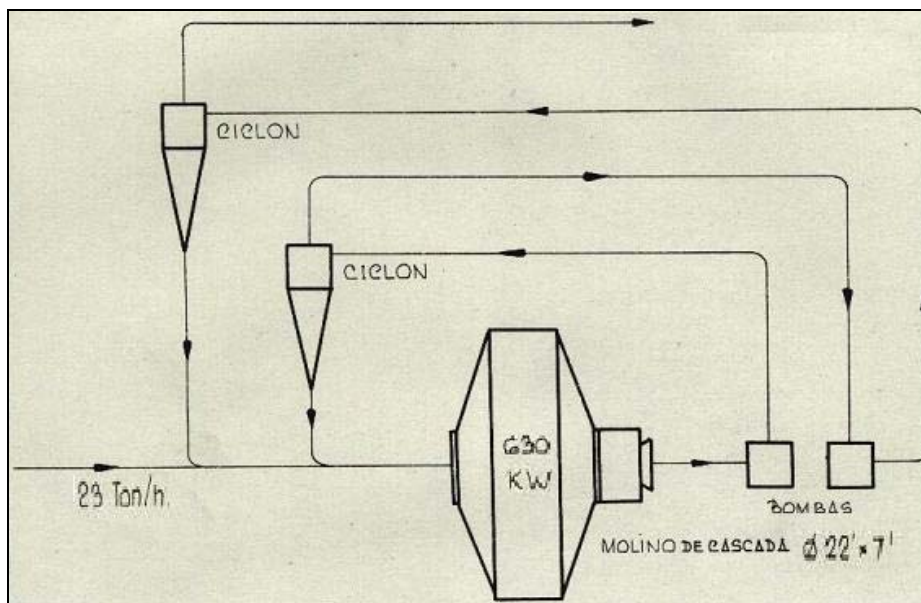
## 7.4 A Evolução Tecnológica dos Países Escandinavos

No ano de 1960 a Boliden AB implantou o projeto Vassbo, para minério de Chumbo, considerando um moinho AG de Cascade de 22 x 7 pés, dando início a um completo programa de desenvolvimento destas tecnologias, incluindo design específico para os liners e adquirindo enorme experiência operacional (**Fahlstrom**, 1973 – 1975 e **Fahlstrom e outros**, 1973). As experiências extraídas deste concentrador serviram para quase todas as unidades produtoras dos países escandinavos, começando pelo projeto Aitik, de Cobre, implantando dois moinhos AG entre 1972 e 1973. Uma das conclusões mais importantes extraídas deste período, e que assim foi aproveitado naqueles países, foi a adoção de moinhos de menor diâmetro e maior comprimento, inclusive para os moinhos primários, diferentemente da cultura expandida pela América do Norte.

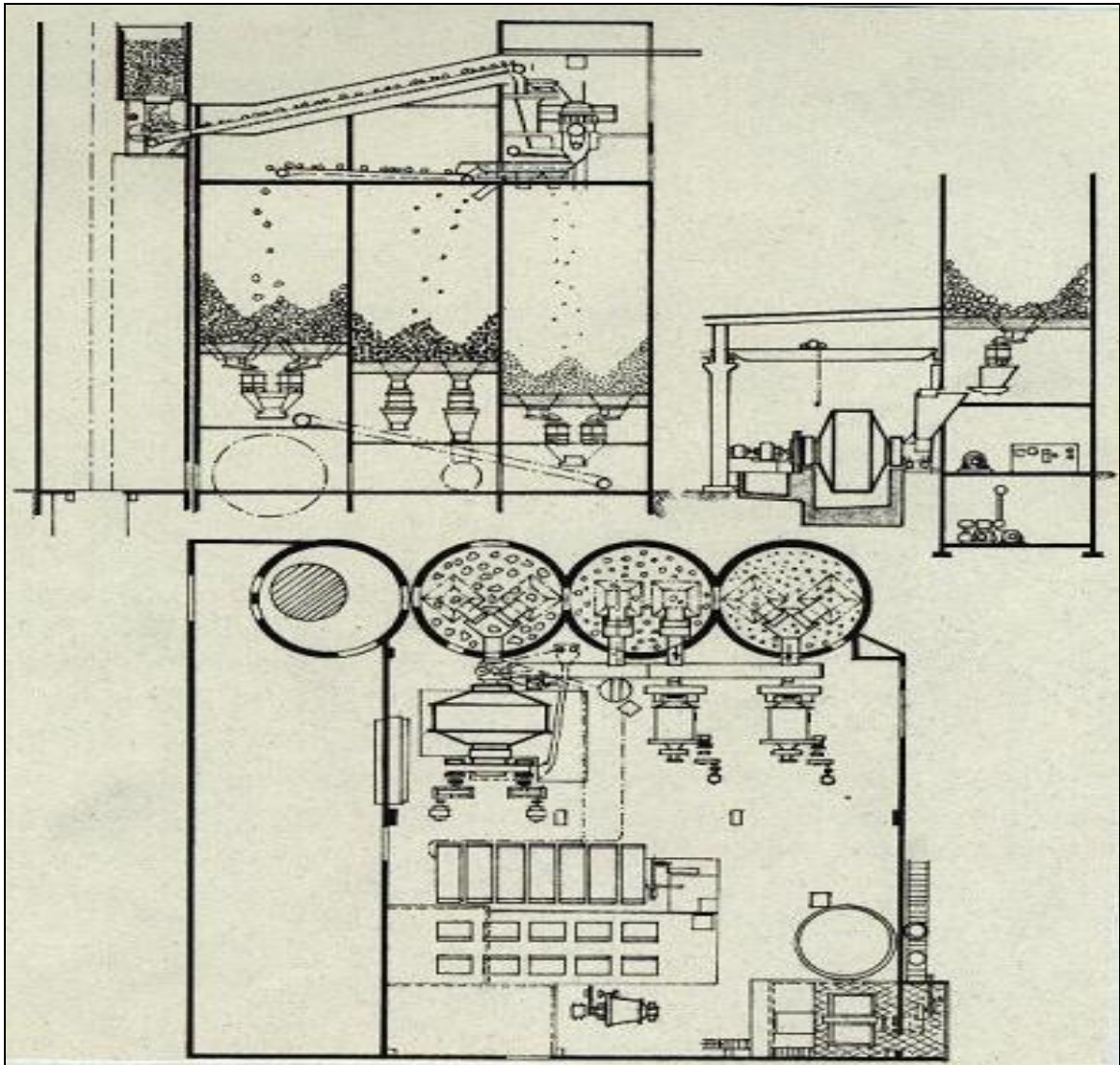
### 7.4.1 O Concentrador de Vassbo

#### 7.4.1.1 Arranjo Original

Foi escolhido um moinho Cascade, seguindo ainda a tendência observada nas usinas de Canadá e EEUU. O moinho de 22 x 7 pés ( $D/L > 3$ ), com motor de 660 kW, possuía velocidade variável, podendo atender velocidades entre 50 a 100% da velocidade crítica do moinho. O moinho operava em sistema fechado, com duas etapas de classificação com ciclones. A britagem primária produz material a -8", o qual é elevado e peneirado em frações de: -1 1/2"; - 3 1/2" + 1 1/2" e + 3 1/2". Estas três frações podem combinar-se em diferentes proporções para alimentar o moinho Cascade, e também servem para absorver diferenças de granulometria no material alimentado à usina. Foi instalado um britador secundário, para corrigir a fração de maior tamanho e reservou-se espaço para a possível futura instalação de moinhos secundários de pebbles. Os primeiros resultados operacionais, operando em circuito AG de uma etapa, foram: 23 t/h, produto de 52% -325#, com consumo específico de 27,5 kWh/t. Na **Figura 7.4.1** é ilustrado o circuito AG em etapa única e logo, na **Figura 7.4.2**, é ilustrado o esquema de arranjo original da usina.



**Figura 7.4.1** – Fluxograma da Moagem AG simples Concentrador de Vassbo

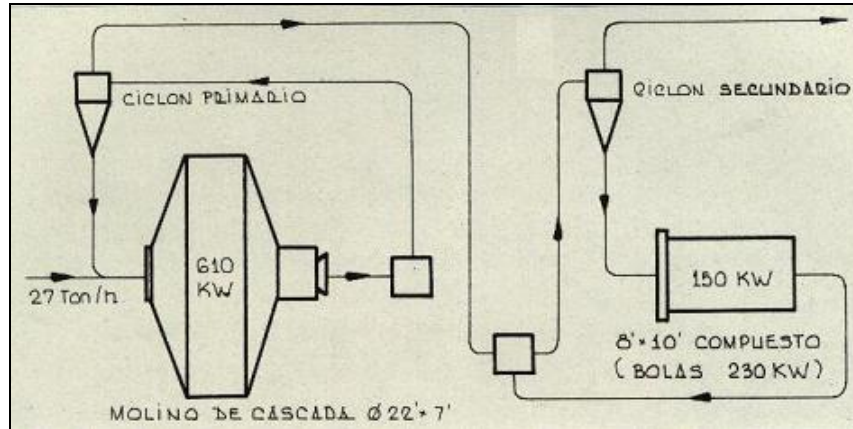


**Figura 7.4.2** – Arranjo Original Usina de Vassbo

#### 7.4.1.2 Primeiras Modificações

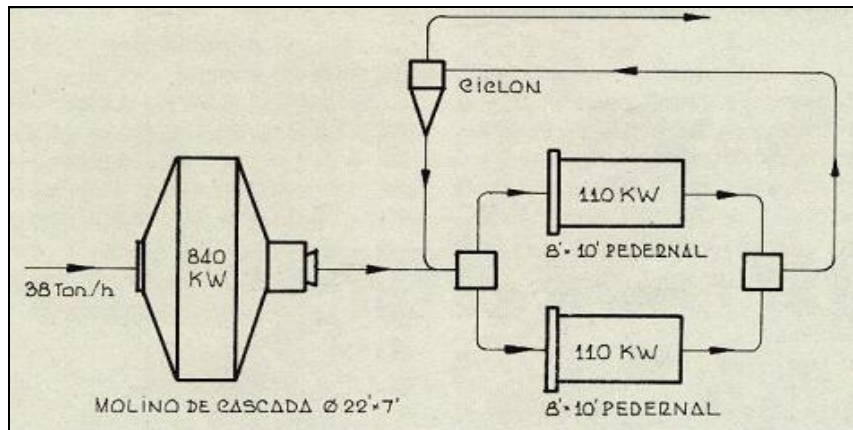
Após algum tempo de operação ficou evidente que o segundo britador não era necessário, pelo contrário, a operação do moinho depende de quantidade abundante de material grosso no minério alimentado. Em geral, se observa um conteúdo de grossos entre 20 a 30% +3 ½", quantidade que parece adequada. Durante algum tempo foi testada a adição de bolas de aço de 6" (SAG), em períodos com baixa alimentação de material grosso. A experiência deste período mostrou que as bolas aceleram também a quebra das rochas que servem como meio de moagem e aumentou significativamente o desgaste dos lifters.

A carga circulante originada pelas duas etapas de moagem ficou muito elevada, entre 500 a 1.200%. Este alto fluxo produz muita instabilidade ao circuito e impedia um adequado controle. Nestas condições, instalou-se um moinho secundário de pebbles, de 8 x 10 pés, 110 kW. Os pebbles foram separados do produto do britador primário, na faixa de 1 ½" a 2 ½". Gradativamente, foram introduzidas bolas de aço de 1 ½", misturadas com os pebbles, atingindo entre 150 a 170 kW, da forma ilustrada na **Figura 7.4.3**.



**Figura 7.4.3** – Moagem AG em duas Etapas com Secundário Misto (1962)

A segunda etapa de classificação serviu para alimentar e fechar o moinho secundário de pebbles (misto de pebbles e bolas) e a carga circulante do moinho AG primário estabilizou-se em 500%. O produto final ficou um pouco mais fino, 54% -325#, aumentou o teor do concentrado de Chumbo de 71% para 77%, e a capacidade da usina aumentou em 15%. Em Abril de 1973 aconteceu a mudança mais relevante, o moinho AG foi aberto (foi eliminado o classificador), aumentando em 20% a sua produção (34,7 t/h) incrementando levemente o tamanho do produto. A nova capacidade de AG motivou a incorporação de um segundo moinho de pebbles. Finalmente, a empresa optou por eliminar a carga de bolas do moinho misto, reduzindo o consumo de 1,6 lb/t de aço, deixando o circuito totalmente autógeno, da forma ilustrada na **Figura 7.4.4**.



**Figura 7.4.4** – Moagem Totalmente Autógena AG – Pebbles (1973)

### 7.4.1.3 O Diâmetro do Moinho

Na prática operacional verificou-se que o diâmetro do moinho ficou superdimensionado para as necessidades de moagem, resultando num baixo nível de carga dentro do moinho, de aproximadamente 15 a 20% do volume interno, em condições normais, 680 kW e 60% da velocidade crítica. Num teste de longo período (mais de três anos) foi mudado o diâmetro do moinho mediante um artifício, incorporando um suporte de concreto de 1 pé de espessura, ao qual eram parafusados os revestimentos. O novo diâmetro, de 20 pés, não demonstrou nenhuma mudança nem de taxa de produção nem de resultados metalúrgicos na flotação.

#### 7.4.1.4 A Velocidade de Rotação

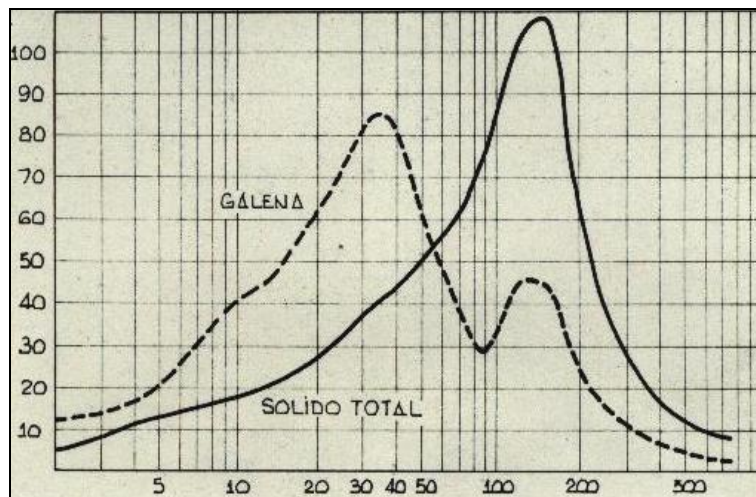
Na época os técnicos já tinham uma percepção sobre a *abrasão* como mecanismo principal de moagem no sistema AG, situação que ficou comprovada no projeto Vassbo. Para uma correta aplicação de energia na carga do moinho foi comprovado que o moinho deve girar numa velocidade bastante abaixo daquela que cria o efeito catarata. Foram testadas diversas velocidades de rotação; para altas velocidades a ação dos meios de moagem é apenas de britagem (impacto), esgotando rapidamente os tamanhos maiores e criando acumulação de tamanhos críticos dentro do moinho. A velocidade comumente utilizada foi de 60% da velocidade crítica. Lembramos ao leitor que, para moinhos tubulares, o **Modelo Operacional** tem observado, nas suas simulações, que a velocidade ótima de rotação se encontra em 58% da velocidade crítica. (item 3.5.2).

#### 7.4.1.5 Considerações Metalúrgicas

Devemos lembrar que o objetivo de moer um minério básico é de obter um produto de ótima **liberação**, maximizando a sua performance metalúrgica no processo que se segue, neste caso de flotação. Para o mesmo nível de energia aplicada, equipamentos diferentes entregam produtos com distribuição granulométrica diferente. O que gera maior recuperação do Chumbo é justamente a maior **seletividade** aplicada na moagem (detalhes no **Capítulo 2**), como ilustrado na **Figura 7.4.5**. No eixo horizontal está o tamanho, em micras, e no eixo vertical é calculada a Frequência de Massa (**Fahlstrom**, 1973).

$$\Delta C_k / \Delta \log k = \text{Massa passante na faixa } k / \log \text{ da faixa}$$

Observe-se como a Galena, pela sua maior gravidade específica, é moída preferencialmente com respeito ao total da rocha.



**Figura 7.4.5** – Descarga do Moinho de Cascada (**Fahlstrom**, 1973)

Na moagem secundária, após a aplicação de 5 kWh/t adicionais, a Galena atinge a sua máxima distribuição a 7  $\mu\text{m}$  (overflow do ciclone secundário), cuja curva se desloca consideravelmente para a esquerda, de 15  $\mu\text{m}$  (overflow do ciclone primário), mas a curva correspondente à massa total continua na mesma posição. Ou seja, mais Galena foi moída mais finamente, sem moer desnecessariamente a ganga, como ilustrado na **Figura 7.4.6**.

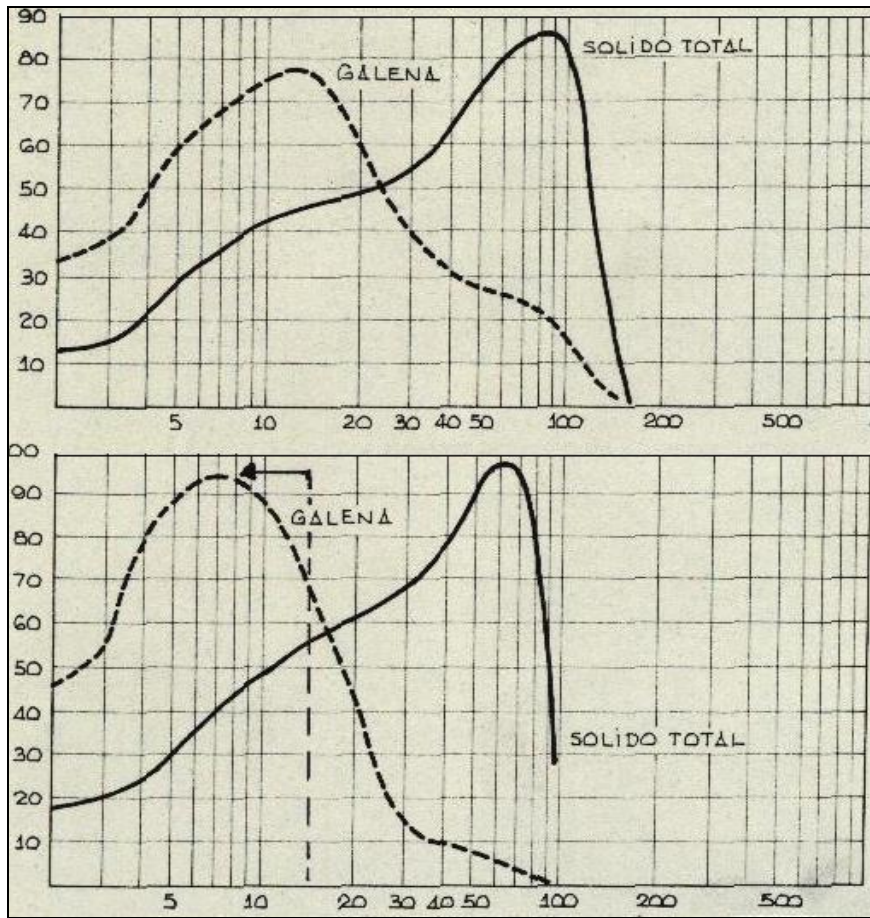


Figura 7.4.6 – Moagem Seletiva da Galena (Fahlstrom, 1973)

7.4.1.6 Moabilidade e Composição da Carga

Num trabalho muito extenso, deve ser peneirado o fluxo de alimentação e do material remanescente no interior do moinho, após atingir o estado estacionário (carga). Na Figura 7.4.7 é mostrada a curva de peneiramento da alimentação e da carga do moinho primário de 22 x 7 pés do concentrador de Vassbo.

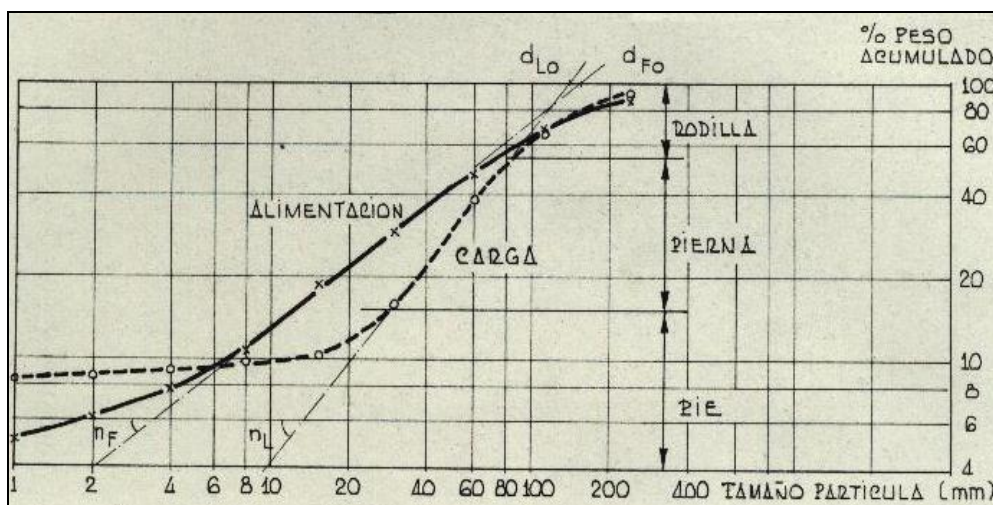


Figura 7.4.7 – Curvas de Peneiramento Moinho Primário de Vassbo (Fahlstrom, 1973)



Em geral, a curva da carga apresenta uma pendente mais acentuada que a da alimentação. Esta curva possui três etapas diferentes, uma parte central linear (“pierna” da curva) e duas partes arredondadas, a “rodilla” (joelho) e o “pié” (pé). Entre 10 a 20% da massa está a -10mm, e trata-se de polpa pronta para a moagem fina, que ficou dentro do moinho durante a parada para o peneiramento. Na parte central, o mineral é cominuído por abrasão rápida, que é o principal mecanismo da moagem, e contém entre 30 a 50% do total da carga. Pode-se estabelecer que as mudanças de moabilidade se refletem em mudanças não comprimento e na pendente desta parte da curva. O aumento do diâmetro do moinho e/ou a sua velocidade, fariam com que o mecanismo de impacto (britagem) seja aumentado, deslocando o joelho da curva para a esquerda e levantando o pé para a direita, reduzindo o comprimento do joelho da curva e diminuindo a moabilidade.

#### 7.4.1.7 Conclusões

Na **Tabela 7.4.1** é apresentado um resumo dos avanços observados nestes 15 anos.

**Tabela 7.4.1** – Desenvolvimento Tecnológico Concentrador Vassbo (**Fahlstrom**, 1973)

ANO	COMENTÁRIOS
1957	Primeiros testes em moinho piloto Cascade 10 x 3 pés
1958	Decisão de investimento em Vassbo. Moinho Cascade de 22 x 7 pés
1960	Entra em operação o moinho AG – 23 t/h Testes de granulometria e velocidade do moinho
1962	Instalação de moinhos de pebbles
1963	Redução do diâmetro do moinho AG para 20 pés
1964	Introdução de grelhas de borracha
1967	Por desgaste do suporte de concreto, o moinho volta ao seu diâmetro original
1973	Circuito secundário aumentado. AG primário em circuito aberto – 38 t/h

Durante esse período, diversos outros minérios foram testados na planta piloto, com uma única etapa AG; com a alternativa de pebbles na moagem secundária e também comparada com a moagem convencional em moinho de barras.

### 7.4.2 O Projeto Aitik

A usina de Aitik foi projetada em mediados dos anos 60. O minério é de Calcopirita – Pirita. Na época não se tinha acumulado experiência suficiente na moagem primária AG, de modo que o projeto original, de 8.00 t/d considerou a britagem convencional, até -1<sup>º</sup>, seguida de 2 moinhos de barras de 10,5 x 15 pés, 600 kW cada. A moagem secundária considerou 2 moinhos de pebbles de 15 x 15 pés, de 800 kW cada. Os pebbles de 1 ½” - 3” eram peneirados e separados na usina de britagem. A usina começou a operar em 1968. Rapidamente a capacidade foi superada e levada a 10.000 t/d.

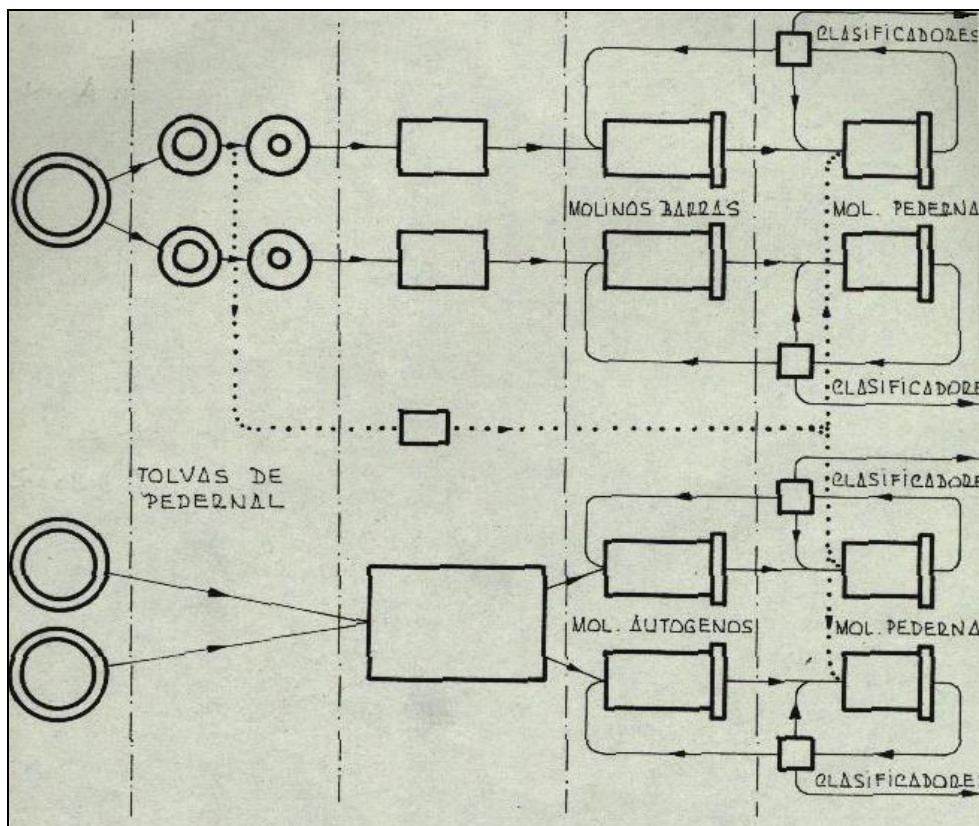
#### 7.4.2.1 Primeiras Modificações

A mudança mais importante foi a de alimentar diretamente o moinho de pebbles com a descarga do moinho de barras, em cada linha. A descarga do moinho de pebbles fechava com um duplo sistema classificador, com um classificador de espiral, que retornava as areias até a alimentação do moinho primário de barras, seguido de um ciclone de 27” que fecha o moinho de pebbles. A dupla classificação apresentava alguns importantes benefícios para o processo, evitava a acumulação de tamanhos críticos no moinho de pebbles, voltando com eles ao moinho de barras, e prevenia o entupimento do ciclone com material grosso.

### 7.4.2.2 A Expansão com AG Primário

Em 1970 resolveu-se ampliar a usina para 23.000 t/d. A mina, a céu aberto, tinha permitido a amostragem em diversos pontos e mais de 7000 toneladas foram transportadas para a usina piloto, a mais de 480 km de distância. Os trabalhos da usina piloto, junto com a experiência adquirida em Vassbo, permitiram a adoção do novo fluxograma de processo.

Foram estabelecidas duas linhas paralelas de moinhos AG seguidos de 1 moinho de pebbles cada. O projeto indicava um menor investimento de quase 18% em comparação com o fluxograma existente. O custo de operação seria de 12 centavos de dólar por tonelada mais baixo. AO britagem primária consistia de 2 britadores giratórios de 54" ajustados a 8" de *closed-setting*, alimentando um stock-pile de 65.000 t. Do stock-pile, 16 alimentadores alimentam duas correias transportadoras até uma silo de 1.000 t, cujo nível é controlado pela alimentação dos moinhos primários AG. O silo alimenta 2 moinhos AG tubulares de 20 x 34 ½ pés (relação D/L < 1), operando a 70% da sua velocidade crítica. Cada moinho possui 2 motores conectados, trabalhando cada um a 1.800 kW, sobre o cilindro do moinho através de redutores de velocidade, pinhões e coroa. A descarga dos moinhos AG, através de grelha de borracha, cai em bombas que alimentam o correspondente moinho secundário de pebbles, de 15 x 16 pés, 850 kW. O sistema de classificação é similar ao da parte convencional original da usina; apenas com uma diferença, que permite dividir o fluxo do underflow do ciclone de 27" para retornar tanto ao moinho AG primário ou ao de pebbles, para equilibrar melhor o circuito. Entre 1972 e 1973 as duas novas linhas estavam em operação, tratando 250 t/h cada.. Na **Figura 7.4.8** é ilustrado o fluxograma da usina original e da ampliação.



**Figura 7.4.8** – Fluxograma Concentrador de Aitik (Fahlstrom, 1973)

O desenho dos moinhos primários, do tipo tubular, constitui sem dúvida um grande avanço. Fahlstrom comenta que este design é o usado há muitos anos pelos países sul-americanos. Este design permite uma maior área de carga de moagem e uma maior ação de fricção nas partículas que o produzido por um moinho mais curto, como o proposto pelo modelo Cascade. O desgaste de aço por kWh num moinho tubular é menor que num moinho Cascade. Por exemplo, os moinhos de pebbles, que aplicam apenas  $\frac{1}{4}$  da potência utilizada nos AG primários, possuem tanta superfície de carga como os primários e em consequência aplicam muito boa fricção ao material. A velocidade do moinho deve atingir o movimento da carga moedora em forma de cascata e não de catarata. A comparação entre as duas opções de processo é resumida na Tabela 7.4.2.

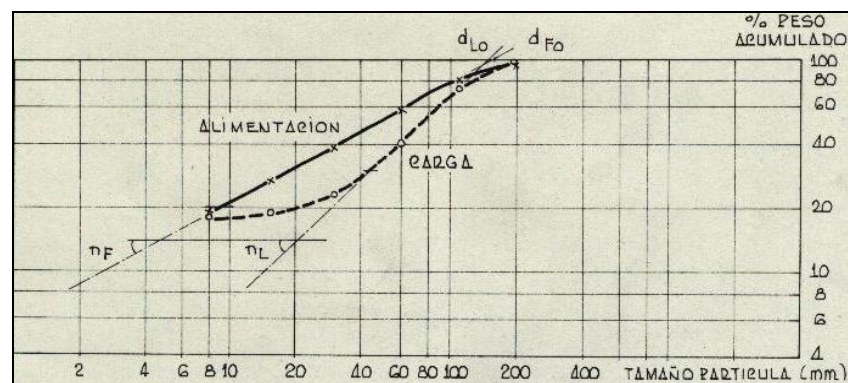
**Tabela 7.4.2 – Avaliação Industrial Concentrador Aitik (Fahlstrom, 1973)**

ITEM	BARRAS - PEBBLES	AG - PEBBLES
Taxa de Alimentação, t/h	405	450
MOINHO PRIMÁRIO		
Consumo Específico, kWh/t	2,8	13,5
Descarga Moinho, -325#	14,4	26,0
MOINHO SECUNDÁRIO		
Consumo Específico, kWh/t	3,8	2,8
Descarga Moinho, -325#	29	36,5
FLOTAÇÃO		
Rejeitos, %Cu	0,04	0,02
Concentrado, %Cu	28,0	30,0

O consumo específico de energia é muito menor para a alternativa Barras-Pebbles, porém, a expansão a usina trouxe consigo uma redução geral nos custos de operação e uma maior utilidade por tonelada de minério tratado. A distribuição da carga circulante não permite um acompanhamento apurado sobre a seletividade da moagem, como foi feito em Vassbo; porém, no processo de Aitik o sistema totalmente autógeno produz rejeitos mais grossos e com menor conteúdo de Cobre, sinalizando uma moagem mais seletiva.

#### 7.4.2.3 Moabilidade e Composição da Carga

Da mesma forma observada para o moinho de Vassbo, nos testes piloto do minério de Aitik foi medida a composição granulométrica tanto da alimentação como da carga do moinho, mostrando que as curvas possuem quase as mesmas características que as do moinho AG de Vassbo, relatadas no item 7.4.1.6. As curvas de peneiramento do moinho piloto de 10 x 3 pés, com minério de Aitik, são mostradas na **Figura 7.4.9**.



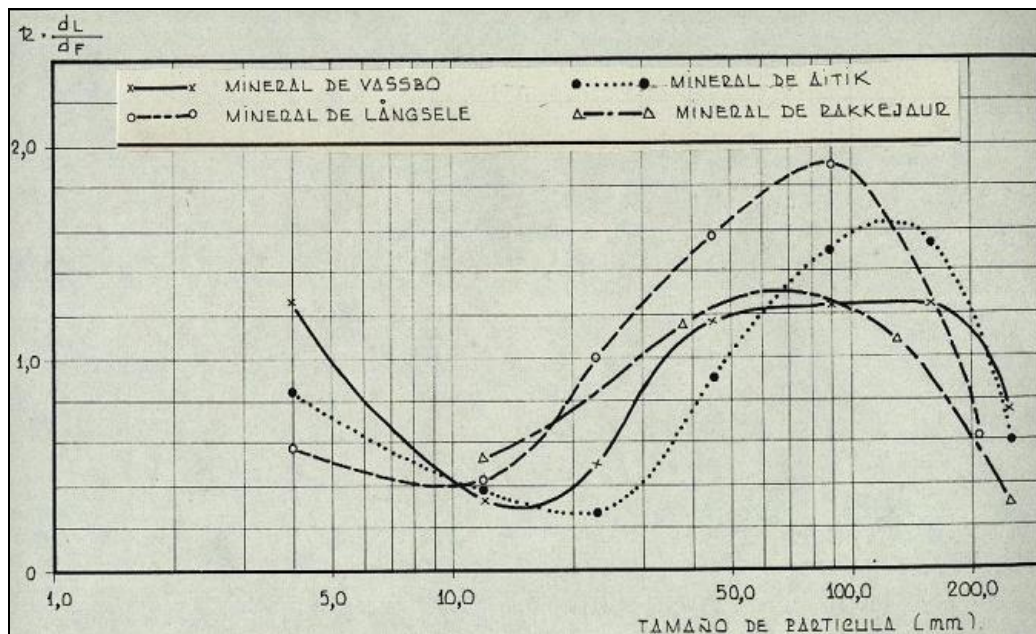
**Figura 7.4.9 – Curvas de Peneiramento Moinho Piloto de Aitik (Fahlstrom, 1973)**

Aproveitando as experiências piloto com outros diversos minérios foram levantados os dados da carga para outras usinas, cujo resumo é mostrado na **Tabela 7.4.3**.

**Tabela 7.4.3** – Composição da Alimentação e da Carga em Sistemas AG (Fahlstrom, 1973)

ITEM	LANGSELE	RAKKEJAUR	AITIK	VASSBO
Moinho	10 x 3 pés	10 x 3 pés	10 x 3 pés	22 x 7 pés
Energia Aplicada, kW	94	55	66	600
Taxa Alimentação, t/h	12,2	3,3	7,2	24,8
Carga, t	8,5	2,9	3,4	41,9
Relação: Alimentação/Carga	1,4	1,1	2,1	0,6
<b>DADOS DA S CURVAS</b>				
$\eta_F$	0,49	0,80	0,59	0,74
$\eta_L$	0,96	1,70	0,97	1,24
Relação: $\eta_L / \eta_F$	2,0	2,1	1,6	1,7
$d_{F0}$ , mm	250	170	160	150
$d_{L0}$ , mm	130	100	150	140
<b>CARGA</b>				
Perna - % Peso	30	50	40	35
Joelho - % Peso	50	45	30	50
Medida, mm	65	70	100	80
Pé - % Peso	20	5	30	15
Medida, mm	25	15	45	30

Também pode ser estabelecida uma relação entre a massa compreendida numa determinada faixa de tamanho entre a carga e a alimentação, obtendo as curvas típicas ilustradas na **Figura 7.4.10**. Do ponto máximo da curva, para a direita, corresponde ao joelho da curva e a inclinação para a esquerda corresponde à perna da carga.

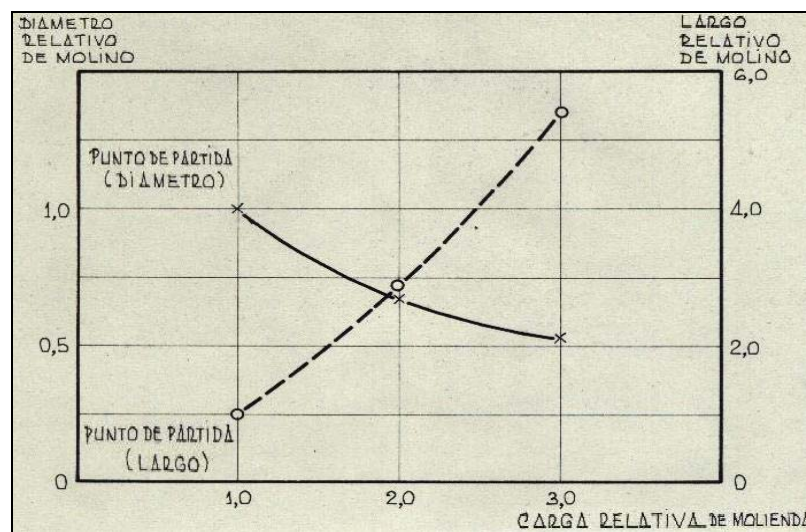


**Figura 7.4.10** – Distribuição da Carga em Moinhos AG (Fahlstrom, 1973)

Para um determinado minério existe uma composição ótima de alimentação no que se refere a tamanhos maiores. Para uma alimentação que aumente gradativamente as faixas mais grossas acontecerá um efeito energético na quebra similar ao obtido com o aumento de velocidade de rotação, encurtando a altura da “perna” da curva da carga.

### 7.4.3 A Geometria dos Moinhos

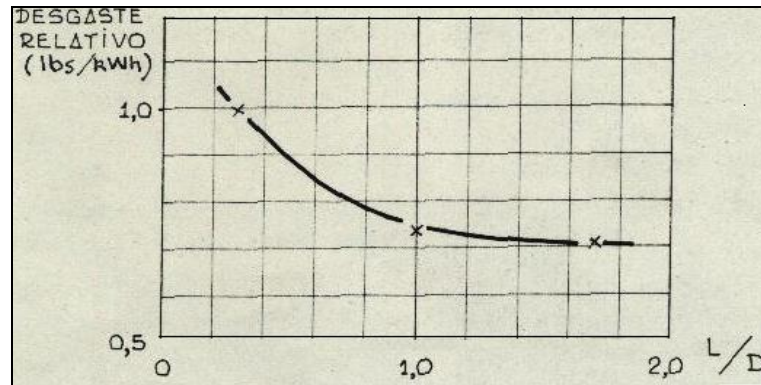
Nas duas usinas antes descritas foram utilizados moinhos primários AG totalmente diferentes: Aitik –  $D/L = 20/34,5 = 0,58$ ; Vassbo –  $D/L = 22/7 = 3,14$ . Nos minérios sulfetados tem-se comprovado que a área de superfície da carga é importante para a liberação. Na visão do **Modelo Operacional**, como introduzido neste texto, a seletividade da moagem é acrescentada junto com a maior superfície, que reflete uma maior área de interfase rocha/polpa e que favorece a sedimentação das partículas. Na **Figura 7.4.11** é mostrada a relação entre a carga de moagem, o diâmetro e o comprimento do moinho, com **relação constante de energia e de velocidade relativa**. A começar do ponto de origem ( $L = 1$  ou  $D = 1$ ), para incrementar o peso da carga em 100% deve diminuir-se o diâmetro a 0,67 e o comprimento incrementado em 2,7 vezes.



**Figura 7.4.11** – Geometria do Moinho em Função da Carga (Fahlstrom, 1973)

Os moinhos secundários são mais atrativos para obter uma maior área de superfície de carga de moagem ao invés de ampliar a moagem primária. O limite do trabalho a ser executado entre o moinho primário e o secundário deve deduzir-se pela moagem produzida pelo moinho primário operando em circuito aberto (ou com baixíssima carga circulante). O moinho secundário terá que possuir o tamanho suficiente para completar o trabalho. Variações de moabilidade podem ser controladas mudando a velocidade de rotação ou o volume de carga, e ambas opções requerem variação na aplicação de energia.

A geometria do moinho também tem muita influencia no design, peso e desgaste de revestimentos. Para uma aplicação constante de energia, o desgaste, expresso em lb/kWh, diminui na medida em que aumenta a relação entre o comprimento e o diâmetro do moinho ( $L/D$ ), como ilustrado na Figura 7.4.12, onde o consumo de liners aumenta radicalmente para  $L/D < 1$ . Em resumo, para minérios de metais básicos é altamente recomendável trabalhar com o menor diâmetro quanto possível, tanto pela forma de moagem mais seletiva (área) como pelo menor consumo de revestimentos (Fahlstrom, 1973). O leitor poderá apreciar que a visão tecnológica dos países escandinavos é bastante técnica, sem envolver aspectos comerciais que poluem quase todos os papers editado nas Américas. O Modelo Operacional não apenas concorda com quase todas estas recomendações, mas também considera todos estes aspectos nas suas rotinas de cálculo.



**Figura 7.4.12** – Desgaste de Revestimentos em Moinhos (Fahlstrom, 1973)

A alta relação D/L é mais um mito tecnológico imposto pelas fábricas da América do Norte e os países sul-americanos parecem seguir pelo mesmo caminho.

#### 7.4.4 Últimos Avanços da Outokumpu com Moinhos de Pebbles

Como antes mencionado, os países escandinavos criaram a sua própria cultura tecnológica ao redor dos sistemas autógenos. Esta originalidade se traduz também nas avaliações e trabalhos publicados por técnicos de lá, sem o compromisso comercial que se observa nas culturas da América do Norte. Algumas características desta cultura, que podem ser destacadas, são a utilização de moinhos de Pebbles, como moagem secundária e a utilização de moinhos autógenos de pequeno diâmetro e baixa relação D/L, menor que um. Este último aspecto comprova a pouca validade do conceito Canadense,  $D/L > 2$ , imposto mediante o moinho de Cascade, como tem sido amplamente divulgado no Chile e no Brasil.

A diferença radica no fato de que o moinho AG ou SAG utilizado nos países escandinavos é um moinho comum, igual ao moinho de bolas ou de pebbles, e por tanto muito facilmente construído em fábricas locais e sem necessidade de patentes ou *royalties*. O Autor deste texto participou do estudo em planta piloto, cálculo e dimensionamento, start-up e otimização do moinho SAG primário do projeto de Ouro Igarapé Bahia, da CVRD, entre 1988 e 1991, este moinho era do tamanho de um moinho de bolas convencional, com relação  $D/L < 1$  e foi fabricado no Brasil, por fabricante brasileiro. Por recomendação deste consultor o moinho foi adaptado para moinho primário de bolas com baixo enchimento (entre 20 a 25%), em circuito aberto; e a grelha de descarga, originalmente de 6mm, foi sugerida para aumentar para 10 ou 12mm (Yovanovic, 1991).

**Eerola e outros** (1988) relatam as recentes mudanças feitas nos sistemas autógenos de moagem da Outokumpu OU, na Finlândia, numa história de mais de 25 anos ligada a esta tecnologia, particularmente a moagem totalmente autógena, com primário AG e secundário de Pebbles. O primeiro moinho autógeno da Outokumpu foi instalado na usina de Keretti, durante os anos 60.

Os problemas principais dos moinhos AG, em geral, são a variabilidade da taxa de alimentação, o incremento no consumo de energia e da quantidade de superfinos, e a acumulação de tamanhos críticos.

O problema dos tamanhos críticos foi extensamente discutido nos itens 7.2.1.3 e 7.2.2, onde foram citadas também as formas de lidar com este problema:

1. Incorporar bolas de aço ao moinho AG (transformar em SAG). A Outokumpu sempre teve resistência para utilizar bolas de aço como corpo moedor, e a opção de converter os moinhos AG para SAG envolveria altos consumos de aço (1,5 a 2 kg/t de bolas e entre 100 a 200 g/t de revestimentos).
2. Retirar os tamanhos críticos de dentro do moinho AG para britar e reciclar no mesmo moinho, como carga circulante, como foi a solução adotada no projeto Keretti.
3. Retirar os tamanhos críticos de dentro do moinho AG e utilizá-los como corpos moedores para a moagem secundária (Moinho de Pebbles).
4. Retirar os tamanhos críticos de dentro do moinho AG e descartar para o rejeito todo ou parte deste material, dependendo do seu teor.

A melhor solução encontrada pela Outokumpu foi de abrir portas especiais na grelha de descarga dos moinhos AG, de 70 x 120 mm, extraíndo de forma contínua os tamanhos críticos e utilizando eles como meio de moagem nos moinhos secundários de pebbles. Durante 1975 foi implantada com sucesso esta alternativa no concentrador de Pyhasalmi (Cobre, Zinco, Pirita e Barita). Em 1983 foi instalada uma planta piloto nos laboratórios da Outokumpu, com este tipo de fluxograma. Em 1985 o concentrador Enonkoski (Cobre – Níquel) foi também projetado e implantado com sistema AG – Pebbles.

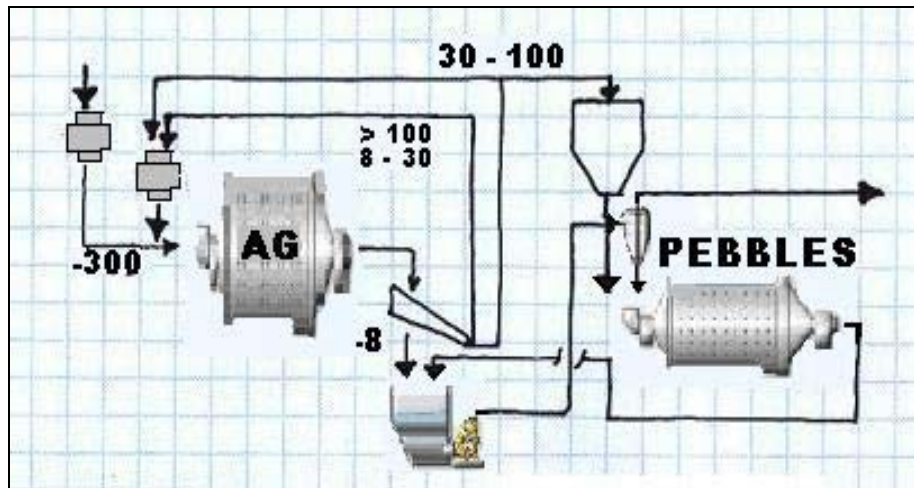
Num moinho primário AG, a relação de tamanho entre o fragmento de rocha (corpo moedor do mesmo minério) e as partículas a serem moídas, varia entre 20:1 até 30:1, dependendo da dureza e da gravidade específica. Estes fragmentos, ao reduzir o seu tamanho, automaticamente são convertidos em tamanhos críticos. O tamanho crítico é definido como a partícula cuja moagem requer mais energia que aquela que ela mesma pode gerar, e eles podem entrar ao moinho fazendo parte da alimentação ou podem ser gerados a partir da redução de tamanho dos fragmentos maiores (corpos moedores).

Ao abrir as portas de extração de pebbles, os moinhos AG aumentam significativamente a taxa de produção, a um tamanho (P80) equivalente ao produzido por um moinho de barras, reduzem o consumo de energia e reduzem drasticamente os problemas de variabilidade do nível de carga dentro do moinho AG. Tradicionalmente, o moinho primário AG utilizava a maior parte da energia total usada na cominuição, em relação ao moinho secundário; agora, com as mudanças propostas, a relação de energia entre o primário e o secundário se altera significativamente, reduzindo o custo total de energia, como resumido na **Tabela 7.4.4**.

**Tabela 7.4.4 – Relação Energética Primário/Secundário (Eerola e outros, 1988)**

MOINHOS	ENERGIA, kWh/t	
	PRIMÁRIO	TOTAL
Island Copper: 6 SAG – 3 Bolas	18	22,5
Highmont: 2 AG – 2 Bolas	9,5	115
Aitik: 1 AG – 1 Pebbles	12	15
Brenda: 4 Barras – 4 Bolas	4	11
Aitik: 2 Barras – 2 Pebbles	2	9
Pyhasalmi: 1 SAG – 3 Pebbles	3	13
Pyhasalmi: 1 Barras – 2 Pebbles	5	13

Para o projeto Pyhasalmi, junto com a retirada dos tamanhos entre 30 a 120 mm do moinho AG primário, este aumentou 3 vezes a sua capacidade de produção. Na filosofia da Outokumpu, o moinho primário é requerido para moer unicamente a quantidade de minério que sua dureza natural e heterogeneidade permitam, deste modo, sempre haverá suficiente meio de moagem dentro do moinho. Por sua parte, a demanda de pebbles no moinho secundário corresponde geralmente entre 2 a 10% do total da taxa de alimentação a este moinho. Na **Figura 7.4.13** é ilustrado o fluxograma básico de processo idealizado pela Outokumpu.



**Figura 7.4.13** – Projeto Padrão AG – Pebbles da Outokumpu (Eerola e outros, 1988)

Os critérios de projeto estabelecem uma relação D/L igual ou inferior a 1 para o moinho AG primário (contrariando as orientações de fabricantes Canadenses). A grelha de descarga do moinho AG possui aberturas de 70 x 120 mm, para a retirada dos tamanhos críticos. O tamanho ótimo desta abertura depende da gravidade específica do material alimentado.

O produto do moinho AG seria peneirado e distribuído em:

- - (5 a 8 mm), bombeado para o ciclone que alimenta o moinho de pebbles.
- Os pebbles utilizados são de 30 a 100 mm, de modo que o silo é completado com este material e o restante é britado, em britador de cone, antes de retornar ao moinho AG.
- O material entre 8 a 30 mm é muito pequeno para ser um pebble e muito grosso como produto, mesmo primário, de modo que retorna ao moinho AG após sua passagem pelo britador de cone.
- O material acima de 100 mm volta ao moinho após a sua britagem.

Como resultado deste procedimento, as variações de dureza do material alimentado se manifestam apenas como variações na carga circulante dos tamanhos críticos, cujo reciclo varia entre 5 até 15%, como máximo, do total alimentado, de modo que não constitui um problema. A usina piloto, implantada em 1983 de acordo ao fluxograma da Figura 7.6.1, conta com moinho AG de 1,65 x 1,7 m, moinho de pebbles de 1,8 x 3,2 m, e um britador de cone de 3 pés. Em termos de energia, apenas entre 25 a 40% desta é requerida na moagem AG primária, como observado na Tabela 7.6.3, de modo que o moinho primário é normalmente menor que o moinho secundário de pebbles.



É importante observar que, a rigor, a filosofia deste sistema representa uma etapa primária de moagem que equivale a uma britagem convencional secundária e terciária, a úmido, seguida de uma moagem secundária de pebbles. Os benefícios que poderiam esperar-se destas alternativas são:

1. Substituição do sistema convencional de britagem. Esta situação é apenas parcial, pois o manuseio dos tamanhos críticos e a separação de pebbles envolvem peneira, correias transportadoras, silo para pebbles e britador de cone.
2. Eliminação do uso de corpos moedores de aço. Neste caso resultou ser o maior benefício para a Outokumpu, pois os sistemas convencionais das antigas usinas apresentam: Barras – 1 kg/t; Bolas – 2 kg/t e Revestimentos – 100 a 200 g/t.

#### 7.4.3.1 Concentrador Pyhasalmi

O projeto aproveitou as experiências obtidas na usina piloto e também alguns novos critérios, que muito contribuíram para o sucesso do projeto:

- Após a britagem primária, o minério é separado e estocado em silos diferentes, antes de alimentar o moinho AG (de 3,2 m x 4,5 m).
- Rochas de 100 a 300 mm – usadas como meio de moagem para o moinho primário AG;
- Pebbles de 50 a 100 mm, para alimentar os dois moinhos secundários de pebbles (também de 3,2 x 4,5 m) arranjados em duas etapas.
- Minério fino, para alimentar o AG.
- A grelha de descarga do moinho AG possui aberturas de 30 x 120 mm. O material – 8mm é enviado para o ciclone que alimenta o primeiro moinho de pebbles.
- O produto do AG, maior que 8mm é submetido a um processo de separação por meio denso (HMS), onde a fração mais “leve”, de menor gravidade específica, é descartada como rejeito. A fração de material com o componente mais pesado, volta ao moinho primário, previa extração de novos pebbles, de material + 30mm.

O projeto foi muito bem sucedido e reportou uma redução de quase 30% nos custos de operação previstos para as alternativas antes usadas pela Outokumpu: Barras e Bolas; e a moagem AG sem retirada de pebbles.

#### 7.4.3.2 Concentrador Enonkoski

Durante 1985 foi implantado o projeto Enonkoski, utilizando moinho primário AG de 4 x 6m, apresentando os resultados resumidos na Tabela 7.4.5.

**Tabela 7.4.5** – Resultados Industriais Concentrador Enonkoski (Eerola e outros, 1988)

ITEM	INDICADOR
Taxa de produção	83,1 t/h
Consumo Específico – AG Primário	7,4 kWh/t
Pebbles Secundário	8,4 kWh/t
Produto -200#	62,7%
Consumo de Pebbles	6,2%
Carga Circulante Tamanhos Críticos	10%

## **7.5 Primeiros Projetos Industriais nos EEUU e Canadá**

Diferentemente do desenvolvimento tecnológico observado nos países escandinavos, onde os grandes produtores, como a Boliden e a Outokumpu desenvolveram a sua própria tecnologia, baseada em experiência efetiva e, principalmente, sem nenhuma influencia comercial de fabricantes da época, na América do Norte a tecnologia mineral não teve a mesma sorte e, pelo contrário, foram os fabricantes de equipamentos que impuseram a tecnologia que lhes foi mais conveniente, caminhando para o gigantismo e o alto diâmetro, tanto pelas patentes comerciais ligadas a estes moinhos (Cascade ou Aerofall, dependendo do fabricante) como pela eliminação de pequenos concorrentes locais. Grandes centros de pesquisa mineral, ligados às empresas produtoras, não tiveram isenção suficiente nem talento para desenvolver soluções originais ou, no mínimo, para esclarecer diversos paradigmas da mineração, como os países escandinavos já fizeram na década de 60, por exemplo: O grande diâmetro do moinho, o circuito aberto, etc. Pelas voltas da vida, o desenvolvimento tecnológico foi tão grande nos países escandinavos que, pelo contrário, as produtoras criaram suas próprias fábricas, como a Skega, de revestimentos de borracha, além da Outokumpu, de tecnologia de ponta, e a Boliden, que após crescer com o nome de Svdala, acabou dominando o mercado e comprando os grupos norte-americanos, conformando este único grupo de hoje: A Metso.

O Leitor pode observar a grande quantidade de material bibliográfico utilizado para poder chegar a estas delicadas conclusões, mas, em benefício da verdade, podemos dizer que a grande maioria dos artigos técnicos de congressos e papers de revistas de circulação emitidos na América do Norte, e por extensão nos países da América do sul, são ou teóricos demais ou meros panfletos de divulgação, tanto comercial como pessoal, particularmente após a década de 70, onde a estratégia global de mercados começou a delinear-se na área mineral. O “pulo do gato” dos processos minerais e o bom senso das operações devem ser procurados nos antigos “papers”, como aquele de Myers, de 1957 e o do Lewis (1953), que discutem o Caso de Copperhill, que guardo como tesouros. Também recomendamos ao Leitor acompanhar os trabalhos de Fahlstrom (1973 – 1975) e, mais recentemente, de Forsund e outros (1988), que apresentam os resultados de 5 anos de operação do circuito aberto de moagem do moinho Sydvaranger. A rigor, mais de 50% das idéias e conclusões do livro provêm destes artigos e da minha experiência pessoal. Falando de antigos “papers” quem de nós não lembra da excelente qualidade dos antigos catálogos (manuais); por exemplo, para ciclones, comparando os catálogos coloridos de hoje, de 2 páginas cheias de propaganda, com curvas artísticas sem nenhuma validade quantitativa, contra o antigo catálogo da Krebbs, dos anos 50-60, dá vontade de chorar (afortunadamente, ainda tenho esses catálogos antigos). A tecnologia mineral de hoje é como esses modernos catálogos, cheios de propaganda, mas sem substância nem “alma” de processos, como alguns poucos engenheiros com “fome de verdade” ainda procuram.

Os centros de pesquisa das produtoras e até aqueles de propriedade dos governos locais, ficaram praticamente ao serviço de tecnologias comerciais importadas, como até hoje acontece no Chile e no Brasil, fazendo apologia das células de coluna e dos moinhos Cascade. O alto teor das nossas jazidas e o preço benevolente de energia elétrica que ainda alguns projetos conseguem negociar permite que ainda obtenhamos suficiente retorno nos projetos minerais; nos EEUU, em câmbio, quase todas as usinas de mineração são subsidiadas pelo governo, mediante fixação de preços tabelados aos produtores.

Mais uma vez, fica aberto o desafio de retomar o caminho da tecnologia local, baseado nas nossas realidades e potencialidades. Um bom começo é o de acabar com os paradigmas da mineração e tomarmos um bocado de tempo para reencontrar o caminho tecnológico baseado no bom senso e na melhor compreensão dos processos minerais. O **Modelo Operacional** poderia se a ferramenta que permitiria esta nova abordagem.

### 7.5.1 A Resposta Industrial do Scale-Up

Na **Tabela 7.5.1** são apresentados alguns resultados industriais e sua correspondente projeção, a partir da etapa de projeto.

**Tabela 7.5.1** – Projeção Industrial Moinhos AG e SAG (Yovanovic, 1978)

ITEM	PROJETO	INDUSTRIAL
Utah Mining Division (Kennecott) 1963-1964 – AG e SAG		
• Consumo Específico, kWh/st	14,2	24,6
• Granulometria do Produto	17% + 100#	4,2% + 100#
Cyprus Pima, 1970-1973 - SAG		
• Consumo Específico, kWh/st	9,7	8,7
Concentrador C.E. Weed - AG Anaconda, 1971-1973		
• Taxa de Produção, st/dia	55.000	45.000
Similkameen, 1972 - AG		
• Taxa Produção AG, st/h	235	120
• Consumo Específico, kWh/st	20-25	50-60

Em geral, se observa que a extrapolação simples dos resultados obtidos em escala piloto não conduz a valores correlatos para a escala industrial, onde se observam, com raríssimas exceções, menores capacidades que as projetadas, maiores consumos unitários de potencia e uma granulometria no produto inferior à requerida. Uma exceção a este quadro foi o projeto de Cyprus Pima. Diferentemente dos outros projetos, Cyprus Pima pesquisou na planta piloto a moagem SAG (os projetos de Anaconda e Similkameen são projetos AG com moagem de pebbles, mais difíceis de dimensionar), a qual possui menos variabilidade em função do minério. Por outro lado, o projeto da Kennecott, também para moagem SAG data de 1963-1964, ainda com pouca experiência industrial nestes sistemas. Mesmo assim, o projeto Cyprus Pima não ficou livre dos outros problemas que acompanham a estas tecnologias: excessiva flutuação na taxa de produção, alto desgaste de revestimentos, consumo de bolas 35% superior ao valor de projeto, etc.

Parcialmente, o controle automático dos moinhos AG ou SAG, comandado por um sinal do nível de carga dentro do moinho, ajuda a reduzir o efeito de todos os problemas antes citados, particularmente as flutuações de taxa de produção; mas, nas circunstâncias da época desta pesquisa, qualquer projeto industrial de moagem AG ou SAG traz consigo uma forte dose de incerteza, que em muitas ocasiões tem significado uma mudança radical nos projetos, com foi o caso do concentrador C.E. Weed, da Anaconda, que mudou, já na usina industrial em operação, o sistema AG para moinhos convencionais de bolas.

O projeto Pinto Valley, implantado em 1974, é um dos últimos grandes projetos com sistema convencional de moagem, e utilizou moinhos de bolas single-stage de 18 x 21 pés, na data, os maiores moinhos de bolas do mundo.

### 7.5.2 Kennecott Research Center

Durante o mês de Maio de 1962, são programados testes em escala piloto para avaliar a possibilidade de utilizar moagem AG ou SAG nos minérios de Cobre da Western Mining Division, da Kennecott (EUA), que incluía as usinas de: UTAH, NEVADA, RAY, CHINO e TAM. Para a execução destes testes foi arrendado um moinho Hardinge do tipo *Cascade*, de 6 pés de diâmetro por 2 pés de comprimento, e instalou-se em planta piloto do Kennecott Research Center. As primeiras 150 toneladas, do minério de UTAH, foram recebidas em junho de 1962.

A moagem AG/SAG está sendo pesquisada visando a redução dos custos de moagem. Os pesquisadores esperam obter melhores benefícios metalúrgicos (maior recuperação de Cobre e Molibdênio) devido à melhor liberação dos minérios até o tamanho natural do seu grão. É interessante como naqueles anos era procurada uma melhor seletividade nas operações de moagem e, na nossa visão, faltou testar o sistema proposto pelo **Modelo Operacional**, de circuito aberto com baixo enchimento, produzindo o efeito IMC, In Mill Classification. Naquela data (1962) apenas existiam aplicações industriais para minério de Ferro. Os testes piloto incluem a determinação da taxa de produção e o consumo específico de energia. O efeito deste novo tipo de moagem sobre a flotação foi avaliado em paralelo com uma instalação piloto convencional. Os testes seriam iniciados com minério da usina de UTAH, pois em breve teriam que ser tomadas decisões de expansão das instalações do concentrador Arthur desta Divisão, em 25.000 t/d. Após esta série de testes, a intenção é de aproveitar estas instalações para estudar o comportamento dos minérios das outras usinas.

Após extensa campanha de testes, entre 1962 até 1968, para os minérios de UTAH, CHINO E RAY, conclui-se que o sistema convencional era mais econômico que o processo SAG, particularmente por razões de consumo específico de energia. No caso particular da usina de UTAH, após longos testes com moagem AG e SAG, inclusive em escala industrial, a expansão do concentrador de Arthur considerou as etapas convencionais de britagem, moinho de barras e moinho de bolas.

No período 1974-1978 foi efetuada uma segunda campanha de testes, desta vez dirigida especificamente para a moagem primária SAG e moagem secundária em moinho de Bolas. Nestes testes procurou-se aumentar o tamanho de descarga do SAG primário (entre 6 a 3#), deixando o grosso do trabalho de moagem para o moinho secundário de bolas. A rigor, o moinho secundário de bolas é quase que um moinho single-stage comum, sendo alimentado a F80 entre 4 a 6mm, e o sistema SAG converteu-se num britador a úmido que substituiria as etapas de britagem secundária e terciária. A partir destas experiências da Kennecott, praticamente todos os sistemas SAG para minérios metálicos não ferrosos começaram a utilizar esta estratégia nas etapas de piloto e de projeto de instalações industriais, como veremos no item 7.4 a seguir, e os argumentos de venda começaram a cair sobre as desvantagens da britagem convencional e os seus maiores custos de investimento e de manutenção. O problema do custo da energia não era tão relevante nestas avaliações, ainda mais com o método do *Net-Power*, que facilitou os cálculos em benefício dos moinhos SAG.

A *Kennecott* teve tempo e condições de avaliar corretamente estas tecnologias, de modo que as suas conclusões e experiências deveriam ser extensamente estudadas pelas empresas de metais básicos que pretendam utilizar este tipo de moagem.

### 7.5.3 Utah Mining Division

No dia 11 de junho de 1962 foi instalado, no Kennecott Research Center (KRC), em Salt Lake City, Utah, um moinho Hardinge de cascada (a úmido), de 6 x 2 pés, operando a 70% da sua velocidade crítica. Os testes foram iniciados no dia 18 do mesmo mês e a usina foi adaptada para executar testes comparativos com o sistema de moagem convencional, num moinho piloto de bolas.

Nos primeiros testes no moinho de cascada foi observado um alto consumo de energia, mas a granulometria do produto era um pouco mais fina do normal. Foi programada a adição de bolas ao moinho para reduzir o consumo específico de energia e aproximar a granulometria de descarga com aquela que entrega normalmente o moinho de bolas.

Durante os meses de Agosto e Setembro de 1962, são feitos testes em paralelo com o moinho piloto de bolas, de 30"Ø por 36" de comprimento. Foi observado que o consumo de energia é superior em 50% para o moinho autógeno (17,7 vs. 12,3 kWh por tonelada de -100# produzida). No aspecto metalúrgico, se observa similar recuperação na flotação de Cobre, mas um pouco menor para o Molibdênio. A adição e bolas de aço no moinho piloto SAG consegue reduzir o consumo específico para 12,9 kWh por tonelada de -100# produzida. Os testes foram encerrados e o moinho devolvido aos fabricantes.

Provavelmente por pressão comercial, o moinho piloto voltou a ser instalado no KRC em Janeiro de 1963, continuando com os testes, esta vez incrementando a granulometria do material alimentado ao moinho piloto (melhorando o meio de moagem), obtendo consumos unitários de potencia na faixa de 14,2 kWh/t -100#. Após estes testes, a empresa foi convencida para instalar um moinho AG Hardinge tamanho industrial, de 24 x 8 pés, no concentrador Arthur. A nova instalação entrou em operação em 11 de novembro de 1963, e o moinho possuía um motor de 1.500 HP. Durante a operação industrial, em sistema AG, observou-se que a capacidade foi bastante inferior que os valores esperados a partir dos testes piloto e o consumo específico de energia foi bastante maior que o obtido no sistema convencional, atingindo em média 24,6 kWh/t de minério alimentado; tudo isto avaliado após o processamento de mais de 50.000 toneladas. O produto do moinho foi muito fino para as necessidades da flotação (4,2% + 100 #). Na época, o concentrador de Arthur, operando com equipamentos convencionais, consome 9 kWh/t, com uma granulometria de 17% + 100#.

A partir do 20 de dezembro de 1963 começou-se a adicionar bolas no moinho, até o máximo possível que mantivesse "operável" o moinho, descendo levemente o consumo unitário de energia, para valores próximos de 20 kWh/t, mas ficando ainda muito longe dos valores atingidos pelo sistema convencional. Após este fracasso, os fabricantes ainda propuseram, em fevereiro de 1964, diminuir radicalmente a altura dos lifters (de 5" para ½") e reduzir a velocidade de rotação do moinho. Ambas alternativas deram em contrário, incrementando o consumo específico de energia, particularmente a mudança dos lifters, que elevou o consumo específico de energia de 26 para 34,9 kWh/t. A mudança de velocidade, de 11,85 rpm para 10,81 rpm, fez aumentar o consumo específico de 24,3 para 26 kWh/t.

Após toda esta temporada de testes, inclusive em escala industrial, a expansão de 25.000 t/d em UTAH contemplou as tecnologias convencionais de cominuição.

### 7.5.4 Chino Mining Division

Os primeiros testes foram efetuados em setembro de 1962, mostrando que o minério de CHINO era mais apropriado para a moagem SAG que o minério de UTAH. Por outro lado, se observava uma certa vantagem energética para a moagem SAG sobre o moinho piloto de bolas (este operando muito fora das condições otimizadas, com 45% de enchimento e 80% da velocidade crítica), sem efeitos adversos na flotação. O dia 10 de dezembro daquele ano é emitido um relatório recomendando testes em grande escala para o minério de CHINO, visando uma importante redução nos custos de operação, na faixa de US\$ 0,15/t. Os testes foram feitos para três alternativas: moinho Aerofall, a seco; moinho de cascada, a úmido; e moinho de bolas convencional.

O programa foi iniciado em abril de 1965 e constou de duas partes: obter informações de potencia para a moagem a seco e classificação por ar, e os efeitos desse tipo de moagem sobre o processo de flotação. Pensava-se que a moagem a seco produz uma melhor liberação das partículas mineralizadas, com o conseguinte aumento na recuperação de Cobre. Para a moagem a seco se adverte um incremento na capacidade quando são adicionadas bolas de aço ao moinho (AG para SAG), mas o consumo específico ainda é superior ao observado no sistema convencional industrial existente em CHINO (14,8 vs. 11,0 kWh por t -100#), ainda sem considerar a potencia requerida para o ventilador do sistema Aerofall.

A mediados de 1966 foram reiniciados os testes, visando comparar a moabilidade de diferentes tipos de minério provenientes da jazida. Para similares condições, em moagem AG, a capacidade de moagem aumenta em 30% quando o minério alimentado era de maior dureza. Quando a carga de bolas é incrementada (SAG), a capacidade do moinho Aerofall perde gradativamente a sua dependência com a natureza do material alimentado. No moinho de Cascada, se aprecia um importante efeito da dureza e do tamanho do material alimentado na capacidade de produção.

De acordo com todos os testes executados e fazendo as projeções pertinentes para a escala industrial, é observado um maior consumo específico de energia por tonelada de produção para os sistemas AG e SAG, tanto a seco como a úmido, em comparação com os consumos habitualmente observados na usina convencional de CHINO, como resumido na Tabela 7.5.2. Os testes foram concluídos em 1968.

**Tabela 7.5.2 – Resultados Testes Chino Mining Division**

ALTERNATIVA	KWh/t
Moinho de Cascada – SAG	10,4
Moinhos Aerofall – SAG	12,5
Usina Convencional	7,8

### 7.5.5 Ray Mining Division

No final de 1962 a Divisão Ray solicita a execução de testes de moagem AG e SAG para o futuro beneficiamento dos seus minérios sulfetados. Naquela data Ray trabalhava com óxidos, com o processo de LPF (Lixiviação – Precipitação - Flotação). Os testes começaram durante o mês de abril de 1963, com um moinho de cascada Hardinge de 6 x 2 pés. O minério de Ray possui dois tipos característicos: quistos e diábases. O quisto é uma rocha dura e laminada, com alto conteúdo de micas. A diábase é uma rocha porfírica, parecida com a Andesita no seu comportamento ante a moagem.

Para os quistos, a potencia AG consumida foi de 13,6 kWh/t -100# produzida (no moinho de bolas, este material consome 10,88 kWh/t -100#). Para a diabase o consumo unitário de potencia AG chegou a atingir 34 kWh/t -100#, tendendo a diminuir junto com a adição de bolas ao moinho (SAG), chegando até 21,46 kWh/t -100#. Para este último tipo de minério, o moinho de bolas convencional atinge 15,1 kWh/t -100#. Na moagem AG, uma mistura em partes iguais entre estes dois tipos de minério conduz a um maior custo de energia que se fossem moídos por separado. As provas finalizaram em dezembro de 1963 sem concluir em nenhuma vantagem acima da moagem convencional.

### 7.5.6 Projeto Cyprus Pima

Esta mineração de Cobre se encontra perto da cidade de Tucson, Arizona (EEUU) e a sua história está marcada por sucessivas expansões da capacidade de produção, desde a usina original de 3.000 st/d (1957); 6.000 st/d (1963); 18.000 st/d (1966); 36.000 st/d (1967) e a que é conhecida como a IV expansão da Cyprus-Pima, que chegou a 50.000 st/d em 1972 (sendo st = tonelada curta = 2000 libras).

A administração da empresa começou a pesquisar desde 1964 as alternativas autógenas de moagem. Durante aquele ano foram enviadas 80 toneladas de minério para os laboratórios da Koppers-Hardinge em York, Estado da Pennsylvania, para determinar a susceptibilidade deste minério para as alternativas AG e SAG. A metade do material, 40 tons, corresponde à espécie Arkosita (minério duro, que se encontra em quatro variedades dentro da jazida da Cyprus Pima), e a outra metade de 40 tons continha minério chamado de "hornfels", mais mole que o anterior. Os testes apresentaram resultados alentadores e resolveu-se continuar a pesquisa em planta piloto especialmente instalada na usina de Cyprus Pima, a qual ficou pronta durante o mês de outubro de 1970.

#### 7.5.6.1 Testes Piloto

Os testes piloto foram executados em moinho Hardinge de cascada, de 6 x 2 pés. Diferentemente dos estudos feitos nas empresas da Kennecott, relatados em itens anteriores, os testes de Cyprus Pima foram executados fazendo um completo trabalho de preparação do material, em faixas definidas, extraídas das etapas de britagem da usina atual: grossos (+ 4"), médios (+1 1/2" a - 4") e finos (- 1 1/2"). Estas três parcelas de minério foram estocadas em separado, com o objetivo de alimentar ao moinho em diferentes proporções, visando encontrar a proporção ótima de alimentação. Foram testadas, inclusive, as condições extremas, isto é: minério médio e fino (sem grossos), e minério médio e grosso (sem finos), onde se observou que a capacidade deste ultimo caso (sem finos) é menor, porém o processo torna-se mais fácil de operar. Além disso, o sistema projetado por Cyprus Pima considerava a utilização do moinho SAG como primário, alimentando um moinho secundário de bolas, com design mais próximo das tendências atuais deste tipo de tecnologia.

As principais conclusões obtidas na bateria de 28 testes para diversos minérios foram:

1. A capacidade de tratamento aumenta fortemente ao incorporar bolas ao moinho (SAG), até adquirir uma certa estabilidade para valores de baixo consumo específico de energia com 6 a 8% de enchimento de bolas, em volume.
2. O tamanho do produto engrossa na mesma proporção em que aumenta a % de bolas.
3. O moinho opera mais eficientemente para polpa com 60% de sólidos, em peso.
4. A composição utilizada em todos os testes foi: 19% grossos; 37% médios e 44% de finos.

Os resultados obtidos nesta primeira fase são apresentados na **Tabela 7.5.3**, e a variação da capacidade do moinho piloto SAG em função da % de bolas de aço, para um mesmo tipo de minério é mostrada na **Tabela 7.5.4**.

**Tabela 7.5.3** – Resultados Piloto SAG com Minério de Cyprus Pima (Pena, 1973)

MINÉRIO	Wi Bond, kWh/st	W, kWh/st – TESTE
1. Hard Grey Arkosite	23,2	8,2
2. Hornfels	12,0	7,1
Mistura 1 + 2	-	6,6
3. Hard Red Arkosite	26,2	14,8
4. Gougy Arkosite	14,8	7,8
5. Grey Arkosite	17,6	10,0

**Tabela 7.5.4** – Resultados Típicos Planta Piloto (Bassarear e Sorstokke, 1973)

ITEM / TESTE	1	2	3	4	5
% Bolas	0	2	4	6	8
Taxa Alimentação, lb/h	500	676	1.096	1.552	1.523
Consumo Específico, kWh/t	33,0	27,0	14,9	10,6	11,1
Produto, P80 µm	100	208	470	540	620

Considerando a dificuldade para extrapolar diretamente estes resultados para a escala industrial, a informação que os pesquisadores encontram mais importante nesta etapa de projeto é a obtenção de parâmetros operacionais como: os níveis de carga, volume necessário do moinho e a potencia requerida para a moagem. Com respeito ao nível de carga, tem-se encontrado que o moinho opera normalmente para 27,5% (valor similar ao utilizado nos projetos Similkameen, Island Copper e Lornex Mining Company). Para encontrar o nível ótimo, foram efetuados testes variando o nível de carga dentro do moinho de 20% até 35%. O valor de projeto foi definido para 27%, de modo que a taxa de produção e a potencia aplicada devem ser determinados com base neste nível de carga. Agora, para a potencia instalada, utilizou-se um fator de 20% de superdimensionamento, para prevenir possíveis variações. Estes trabalhos foram feitos na década de 70, mas tem alguns conceitos interessantes que gostaríamos de destacar. A determinação do nível ótimo da carga dentro de um moinho consiste exatamente, na nossa visão, na separação entre a chamada zona de moagem e a zona de transporte dentro do moinho, que estabelece o equilíbrio entre a velocidade de produção e a retirada do produto, mantendo constante o inventário de massa dentro do moinho. Não é por acaso que os moinhos de bolas operam otimizados justamente na faixa de 22 a 29% de enchimento, igualando a relação volumétrica bola/minério na zona de moagem, dependendo da gravidade específica do material e do tamanho desejado no produto.

### 7.5.6.2 Projeto

O outro fator crítico é a determinação do tamanho do moinho, e Cyprus Pima utilizou a expressão:

$$P = p (D/d)^{2,5} L/l \quad (7.8)$$

Da aplicação desta fórmula foi definido que o moinho industrial teria que ser de 28 pés de diâmetro. Para o scale-up considerou-se também que o material médio da jazida teria um Work Index de Bond de 17,84 kWh/st e os consumos específicos de energia foram projetados como sendo de 9,70 kWh/st para o moinho SAG, para um P80 de 965 µm e de 5,70 kWh/st para o moinho secundário de bolas. O consumo de aço (bolas e liners) foi projetado em 1,5 libras por tonelada curta tratada, com base nos 6 meses de testes piloto.



Lembramos que a usina convencional atual ainda poderia ter sido otimizada, como recomendado pelo Modelo Operacional. Nas Figuras 7.5.1 e 7.5.2 são ilustrados os fluxogramas correspondentes.

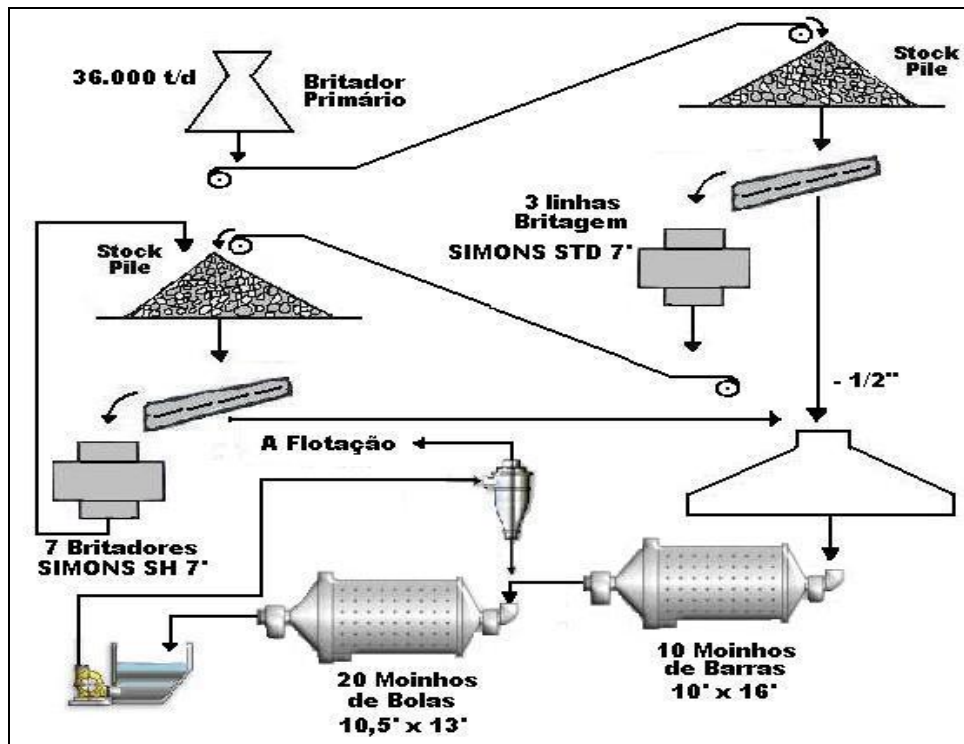


Figura 7.5.1 – Fluxograma Usina Original de Cyprus Pima

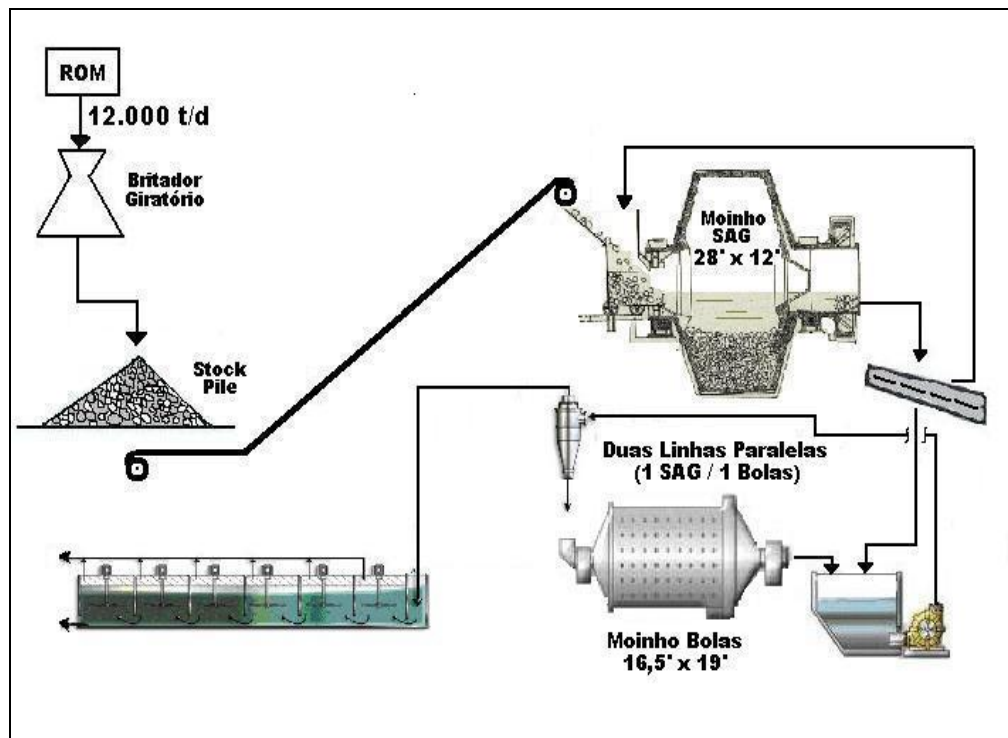


Figura 7.5.2 – Fluxograma Expansão Cyprus Pima

### 7.5.6.3 Resultados Industriais

A usina SAG entrou em operação em 1972 e a moagem obtida é mais fina que o esperado e, por outro lado, se observam enormes variações no fluxo de material através do moinho SAG (entre 300 até 1.200 st/h). Logo de 8 meses de operação industrial continuada podem-se destacar os resultados mostrados na **Tabela 7.5.5** a seguir.

**Tabela 7.5.5** – Resultados Industriais SAG Cyprus Pima (Pena, 1973)

PLANTA PILOTO		SAG INDUSTRIAL		USINA CONVENCIONAL	
ITEM	kWh/st	ITEM	kWh/st	ITEM	kWh/st
Moinho SAG	9,7	Britador Primário	0,4	Britador Primário	0,4
		Moinho SAG	8,7	Britadores 2° e 3°	1,2
Moinho de Bolas	5,7	Moinho de Bolas	5,9	Moinho de Barras	3,5
		Bombas e Correias	0,8	Moinho de Bolas	6,9
				Bombas e Correias	0,5
<b>TOTAL</b>	-	<b>TOTAL</b>	15,8	<b>TOTAL</b>	12,5

Comparado com os valores de projeto, devemos destacar que o consumo de aço chegou a 2 lb/t (contra 1,5 de projeto) e o P80 do moinho SAG foi de quase 2000  $\mu\text{m}$ , justificando o menor consumo específico obtido na escala industrial. Apesar dos maiores consumos energéticos, a administração da empresa se manifesta satisfeita com os resultados do projeto, com leves reduções nos custos de manutenção (os equipamentos ainda estavam novos) e uma possível redução nos custos de mão-de-obra, que para os EEUU poderia ser um fator importante, mas não aqui. Ao todo, para efeitos comparativo, foi imputado um menor custo operacional de **apenas 6,5 centavos de dólar por tonelada tratada**.

A extrapolação do consumo específico SAG entre a usina piloto e a usina industrial, foi muito mais precisa que nas outras avaliações anteriores, como foi extensamente divulgado em congressos e em revistas de circulação da época, mas ao nosso entender isso não tem muito mérito, pois este moinho operava apenas em etapa primária, numa faixa granulométrica muito grosseira e, nessa faixa de tamanho, ainda não se atinge o tamanho do grão e a dureza relativa entre os minérios não aparece com sensibilidade. Este trabalho fino é feito pelo moinho secundário de bolas convencional. Com os valores atuais da energia elétrica, entre 5 a 6 centavos o kWh contra **apenas 1 centavo (Pena, 1973)** utilizado na avaliação deste projeto, Cyprus Pima poderia ter ficado no vermelho. Na **Tabela 7.5.6** incluímos um detalhe dos consumos de aço, para ambas alternativas, observando que, ao contrário do postulado pelos partidários do SAG, o sistema convencional ainda consome menos aço.

**Tabela 7.5.6** – Consumo de Aço Projeto Cyprus Pima (Bassarear e Sorstokke, 1973)

CENTRO DE CUSTO	CONSUMO, lb/t	
	CONVENCIONAL	SAG
Liners Britadores	0,029	-
Liners SAG	-	0,275
Liners Moinho de Barras	0,100	-
Liners Moinhos de Bolas	<u>0,092</u>	<u>0,086</u>
<b>TOTAL LINERS</b>	0,221	0,361
Bolas, Moinho SAG	-	1,197
Bolas, Moinhos de Bolas	1,132	0,440
Barras	<u>0,624</u>	-
<b>TOTAL MEIO MOAGEM</b>	1,756	1,637
<b>TOTAL AÇO</b>	<b>1,977</b>	<b>1,998</b>

### 7.5.7 Concentrador C.E. Weed da Anaconda

Seguindo o caminho inverso, numa corajosa decisão, ao converter os seus 12 moinhos autógenos de pebbles para moinhos convencionais de bolas, em 1973, o concentrador de minério de Cobre C.E. Weed, da empresa Anaconda (Butte, Montana) experimentou um significativo aumento de produção e melhores recuperações de Cobre, isto último pela obtenção de uma menor granulometria no produto alimentado a flotação.

Quando o concentrador Weed entrou em operação, em 1964, o projeto em sistema AG já tinha sido definido pelos engenheiros da Anaconda e uma firma de consultoria externa, após diversos trabalhos de pesquisa e de testes em escala piloto. Na operação industrial, o alto consumo de pebbles e a excessiva variação na dureza do minério começam a se mostrar como os gargalos do processo AG. A alta variabilidade da taxa de produção traduzia-se numa alta flutuação do fluxo alimentado ao circuito de flotação, provocando instabilidade operacional e perdas em recuperação. O consumo de pebbles era tão alto que significava entre 10 e até 30% do total do minério tratado na usina. A adição gradativa de bolas de aço até atingir 10% do seu volume interno (SAG), ajudava a estabilizar a capacidade de produção dos moinhos e, desta adição gradativa surgiu a alternativa de voltar logo para moinhos de bolas propriamente ditos. As mudanças na operação dos moinhos também produzem um incremento na capacidade da usina de britagem e uma melhor estabilidade. As mudanças envolveriam a eliminação de uma série de peneiras e correias transportadoras que trabalham na classificação e separação de pebbles.

Os resultados obtidos são mostrados na **Tabela 7.5.7**. Em fevereiro de 1973 toda a usina operava com moagem totalmente de bolas.

**Tabela 7.5.7** – Mudança para Moagem Convencional, Concentrador C.E. Weed

ITEM	MOHINOS BOLAS	MOINHOS PEBBLES
% +65# a flotação	20,2	30,3
Recuperação de Cu, %	79,6	77,5
Capacidade da Usina, t/d	55.000	45.000

### 7.5.8 Empire Mine

O projeto de produção de pellets a partir de minério de Magnetita de baixo teor, por sistemas totalmente autógeno, pode ser considerado um exemplo de projeto bem sucedido para minérios ferrosos, como relatado por **Bogert** (1964). A usina de Empire Mines (Palmer, Michigan) foi projetada com moagem AG primária, alimentada por um britador primário, com extração de pebbles de dentro do moinho, e moinho secundário de pebbles, atingindo um produto com 95% -500#.

### 7.5.9 UV Industries

A começos da década de 60, a companhia então chamada United States Smelting Refining and Mining Company, começou as explorações e sondagens da jazida de Cobre em New México. O minério apresentava-se duro, abrasivo e pesado, características que recomendavam a sua moagem autógena.

Através de um programa de testes-piloto foram estabelecidos os seguintes critérios:

1. A moagem AG funciona quase que perfeitamente;
2. O processo poderia ser executado numa etapa só, mas com pouca capacidade, de modo que é recomendável uma moagem secundária;
3. A moagem secundária poderia ser efetuada em moinhos de pebbles, gerados no moinho AG primário, no caso de optar por um processo totalmente autógeno;
4. A liberação dos minérios de Cobre era excelente, obtendo-se boas recuperações e altos teores no Concentrado.

No ano 1967 foi assinado o contrato de construção de um concentrador de 3.000 t/d, e em 1969 ele estava entrando em operação a primeira linha de produção, em forma experimental. De acordo com estas informações foi implantada uma segunda linha de produção em 1973. O britador primário opera com closed-setting de 9" e o produto dele provou ser bastante conveniente para ser alimentado diretamente ao moinho AG, sem necessidade da classificação antecipada de tamanhos (aspecto que foi testado na primeira linha). A linha original, de 1969, estava constituída de um moinho de cascada, de 22 x 7 pés e um moinho de pebbles de 12,5 x 20 pés. Já na segunda fase, em 1973, o moinho AG foi de 26 x 10 pés e o moinho de pebbles de 16,5 x 24 pés, ambos operando em circuito fechado. Como esperado, o circuito com diâmetros mais elevados resultou menos eficiente, como mostrado na **Tabela 7.5.8**.

**Tabela 7.5.8** – Avaliação Circuitos AG da UV Industries

ITEM	CIRCUITO 1	CIRCUITO 2
MOINHO PRIMÁRIO	22 x 7 pés	26 x 10 pés
HP	1500	3000
Rotação, RPM	12,5	11,5
% da velocidade Crítica	75,6	76,5
Carga, % Volume	25-30	25-30
MOINHO DE PEBBLES	12,5 x 20 pés	16,5 x 24 pés
HP	1000	2000
Rotação, RPM	14,7	15,0
% da velocidade Crítica	66,4	78,3
Carga, % Volume	40	40
MINÉRIO		
Cobre	Subterrâneo	Céu Aberto
Garnet, %	50-55	40-45
Magnetita, %	20	10-20
Hornfels, %	10	15-20
Silicatos, %	5-10	5-10
CONSUMO DE ENERGIA		
Taxa de produção, t/h	130	199
Moinho Primário, kWh/t	7,95	10,34
Moinho Secundário, kWh/t	5,01	7,01
Total, kWh/t	<b>12,96</b>	<b>17,35</b>
Revestimentos, lb/t	<b>0,1871</b>	<b>0,2300</b>

Os minérios alimentados a cada linha são diferentes mais não podem ser atribuídas ao minério as enormes diferenças observadas. O maior diâmetro conduz necessariamente a um maior consumo específico de energia, como está mais do que provado em dezenas de exemplos citados neste texto. O moinho de pebbles no Circuito 2, além do maior diâmetro, gira com maior fração da sua velocidade crítica que o moinho do Circuito original.

### 7.5.10 Projeto Similkameen

O concentrador de minério de Cobre de Similkameen Mining Company, Princeton, British Columbia, começou suas operações no dia 24 de março de 1972. O arranjo original da usina considerava uma etapa de britagem primária alimentando uma etapa simples de moagem AG. Logo no começo este arranjo foi modificado mediante a adição de um britador de cone na descarga do moinho AG, reduzindo para -3/4" alguns tamanhos grossos provenientes do trommel de descarga do moinho. Após algum tempo de operação, teve que se adicionar bolas de aço ao moinho (SAG), quase que duplicando a capacidade de produção. O índice de Bond para este minério ( $W_i$ ) varia de 23 até 30,3 kWh/st, e o consumo específico observado na usina flutua entre 19,5 até 25,9 kWh/st.

Nos testes de moagem foram experimentadas 6 alternativas de circuito, cujo resumo é apresentado na **Tabela 7.5.8**:

1. Moagem convencional de barras e bolas, após usina convencional de britagem;
2. Uma etapa simples de moagem AG;
3. Uma etapa AG primária, em circuito aberto, alimentando um moinho secundário de Pebbles;
4. Uma etapa simples de moagem AG, com britagem de tamanhos críticos;
5. Uma etapa simples de moagem SAG, com 7% de enchimento de bolas de aço;
6. Uma etapa simples de moagem SAG, com 5% de enchimento de bolas de aço.

**Tabela 7.5.8** – Alternativas do Projeto Similkameen

ITEM	1	2	3	4	5	6
Britagem de tamanhos críticos	NÃO	NÃO	SIM	SIM	NÃO	NÃO
Bolas de Aço, % Vol.	-	-	-	-	7	5
Taxa de Produção (x = valor Base)	3,14 x	x	2,14 x	3,43 x	2,72 x	2,14 x
Consumo Específico de Energia, kWh/st	19,7	36,1	20,4	18,1	23,5	26,0
Consumo de Bolas, lb/t	2,55	-	-	-	2,10	1,44
Produto, % -200#	77	84	68	46	69	72

As opções 4 e 5 foram as selecionadas, até finalmente optar pela alternativa 4, pelos altos custos dos corpos moedores de aço. Todos os testes anteriores foram executados em moinho Cascade, da Hardinge, de 6 x 2 pés. Com estes antecedentes, e de acordo com a dureza esperada do minério, os critérios de projeto foram estabelecidos para a alternativa 4, com uma etapa simples de moagem AG, com britagem dos tamanhos críticos. O projeto estimava uma produção de 235 t/h, com 65% -200#, com um consumo específico entre 20 a 25 kWh/st.

Na **Figura 7.5.3** é ilustrado o fluxograma de processo da usina de Similkameen. O britador primário alimenta três linhas de moagem AG. Cada moinho de Cascada, de 32 x 14 pés, é acionado por dois motores de 4000 HP cada, e os moinhos se movimentam a 10,4 RPM, ou seja, a 76% da sua velocidade crítica. O moinho descarrega através de uma grelha de 3", completando esta classificação com um trommel que separa o material -3/4" até um classificador de espiral, que fecha o circuito. O material 3/4" – 3" é dirigido ao britador de cone, short-head, cuja descarga é reciclada ao moinho.

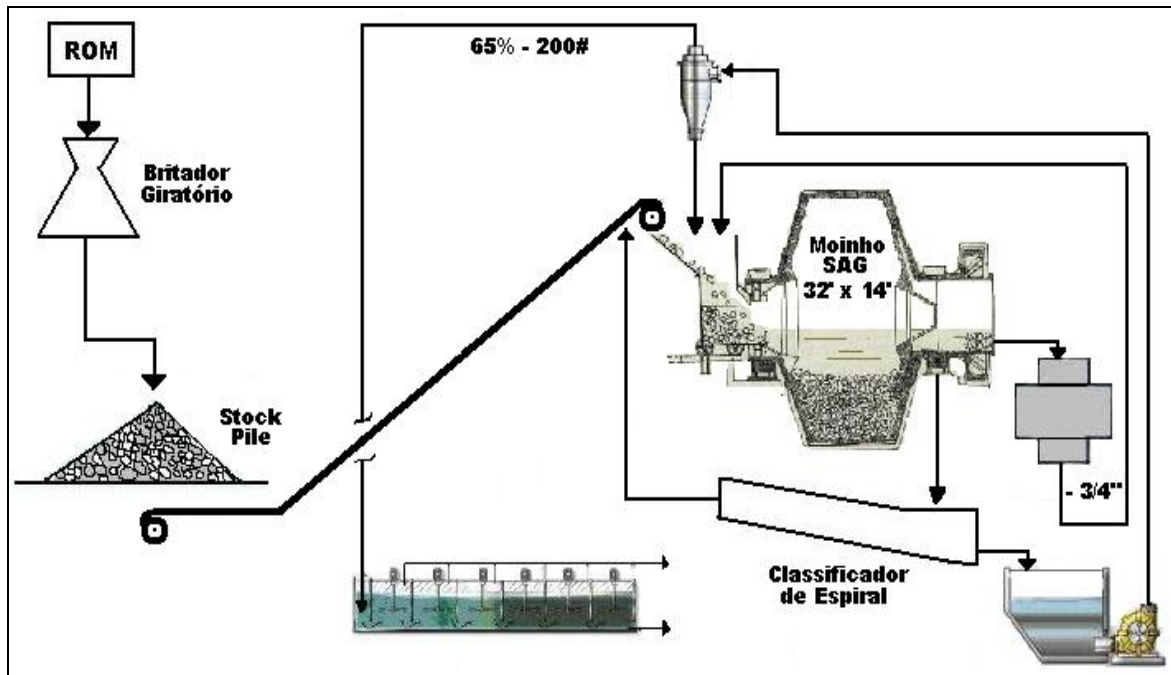


Figura 7.5.3 – Fluxograma Usina de Similkameen

Desde o dia 24 de março de 1972, data do start-up da usina, a primeira linha de produção não conseguiu atingir a capacidade de projeto (235 t/h). Durante os primeiros 7 dias de operação a média atingida foi de 75 t/h, com granulometria de 80% -200#. Na semana seguinte atingiu-se uma média de 100 t/h e, a fines do mês de Abril, a média produzida fluuava entre 120 a 130 t/h, praticamente a metade do valor de projeto. Em maio de 1972, os moinhos AG foram convertidos para moinhos SAG, com a adição de bolas de aço de 4". A capacidade chegou até a superar as 235 t/h de projeto, com granulometria de 62% -200# e consumo específico de energia de 24,6 kWh/st, um pouco acima dos valores de projeto. O consumo de bolas de aço atingiu a 1,8 lb/t.

### 7.5.11 Projeto Highmont

Projeto de beneficiamento de minério de Cobre, na área de Vancouver, British Columbia. As informações fornecidas por **Sibbald** (1981) referem-se ainda aos dados de projeto, de modo que não conhecemos os dados da operação industrial, programada para ser implantada em 1981. É importante destacar que o projeto foi supervisionado pela Wright Engineers Limited, a mesma consultora que orientou posteriormente o projeto de expansão de El Teniente, Chile, com sistema SAG (detalhes no item 7.6.5.5). Os estudos consideraram apenas as alternativas AG e SAG, o circuito convencional não foi comentado. O programa de testes em escala piloto feito pelo Lakefield Research durou quase 2 anos, entre 1970 e 1971, de modo que 10 anos antes da implantação efetiva do projeto a sua sorte já estava lançada, seria um circuito primário totalmente autógeno com britagem de tamanhos críticos.

O projeto consiste em duas linhas de produção, cada uma com moinho AG de 34 x 14 pés seguido de moinho de bolas de 16,5 x 29 pés. Coincidentemente, o fabricante, a Dominion de Canadá, é o mesmo que fabricou os moinho de El Teniente. O produto do moinho AG é peneirado e a fração entre ¼" até 2 ½" é britada num short-head de 7 pés, retornando ao moinho.

## **7.6 Os Anos 80-90 e o Método do Net Power**

### **7.6.1 A Nova Estratégia Comercial**

Neste período começa um re-arranjo acionário entre os grandes grupos fabricantes. A Hardinge passa a ser controlada pela Koppers Company, através de uma Divisão chamada MPSI – Mineral Processing Company (Jones, 1983). Junto com a ofensiva iniciada sobre os países latino-americanos, a maior empresa fabricante do Brasil, a Faço Paulista, passa a pertencer ao grupo Allis Chalmers. Nos países escandinavos o grupo Boliden não se conforma como mero produtor de minérios e assume o papel de incentivador e fabricante destas novas tecnologias, particularmente os moinhos de pebbles, onde possui extenso know-how. No Chile, em 1983, é realizado o Primeiro Seminário de Moagem Autógena e Semi-Autógena. Ao final dos anos 90, todas as empresas da grande mineração do Cobre já tinham experimentado ou instalado moinhos semi-autógenos, na época, os maiores do mundo.

A opção chamada de convencional, utilizada por consultores internacionais apenas por insistência das empresas cliente, inclui moinhos de barras e de bolas, com complexas instalações de britagem e todos os equipamentos em circuito fechado, muitíssimo longe das suas condições otimizadas. Mesmo assim, sempre apresenta os melhores resultados em termos de energia e investimento, mas é superada pelas “estimativas” de custos de manutenção, consumo de aço e mão de obra. O custo da energia elétrica supera os 3 centavos de dólar por kWh e nem por isso os sistemas convencionais são favorecidos.

Grandes centros estatais de tecnologia mineral, no Chile e Brasil, instalam sistemas autógenos piloto e começam a testar os minérios das empresas locais, evitando o envio de dezenas de toneladas ao exterior. O sistema convencional, sem nunca ter sido devidamente otimizado, nestes mesmos laboratórios, perde espaço e perde também em todas as avaliações comparativas realizadas nestes últimos 20 anos. O Autor deste livro nunca viu um relatório que indique o contrário. É ampliado o uso do método do net-power, na avaliação do consumo energético dos sistemas AG e SAG, favorecendo estas alternativas de uma forma tão exagerada, que quase todos os projetos efetuados na época, na etapa industrial, apresentam entre 20 a 30% a mais de consumo específico de energia que os valores utilizados como critério de projeto. Estes sistemas avançam sem questionamento, e papers panfletários marcam presença em centenas de congressos e publicações. Enquanto isso, a mediados da década de 90, o grupo Boliden absorve a Allis Chalmers e outras fábricas menores, em torno de uma nova grande empresa global, a Svda. Consultores internacionais e locais, empresas de engenharia e empresas de simulação e controle automático se alinham ao redor do novo líder e lutam por uma fatia deste mercado único. O panorama não era pior porque ainda existia a empresa Nordberg, de Milwaukee, EEUU, como referencia para os sistemas convencionais; foi usado o termo “existia” porque no próximo item 7.5 veremos que aquela opção já não existe mais.

O relativo sucesso na moagem AG de minérios de Ferro não foi repetido para a cominuição de minérios não ferrosos, que normalmente produzem material liberado para posterior separação com concentração de massa por flotação. A nova tendência neste período foi a utilização de moagem SAG primária, seguida de moagem secundária em moinhos de bolas, excetuando os países escandinavos que por opção tecnológica ficaram com a moagem secundária em moinhos de pebbles.

O projeto Olympic Dam (Cobre, Urânio, Ouro e Prata) foi na época o maior projeto da Austrália (Kennedy, 1988), com 1,5 milhões de toneladas por ano na sua primeira fase (1987-1988), e considerou o sistema de moagem primária AG, com moinho de 7,4 x 3 m e britador de tamanhos críticos, seguido de moinho de bolas de 4,42 x 5,69 m.

No mesmo período, na República da China, o novo concentrador da Dexing Copper Mine para 60.000 t/d de minério de Cobre, implantado em dois módulos de 30.000 t/d, em 1990 e em 1993, segue a tecnologia convencional, com britadores de cone heavy-duty secundários e terciários, britando a 80% - 7 mm, alimentando 8 moinhos single-stage de 5,5 x 8,53 m (Chucaí e Guangsheng, 1990). No artigo, os Autores declaram o sucesso do projeto e do critério “more crushing, less grinding”, destacando como vantagens o baixo investimento, alta eficiência, baixos custos de operação e menores consumos de energia. Na China não parece ser tão fácil a entrada dos “pacotes” dos fabricantes.

### 7.6.2 A Nova Moda: SAG Primário e Secundário de Bolas

Um dos poucos paradigmas que beneficiavam às usinas era aquele que dizia que “é mais barato britar que moer”. O problema era que os britadores secundários e terciários eram produzidos em fábricas locais, e com o avanço das tecnologias convencionais a moagem podia ser efetuada em apenas uma etapa, cujo moinho de pouco diâmetro também pode ser fabricado em fábricas locais. Para os grandes grupos fabricantes era fundamental quebrar este paradigma, agora o SAG brita o minério e surge um novo paradigma: *é melhor britar em moinhos que em britadores*.

A tendência então era substituir as etapas secundária e terciária das usinas de britagem convencional por um moinho SAG, de enorme diâmetro e motor gigante, que nenhuma empresa local poderia construir. Para evitar riscos operacionais, este moinho SAG apenas brita o material até 4 ou 6mm e deixa a parte pesada para os moinhos secundários de bolas, normalmente 2 para cada SAG, de diâmetros também enormes, mas preservando alguns paradigmas como o alto enchimento e suas correspondentes cargas circulantes de 300%; depois de tudo não queriam entrar em discussão com os fabricantes de bombas e de ciclones. Pelo lado convencional, a compra da Nordberg por estes grupos eliminou toda a concorrência que poderia gerar-se nas fábricas convencionais; porém, alguns britadores, peneiras e correias sempre entram nestes esquemas, reciclando os tamanhos críticos dos moinhos, apenas que são adquiridos dentro do “pacote”.

Leung e outros (1987) destacam as seguintes *vantagens* para estas tecnologias, seguidas por nossos comentários:

1. Baixo Custo de Capital – Na visão do Modelo Operacional, isto é muito relativo, porque esta comparação de capital é feita contra um sistema convencional absolutamente conservador. Se as usinas de britagem operassem otimizadas e em circuito aberto, o custo de investimento pode ser entre 20 a 30% inferior (item 6.2.5).
2. Baixo Custo Operacional – Esta afirmação também não é muito válida, ainda mais se considerarmos os atuais valores da energia elétrica (entre 5 a 6 centavos de dólar o kWh). Os critérios de custo operacional são muito subjetivos nas avaliações e não correspondem às nossas realidades, principalmente na mão-de-obra.
3. Redução da Geração de Pó – O pó gerado nas usinas de britagem é normalmente composto de impurezas altamente prejudiciais para o processo de flotação ( $\text{SiO}_2$ ,  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ,  $\text{MgO}$ , e outros). A moagem SAG não faz nenhum favor ao processo incorporando esta poeira dentro do fluxo principal



Por outro lado, estes Autores reconhecem algumas desvantagens como o maior consumo de energia, altas variações na taxa de alimentação, dificuldades técnicas para efetuar o scale-up a partir da etapa de projeto, altos custos na etapa de pesquisa e projeto e dificuldades de controle automático destes processos. Da parte nossa, podemos agregar algumas outras desvantagens:

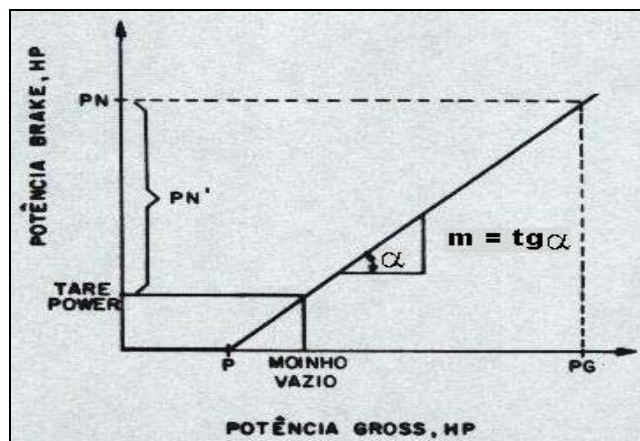
- Homogeneíza material que, em sua enorme maioria dos casos, é heterogêneo;
- A heterogeneidade dos minérios se materializa dentro do equipamento, exteriorizando todos os *problemas* derivados da sua heterogeneidade e não aproveitando as *vantagens* que esta heterogeneidade pudesse vir a representar, como a pré-concentração do minério, o tratamento por separado de componentes diferentes, a deslamagem, etc.
- Deixa ao cliente em total dependência externa, e torna tecnologicamente frágeis aos países em desenvolvimento, paradoxalmente aqueles que são os maiores produtores de matérias primas minerais.
- Em definitivo, torna a mineração numa atividade colonial, sem base tecnológica nem consumo interno dos seus próprios produtos primários, portanto num mau negócio para os países exportadores.

### 7.6.3 Scale-Up dos Moinhos Autógenos e Semi-Autógenos

Ao longo do texto temos afirmado que existe uma clara tendência para favorecer os sistemas autógenos e semi-autógenos nas avaliações contra os sistemas convencionais. **Yovanovic e Moura** (1992) preparam um artigo específico para denunciar este fato. Neste item faremos um acompanhamento dos procedimentos de scale-up para ambos sistemas, onde iremos demonstrar as afirmações feitas.

#### 7.6.3.1 O Net Power

No item 5.2.4 é apresentado o método do *net-power*, que envolve a execução de um teste chamado de “pony brake” que permite a determinação da Curva de Relação de Potência, ilustrada na Figura 5.2.4, que por razões práticas repetimos aqui.



**Figura 7.6.1** – Curva de Relação de Potência (Teste do Pony Brake)

Na figura, a pendente  $m$  corresponde à tangente de  $\alpha$ . De acordo com esta figura, uma determinada potencia Gross (PG) conduzirá a uma potencia Net (PN) de:

$$PN = (PG - P) m \quad , \text{ equação 5.6}$$

Onde,

P = perdas eletromecânicas;

$m$  = medida da inclinação da curva ( $\tan \alpha$ ), a qual varia de 0,90 a 0,98 segundo porcentual de velocidade crítica utilizada no moinho piloto.

A tendência dos fabricantes de equipamentos não convencionais é de utilizar uma forma diferente de avaliação, descontando o movimento do moinho vazio do cálculo da potencia Net. A equação ( ) anterior ficaria assim:

$$PN' = (PG - \text{Moinho Vazio}) m \quad , \text{Equação 5.7}$$

Ou, 
$$PN' = PN - \text{Tare Power} \quad , \text{Equação 5.8}$$

### 7.6.3.2 A Relação de Scale-Up

Este método é utilizado para o cálculo da energia líquida consumida no teste, executado num moinho piloto do tipo Cascade Mill, de 6' x 2'. O sistema desconta a movimentação do moinho piloto vazio, mas, no momento de fazer o scale-up para a escala industrial, os projetistas esquecem de recompor esta energia.

**Rowland e Kjos** (1974) recomendam o método do net-power para o dimensionamento de moinhos SAG industriais, afirmando que os moinhos industriais consomem aproximadamente o mesmo net-power que os moinhos da escala piloto, e propõem a seguinte fórmula: No caso de se manter na escala industrial os mesmos valores de referência granulométrica (F80 e P80), o Consumo Específico Industrial – CRI é calculado da seguinte forma:

$$CRI = \frac{\text{Potencia Net}}{\text{tph}} \times 1,025 \quad , \text{kWh/t} \quad (7.9)$$

Vale dizer, recupera-se a energia descontada pelas perdas dinâmicas do moinho operando, sem considerar a energia gasta em movimentar o moinho vazio, e ainda com um valor muito otimista para a pendente  $m'$  da Curva Industrial de Relação de Potência (0,98, o valor teórico mais elevado da escala de laboratório).

$$m' = 1 / 1,025 = 0,975$$

Para o caso dos moinhos convencionais de bolas, normalmente de menor diâmetro que os autógenos ou semi-autógenos, tem-se observado que a energia consumida em movimentar o moinho vazio equivale entre 5 a 7% da potencia total consumida pelo mesmo moinho a plena carga (35 a 40% de enchimento), incluindo as perdas de transmissão eletromecânica (o que equivaleria a  $m' = 0,93$  a  $0,95$ ). Em moinhos autógenos ou semi-autógenos este porcentual é bem superior, devido ao maior diâmetro do moinho e, também, ao fato de que a “plena carga” destes moinhos é obtida com porcentual de enchimento muito inferior e com menor densidade de carga, de modo que a relação: moinho vazio / moinho carregado é maior. É interessante observar que os fabricantes recomendam um fator de 10 a 20% como fator de segurança para o *dimensionamento* (e potencia do motor), não para o valor de consumo específico. Ou seja, o fabricante se garante com o equipamento, mas a “surpresa” do maior *consumo específico* na usina fica por conta do Cliente, tarde demais para arrependimentos.

Alguns exemplos foram individualizados por **Yovanovic e Moura** (1992), como o caso das empresas: Florence (Arizona, EEUU), Salobo (Brasil), Disputada de las Condes, Pelambres, Chuquicamata y El Teniente (todas no Chile), que foram avaliadas pelo método do Net Power.

Em todas elas o sistema semi-autógeno foi mal avaliado e mesmo assim foi selecionado para o projeto definitivo (o Autor deste texto ainda não conhece nenhuma avaliação feita por consultores externos ou laboratórios de tecnologia mineral onde tenha resultado vitorioso o sistema convencional).

Os resultados industriais de sistemas autógenos e semi-autógenos, quando mal sucedidos, raramente aparecem em Congressos e Seminários ou em Revistas de Circulação. O mesmo não acontece nos sistemas convencionais, apesar de serem muito raros os projetos mal sucedidos, como aconteceu com o projeto Bouganville, onde centenas de “papers” questionaram seriamente os moinhos convencionais na década de 70.

**Exemplo 1:**

Na Cia. Minera Disputada de las Condes (Chile), determinou-se a potencia liquida no moinho piloto padrão (6' x 2') descontando-se diretamente a Potencia Brake do moinho vazio da potencia Gross lida do ensaio (verificar com figura anterior):

$$\begin{aligned} \text{Potencia Lida (PG)} &= 13,13 \text{ kW} \\ \text{Tare Power} &= 4,03 \text{ kW} \\ \text{PN}' &= (13,13 - 4,03) = 9,1 \text{ kW} \text{ , equação 5.8} \\ 9,1 \text{ kW} / 0,87 \text{ tph} &= 10,46 \text{ kWh/t} \\ 10,46 / 0,97 &= \mathbf{10,78 \text{ kWh/t}} \text{ (valor de projeto)} \end{aligned}$$

Com este valor de 10,78 kWh/t foi selecionada a alternativa de moinho semi-autógeno contra o sistema convencional. Na operação industrial o consumo observado foi de 13,27 kWh/t, 23% a mais (Von Borries e Villanueva, 1981).

**Exemplo2:**

Rosas e Morales (1991) apresentam resultados de 2 anos de operação dos moinhos SAG instalados na mina de Chuquicamata (Chile), e comparam os resultados com os valores de projeto e com a operação de usina convencional operando em paralelo. Como é de praxe na etapa de projeto, os circuitos ditos “convencionais” foram avaliados com britagem terciária em circuito fechado e com circuito de moagem muito longe das condições otimizadas sugeridas pelo Modelo Operacional. A avaliação, na etapa de projeto, tinha concluído em menores custos de investimento e de operação para a alternativa SAG. Os resultados após dois anos de operação são apresentados na **Tabela 7.6.1**.

**Tabela 7.6.1 – Moagem SAG em Chuquicamata (Chile)**

ITEM	PROJETO	OPERAÇÃO REAL
F80	150 mm	150 mm
Consumo Específico, kWh/t	5,44	5,07
P80	881 $\mu$ m	2650 $\mu$ m
Consumo para P80 = 881 $\mu$ m (*)	5,44	7,01

\* Calculado pela equação de Bond, para  $W_i = 13,6$

Mais uma vez, comprova-se que o consumo real na operação dos moinhos SAG é superior ao valor projetado. Neste caso é de:  $7,01/5,44 = \underline{29\% \text{ a mais}}$ . Quando comparado com o antigo sistema convencional que opera em paralelo, o sistema SAG consome 27% a mais de energia, sem ainda considerar as bombas e o sistema de carga circulante do SAG. O sistema convencional inclui a usina inteira de britagem.

**Exemplo 3:**

*Sampaio e outros (2002) apresentam os resultados para testes de moagem semi-autógena para minério de Ouro, utilizando o método do Pony Brake:*

$$\begin{aligned} \text{Potencia Lida (PG)} &= 15,23 \text{ kW} \\ \text{Moinho Vazio} &= 5,20 \text{ kW} \\ \text{PN}' &= (15,23 - 5,20) \times 0,87 = 8,75 \text{ kW} \\ 8,75 \text{ kW} / 3,06 \text{ tph} &= 2,86 \text{ kWh/t} \end{aligned}$$

*O projeto ainda está na etapa de engenharia, mas os Autores parecem acreditar que o consumo específico de energia na operação industrial irá ser aquele mesmo.*

**7.5.3.3 O Scale-Up Recomendado para Sistemas Não Convencionais**

Sugerimos ao Leitor alguns cuidados no momento de projetar este tipo de moinhos, para não ser surpreendido depois. Após a determinação da potencia Net, deve ser calculado o consumo industrial do moinho vazio, para o qual recomendamos as equações 3.4.2 e 3.4.3, introduzidas pelo **Modelo Operacional** no item 3.4.3, e que por razões práticas repetimos aqui:

$$\text{VZ}' = 19,302 D + 919,23/D - 254,058 \quad , \text{ kW Gross} \quad , \text{ Equação 3.42}$$

Onde,

D = Diâmetro nominal do moinho, pés;

$$\text{VZ} = \text{VZ}' (L/D) (B/0,1836) (0,90/K1) \quad , \text{ Kw Gross} \quad , \text{ Equação 3.43}$$

Onde,

L = Comprimento nominal do moinho, pés;

B = Fator velocidade, da equação 3.14;

K1 = Constante de transmissão eletromecânica:

<A> Por correia - K1 = 0,87

<B> Pinhão-Coroa - K1 = 0,93

<C> Acoplamento Direto - K1 = 0,95

No caso do exemplo anterior, o moinho é de 28' x 14', operando em média a 71% da velocidade crítica (**Von Borries e Villanueva**, 1981). A capacidade média foi de 340 t/h, com um consumo específico médio de 13,27 kWh/t.

$$\begin{aligned} \text{VZ}' &= 19,302 \times 28 + 919,23/28 - 254,058 \quad , \text{ kW Gross} \\ \text{VZ}' &= 319 \text{ kW} \\ B &= 0,6 \times 0,71 + 0,1272/0,71 - 0,436 \\ B &= 0,1692 \\ \text{VZ} &= 319 \times (28/14) \times (0,1692/0,1836) \times (0,90/0,93) \quad , \text{ Kw Gross} \\ \text{VZ} &= 569 \text{ kW} \\ [569 / \{340 \text{ t/h} \times 13,27 \text{ kWh/t}\}] \times 100 &= 12,6 \% \end{aligned}$$

Então, o moinho vazio mais as perdas de transmissão consomem 12,6 % da potencia total, bem mais alto que aquele utilizado no scale-up na etapa de projeto.

$$m' = 1 / 1,126 = 0,874$$

Recomendamos para projetos que utilizam o método do *Net Power* incrementar o consumo de energia com valores entre 10 a 15% para moinhos semi-autógenos, dependendo do enchimento de bolas, e de 15 a 20% para moinhos totalmente autógenos ou de pebbles, onde a densidade da carga é bem menor.

#### 7.6.3.4 Moinhos Convencionais dentro de Sistemas SAG

Como já dito, os moinhos convencionais são severamente penalizados nas metodologias de cálculo, como veremos no próximo item 7.6.4; porém, quando estes moinhos convencionais fazem parte do sistema semi-autógeno, como moinhos secundários, os cálculos são menos rigorosos.

##### Exemplo:

Para o projeto de moagem Semi-Autógena da empresa El Teniente (hoje Divisão El Teniente, da Codelco, Chile), **Vivanco e Barrat** (1987) reportam um original sistema de cálculo para moinhos convencionais utilizados para a moagem secundária do sistema Semi-Autógeno de El Teniente, cujos moinhos SAG foram os maiores do mundo, naquela época. O consultor Barrat é o mesmo que aparece no outro exemplo utilizado, para projeto no Brasil. O sistema usado contempla também o uso de britadores de cone para reduzir os chamados “tamanhos críticos” do sistema. O minério de El Teniente, quando projetado em sistema convencional *Single-Stage*, como tinha operado tradicionalmente, antes da instalação SAG, utilizou um Work Index Operacional de 21,2 kWh/t, altíssimo para a época, de modo que o projeto convencional deu o seguinte resultado:

$$W = 21,2 \times 10 \times [(1/\sqrt{150}) - (1/\sqrt{10.000})] = 15,21 \text{ kWh/t}$$

Na época do projeto os moinhos convencionais consumiam em média 13.7 kWh/t (**Yovanovic**, 1975-1980) e este maior valor de projeto considerava as futuras características primárias do minério, junto com a profundidade da lavra. No circuito SAG projetado as características da alimentação dos moinhos secundários era composta por:

$$\text{Produto Moinho SAG} = 51,15\% \text{ da massa (2159 } \mu\text{m)}$$

$$\text{Produto do Britador} = 48,85\% \text{ da massa (5.970 } \mu\text{m)}$$

Como a granulometria média da massa alimentada era próxima de 4000  $\mu\text{m}$  (F80), se o moinho fosse parte de um sistema convencional, para sermos coerentes com o cálculo da alternativa convencional, o modelo de Bond teria feito o seguinte cálculo:

$$W = 21,2 \times 10 \times [(1/\sqrt{150}) - (1/\sqrt{4000})] = 13,96 \text{ kWh/t}$$

Esta deveria ter sido, para fins de projeto, a energia específica a ser consumida pelos moinhos secundários; ou, no máximo, considerar algum desconto por pré-classificação deste material antes de entrar ao moinho, na faixa de 20%. Os consultores fazem os seguintes cálculos, tomando como base a alternativa convencional:

$$\text{Diferença de energia entre 10.000 } \mu\text{m e 5970 } \mu\text{m (produto do Britador)} = 0,62 \text{ kWh/t}$$

Ou seja,

$$15,21 - 0,62 = 14,59 \text{ kWh/t}$$

E, considerando apenas a energia para moer o produto britado (o produto do SAG passaria de graça pelo moinho secundário),

$$W = 14,59 \times 0,4885 = 7,13 \text{ kWh/t}$$

Este último foi o valor de energia utilizado quando o sistema SAG foi projetado. Esta metodologia foi introduzida pelo consultor **A.R. MacPherson** (1989), e considera que a combinação SAG primário / bolas secundário constitui apenas um bloco, sujeito a apenas um cálculo com a equação de Bond, a partir da alimentação do SAG (F80 do SAG) até o produto do moinho de bolas. Durante estes quase 20 anos de operação no El Teniente dos maiores moinhos Semi-Autógenos do mundo, o Autor deste texto não tem conhecimento de nenhuma publicação ao respeito, apresentando resultados comparativos com o projeto.

## 7.6.4 Projeto Salobo - Brasil

### 7.6.4.1 Determinação do Consumo Específico

Para este projeto de beneficiamento de minério de Cobre (Yovanovic, 1988) foram verificadas 4 diversas formas de obter o valor de consumo específico de energia que teria que ser utilizado como critério de projeto industrial para os moinhos single-stage considerados na alternativa chamada de convencional, todos eles apresentam resultados relativamente próximos, inclusive obtendo informações práticas a partir de moinho piloto semi-industrial de 2,5 t/h, como veremos a seguir.

- **Work Index de Bond**

O  $W_i$  é determinado no laboratório, em kWh/st, e o consumo específico é calculado mediante a equação de Bond:

$$W = 10 W_i [P80^{-1/2} - F80^{-1/2}], \text{ kWh/st}$$

Onde  $F80 = 12.700 \mu\text{m}$  e  $P80 = 105 \mu\text{m}$ .

Do laboratório obtém-se  $W_i = 16 \text{ kWh/st}$ . Substituindo na equação anterior,

$$W = 14,195 \text{ kWh/st}$$

Este valor é transformado para tonelada métrica e corrigido pelos fatores de eficiência do modelo energético.

$$W = 14,195 \times 1,1 \times EF3 \times EF4 = \underline{16,95 \text{ kWh/t}}$$

Onde,

$EF3 =$  correção pela granulometria grosseira na alimentação: 1,1877

$EF4 =$  Correção pelo diâmetro do moinho, projetado a priori para 16,5 pés: 0,914

- **Work Index Operacional Planta Piloto**

O moinho piloto operou por extensos períodos de tempo (programa completo de vários meses), alimentado com  $F80$  de  $5200 \mu\text{m}$  e produzindo um  $P80$  de  $105 \mu\text{m}$ , exatamente o valor pretendido para o projeto industrial, de modo que as informações sobre a moagem são bastante confiáveis.

$$\text{Potência Gross lida (média)} / 2,13 \text{ t/h} = 18,47 \text{ kWh/t}$$

Mediante esta informação é possível determinar o Work Index Operacional ( $W_{io}$ , kWh/t) derivado da experiência piloto:

$$18,47 \times \text{Eff} = 10 W_{io} [105^{-1/2} - 5200^{-1/2}]$$

Onde  $\text{Eff}$  é a eficiência do sistema de transmissão do moinho piloto, por correia, estimado em 0,80, por tratar-se de um equipamento piloto

Deste modo,  $W_{io} = 17,65 \text{ kWh/t}$

Para extrapolar para a escala industrial é novamente utilizada a equação de Bond:

$$W = 10 \times 17,65 [105^{-1/2} - 12700^{-1/2}] = 15,65$$

Este valor é corrigido pelos fatores de eficiência do modelo energético.

$$W = 15,65 \times 1,1877 \times 0,914 = \underline{16,99 \text{ kWh/t}}$$

- **Potência Líquida**

A eficiência de transmissão eletromecânica observada na escala industrial, para o sistema de transmissão por pinhão-coroa é estimado em 0,93. Por tanto, aproveitando os dados obtidos na experiência pilotos, obtém-se:

$$W = 0,80/0,93 \times 18,47 = 15,89$$

$$W = 15,89 \times 1,1877 \times 0,914 = \underline{17,25 \text{ kWh/t}}$$

Como visto, os valores calculados para o projeto são muito consistentes, da ordem de 17 kWh/t, ainda conservadores, pois a alternativa convencional poderia ainda ser otimizada, operando em circuito aberto e com baixo enchimento. Apesar disto, quando os cálculos foram efetuados por consultorias externas, a alternativa convencional de moagem foi seriamente prejudicada, em favor das alternativas semi-autógenas, as quais terminaram “vencendo” para este projeto, como indicado na **Tabela 7.6.2** a seguir:

**Tabela 7.6.2 – Consumo Específico Alternativa Convencional (Yovanovic, 1988)**

AVALIADOR	kWh/t
Yovanovic e Constantin (CVRD)	16,95
BOLIDEN	19,2
Consultor D.Barrat	23,6

#### 7.6.4.2 Avaliação de Alternativas

O resultado da avaliação entre as duas alternativas selecionadas mostra uma diferença de apenas 9,2 centavos de dólar por tonelada em favor do sistema SAG.

**Tabela 7.6.3 - Projeto Salobo (Yovanovic e Constantin, 1988)**

ITEM	CONVENCIONAL	SAG - PEBBLES
Capacidade Diária, t/d	20.000	20.000
Utilização, %	93	90
F80 Primário, µm	12.700	135.000
F80 Secundário, µm	-	270
P80, µm	105	105
Consumo Específico, kWh/t Primário	16,95	16,60
Secundário	-	7,23
<b>TOTAL</b>	<b>16,95</b>	<b>23,83</b>
CUSTOS OPERACIONAIS	US¢/t	US¢/t
<b>BRITAGEM Secundária e Terciária</b>		
Energia Elétrica	6,6	
Manutenção	10,9	
Mão-de-Obra	4,9	
Outros	-	2,0
SUB TOTAL BRITAGEM	22,4	2,0
<b>MOAGEM</b>		
Energia Elétrica	50	70,2
Corpos Moedores	80,8	52,5
Revestimentos	11,3	25,6
Manutenção	1,0	1,0
Outros	15,0	20,0
SUB TOTAL MOAGEM	158,1	169,3
<b>TOTAL CUSTO OPERACIONAL</b>	<b>180,5</b>	<b>171,3</b>

A avaliação anterior (1988) foi feita considerando o valor de 3 centavos de dólar o kWh. Para os preços de hoje, entre 5 a 6 centavos, a alternativa convencional vai para US¢ 230,5 /t e a alternativa SAG – Pebbles para US¢ 241,5/t. Ainda lembramos que a alternativa convencional está longe da sua otimização.

### 7.6.4.3 Resumo do Scale-Up de Moinhos SAG

Na **Tabela 7.6.4** são resumidos os procedimentos de cálculo do consumo específico, para fins comparativos, a partir de informações obtidas em Planta Piloto para minério de Cobre no Brasil (Yovanovic, 1987-1988). Nesta tabela é apresentado o procedimento utilizado pelas consultorias externas (o mesmo consultor do projeto anterior, no El Teniente) e comparado com o procedimento que consideramos ser o correto.

Da Tabela 7.6.4 observamos que, como confirmado na prática industrial de quase todas as instalações SAG projetadas (pelo menos aquelas que são divulgadas), o consumo específico real de energia é normalmente de 20% a mais que os valores projetados. Alertamos ao Leitor para tomar estas providencias na etapa de projeto de instalações.

**Tabela 7.6.4** Consumo Específico de Energia Moinhos Semi-Autógenos  
(Projeto Cobre, Brasil, Yovanovic , 1987-1988)

ITEM	CONSULTORES	CORRIGIDO
1. PLANTA PILOTO – MOINHO 6' x 2':		
- Tamanho da Alimentação, $\mu\text{m}$	127.000	127.000
- Tamanho do Produto, $\mu\text{m}$	2.000	2.000
- Potencia Lida, kW	14,0	14,0
- Capacidade, tph	0,758	0,758
- Consumo Gross, kWh/t	18,47	18,47
- Nível de Enchimento de Bolas, %	4,0	4,0
2. POTÊNCIA LÍQUIDA:		
- Moinho Operando, kWh/t	14,66	14,66
- Moinho Vazio (Tare Power)	(3,88)	(3,88)
- Potência Líquida, kWh/t	10,78	10,78
3. SCALE-UP:		
- Net Power x 1,025	11,05	-
- Net Power x 1,15 (incl. Moinho Vazio)		12,40
4. MOINHO SECUNDÁRIO		
- Tamanho da Alimentação, $\mu\text{m}$	5.970	4.000
- Tamanho do Produto, $\mu\text{m}$	105	105
- Work Index Operacional, kWh/t	17,83	17,83
- Capacidade	tph x 0,4885	tph
- Consumo Base, kWh/t	15,82	14,58
15,82 – 0,62	15,20	
15,20 x 0,4885	7,43	
- Desconto por pré-classificação, 20%	-	(2,92)
SUBTOTAL MOINHO SECUNDÁRIO, kWh/t	7,43	11,66
5. BRITAGEM (Sistema DSAG), kWh/t	0,52	0,52
<b>TOTAL, Kwh/t</b>	<b>19,00</b>	<b>24,58</b>



### 7.6.5 Projetos Chilenos para Minério de Cobre no Período 80-90

As fontes de informações provêm do Primeiro Seminário Nacional de Moagem Autógena de Minérios (Chile, 1983), acrescentada com informações mais recentes e, inclusive, com dados extraídos pela Internet. Em quase a totalidade dos casos não existe informação sobre os resultados obtidos em comparação com os critérios projetados, porém, o objetivo deste item é de mostrar as tendências tecnológicas, como elas acontecem e, principalmente, como o sistema convencional de cominuição foi totalmente banido das operações, sem contestação, em toda as grandes mineradoras chilenas. Esta onda começou com a chegada da Exxon, em 1978, quando adquiriu a empresa Disputada de Las Condes e implantou em 1981 a primeira usina SAG de América do Sul. Em 1983, um grande seminário pro - autógeno foi promovido no Chile, organizado justamente pela Cia. Disputada de Las Condes, com a presença de todas as grandes mineradoras e dos grupos fabricantes e, a partir desse momento, consolidou-se esta nova tendência tecnológica em todo Chile. O maior centro estatal de tecnologia mineral do Chile (CIMM) instalou, sob a orientação dos grupos fabricantes, uma completa usina piloto para testar esta tecnologia.

Os estudos de avaliação de diversos projetos da época são resumidos a seguir. Na nossa opinião, todos estes estudos são tendenciosos e com um claro preconceito à alternativa convencional; sem antes cogitar a otimização desta opção, como o Modelo Operacional tem sugerido ao longo deste texto. A partir de 1983 começou uma ofensiva muito grande no Chile. Os defensores do sistema convencional ficaram obsoletos e fora dos círculos das decisões, o Autor deste texto se inclui nesse grupo.

#### 7.6.5.1 Projeto El Soldado

A mina de Cobre El Soldado, de propriedade da Cia. Minera Disputada de Las Condes – CDC, foi considerada dentro dos planos de expansão da empresa para ampliar a sua capacidade de produção de 3.700 t/d para 28.500 t/d, com uma ampliação intermediária, já em andamento (1983), para 5.500 t/d. Por sua parte, a CDC tinha sido adquirida em 1978 pela Exxon Mobil Corporation, a qual aparentemente já vinha com aquela “tecnologia” dentro dos seus planos de investimento. Como veremos no item 7.6.5.2 a seguir, a CDC implantou a primeira usina SAG de América do sul, em 1981, no concentrador de Los Bronces.

A mina El Soldado é subterrânea e opera atualmente com circuito convencional de três etapas de britagem seguidas de duas etapas de moagem a úmido. A nova ampliação, de 23.000 t/d, foi projetada para ser feita com circuito AG numa única etapa com britagem de tamanhos críticos, entre ½” a 3”, retornando ao moinho. Os resultados experimentais que fundamentam o projeto provêm de testes-piloto executados no CIMM – Centro de Investigación Minera y Metalúrgica, Santiago, e de testes piloto executados pela Allis Chalmers. Os fatores de eficiência utilizados para obter o consumo bruto de energia, a partir da potência neta, são apresentados na **Tabela 7.6.5**.

**Tabela 7.6.5** – Fatores de Eficiência projeto El Soldado (Urizar, 1983)

ITEM	AG - SAG	BARRAS - BOLAS
Perdas Mecânicas	0,97	0,98
Perdas Elétricas	0,95	0,95
Perdas Pinhão-Coroa	1,025	1,025
Fator de Segurança	1,10	1,05
<b>TOTAL</b>	<b>1,22</b>	<b>1,16</b>

Diferentemente de outros projetos, para os sistemas AG e SAG, o projeto El Soldado aplica corretamente o fator de segurança sobre o consumo específico, e não apenas no dimensionamento do motor. O sistema convencional de barras e de bolas teria que ter sido determinado pela equação de Bond, e não pelo consumo neto. Apesar disto, para o caso específico dos moinhos AG e SAG, falta repor a energia utilizada em movimentar o moinho vazio, principalmente para o caso do moinho totalmente autógeno (AG), onde a proporção entre o moinho vazio e o moinho carregado é muito alta. Considerando os fatores de eficiência da Tabela 7.6.5, foram calculados os consumos específicos brutos de energia para as 7 alternativas consideradas, todas atingindo um produto de 58% -200#, e os resultados são mostrados na tabela 7.6.6.

**Tabela 7.6.6** – Consumos de Energia Alternativas Projeto El Soldado (Urizar, 1983)

CIRCUITO	BRITAGEM	MOAGEM		CONSUMO, kWh/t	
		PRIMÁRIA	SECUNDÁRIA	NET	GROSS
Uma Etapa AG	-	28,8	-	28,8	35,1
Uma Etapa SAG	-	21,2	-	21,2	25,9
SAG – Bolas	-	12,2	9,0	21,2	25,3
AG – Britagem – Bolas	0,4	8,4	10,2	19,0	22,5
AG – Britagem	0,3	16,5	-	16,8	20,1
Barras – Bolas	1,9	5,8	9,9	17,6	20,1
Bolas Single-Stage	1,9	15,0	-	16,9	19,3

O consumo previsto de aço, em revestimentos e corpos moedores, é estimado com base em testes de laboratório, de modo que os dados não são muito confiáveis. Os consumos de barras e bolas, dos circuitos convencionais, provêm de dados da operação industrial. Os consumos de aço, em kg/t, são apresentados na Tabela 7.6.7.

**Tabela 7.6.7** – Consumos de Aço Projeto El Soldado (Urizar, 1983)

CIRCUITO	BARRAS	BOLAS	REVESTIMENTO	TOTAL
Uma Etapa AG	-	-	0,07	0,07
Uma Etapa SAG	-	0,80	0,05	0,85
SAG – Bolas	-	0,86	0,06	0,92
AG – Britagem – Bolas	-	0,51	0,12	0,63
AG – Britagem	-	-	0,08	0,08
Barras – Bolas	0,41	0,58	0,20	1,19
Bolas Single-Stage	-	0,88	0,14	1,02

Considerando a US\$ 4,3 / kWh; US\$ 0,78 / kg de barras e bolas e US\$ 1,93 / kg de revestimentos, os custos unitários de energia e aço, em US\$/t, são apresentados na Tabela 7.6.8.

**Tabela 7.6.8** – Custos de Energia e Aço Projeto El Soldado (Urizar, 1983)

CIRCUITO	BOLAS	REVESTIMENTOS	ENERGIA	TOTAL, kWh/t
Uma Etapa AG	-	0,13	1,51	1,64
Uma Etapa SAG	0,630	0,09	1,16	1,88
SAG – Bolas	0,670	0,11	1,09	1,87
AG – Britagem – Bolas	0,40	0,23	0,97	1,60
AG – Britagem	-	0,15	0,85	1,00
Barras – Bolas	0,780	0,38	0,87	2,03
Bolas Single-Stage	0,69	0,27	0,83	1,79

De acordo com os dados, a empresa resolveu partir para a alternativa de expansão com o fluxograma de moagem AG, numa única etapa, incluindo a britagem dos tamanhos críticos.

### 7.6.5.2 Projeto Los Bronces

Em julho de 1978 uma avalanche de neve destruiu parcialmente o concentrador de San Francisco, de minério de Cobre. Após uma primeira fase de reconstrução, a Companhia Mineira Disputada de las Condes – CDC, adquirida aquele mesmo ano pela Exxon Mobil, partiu para a construção da primeira usina de moagem semi-autógena da América do sul, cujo projeto para 8.400 t/d entrou em operação em Maio de 1981. As condições climáticas e topográficas na cordilheira dos Andes, onde se encontra a Mina, dificultam muito o transporte de minério entre a mina e a usina de concentração e, aparentemente, as instalações convencionais de britagem secundária e terciária tinham sérios problemas de serem arrançadas nestas condições. Os executivos da empresa, alegando estas dificuldades, partem diretamente para a alternativa SAG no projeto de expansão Los Bronces. Na nossa opinião isso não era um grande problema, pois aquela capacidade de produção (8.400 t/d) pode ser atendida por apenas um britador Symons Standard de 7 pés e um outro britador Symons de 7 pés de tipo short-head para a britagem terciária, ambos operando em circuito aberto. Como veremos, na alternativa definida como “convencional” pela CDC, eram precisos dois britadores Standard e 3 do tipo short-head, apenas que de 5 ½ pés, além das cargas circulantes, peneiras, etc., inviabilizando esta alternativa.

Os testes em escala piloto, com mais de 120 toneladas de minério, em moinho Cascade de 6 x 2 pés, foram encomendados aos laboratórios da Koppers Co., na época controladora da Hardinge e proprietária da marca Cascade Mill. Testes qualitativos, para observar o comportamento das diversas variedades de rocha foram encomendados aos laboratórios das Allis Chalmers e da Aerofall, no Canadá. Os resultados obtidos na planta piloto concluem numa etapa simples de moagem SAG, em circuito fechado, consumindo apenas 10,74 kWh/t, com 6% em volume de bolas de aço. Estes valores levaram a definir uma potencia instalada de 7000 HP, para 400 t/h, com uma eficiência elétrica estimada em 94% e um fator de segurança de 15%. O fabricante, a Kobe Steel Co., recomendou um moinho de 28 x 14 pés, preparado para receber até 10% de bolas. A bomba que fecha o circuito possui um motor de 500 HP.

Durante os primeiros 5 meses de operação, o consumo específico de energia apresentou uma média de 13,3 kWh/t, 24% a mais que o valor projetado, ainda apresentando picos de até 18 kWh/t. O produto atinge um P80 de 210 µm, com 50% - 200# e a recuperação total de Cobre no circuito de flotação cai de 86,6 (valor de projeto) para 84,2%.

### 7.6.5.3 Projeto Los Pelambres

Esta mineração de Cobre era de propriedade da Anaconda Chile S.A., situado na região de Salamanca, 160 km ao norte de Santiago. O programa de testes em escala piloto foi iniciado em 1981, após a confirmação dos estudos preliminares de laboratório feitos durante 1980. Os testes foram feitos para comparar, em nível piloto, o sistema SAG vs. sistema convencional, incluindo a avaliação do processo de flotação. Os testes foram realizados paralelamente nos laboratórios da Anaconda (Tucson), 400 toneladas de minério, e no CIMM (Santiago), 120 toneladas. Também, outras 6 toneladas foram enviadas aos laboratórios da Kopper (Pennsylvania).

O sistema SAG seguido de moinhos de bolas foi o circuito selecionado. Dependendo do tipo de minério, entre 7,6 a 9,7 kWh/t é o consumo específico esperado para os moinhos SAG, de 34 x 16 pés.

#### 7.6.5.4 Codelco-Chile Divisão El Salvador

Entre os anos de 1975 e 1976, foram executados estudos de viabilidade e de engenharia para expandir a capacidade de tratamento em 7.000 t/d de minério de Cobre. As opções estudadas foram duas principais:

1. Adicionar uma terceira linha de britagem secundária e terciária, aumentar a capacidade de estocagem de finos e adicionar os equipamentos de moagem a úmido, os quais foram avaliados com duas opções: barras e bolas, ou moinho de bolas single-stage.
2. Instalar moagem AG após a britagem primária e estocagem do material grosso.

As provas de moagem AG a seco, em nível de laboratório, foram coordenadas pela Bechtel nos laboratórios da Aerofall Mills no Canadá. Os consultores externos contratados sugerem dar continuidade aos testes, em escala piloto, para o qual eram precisas 250 toneladas de minério. Mesmo assim, com os antecedentes disponíveis na época, os técnicos da Codelco partem para uma expansão convencional, com moinho de barras seguido por moinho de bolas. Esta decisão parece bastante bem fundada e a avaliação incluiu outras três diferentes alternativas convencionais.

Na época desta avaliação (1976), o sistema pro-autógeno não estava devidamente instalado no Chile, de modo que ainda não houve a suficiente pressão comercial sobre o projeto. Após o Seminário de 1983 e da instalação de usina piloto no CIMM, nunca mais no Chile o sistema convencional conseguiu sair vitorioso destas avaliações.

#### 7.6.5.5 El Teniente

O projeto de expansão com tecnologia SAG, em módulos de 20.000 t/d, foi iniciado em 1991 com a instalação do maior moinho semi-autógeno do mundo para a época (**Suttill**, 1989). O projeto consistiu num módulo simples de 1 moinho SAG do tipo Cascade de 36 x 15 pés, com motor de 15.000 HP, seguido de 2 moinhos de bolas de 18 x 27,5 pés, cada um com motor de 6.000 HP. O circuito inclui um britador de cone short-head de 7 pés, para a britagem de tamanhos críticos. Anos atrás, em 1983-1985, uma recente expansão tinha sido efetuada, mediante sistema convencional, adicionando 4 novas linhas de moagem às 8 linhas existentes.

A expansão de 1991 já estava delineada desde 1985, quando os estudos de viabilidade da moagem SAG foram encomendados ao CIMM, com a assistência da consultora Wright Engineers Limited. Após extensos estudos em escala piloto, foram avaliadas 9 opções ou combinações de circuitos incluindo o sistema SAG e AG. A opção selecionada, descrita no parágrafo anterior, foi comparada contra a opção convencional já existente na empresa. Os custos de operação atuais do sistema convencional foram incrementados em função da expectativa de maior dureza do minério. O sistema SAG selecionado utilizou as informações provenientes dos testes piloto e, no exemplo mostrado no item 7.6.3.4, foi criticado o método utilizado para calcular o consumo de energia da alternativa SAG.

Com tudo, sem ainda otimizar o circuito convencional, a alternativa SAG venceu por uma diferença de apenas 1,4% de menor custo operacional (**Vivanco e Barratt**, 1987). Com os valores atuais da energia elétrica é muito provável que a operação atual do circuito SAG tenha apresentado custos de operação bem superiores aos existentes na usina convencional. A decisão de expansão foi muito mais política do que técnica, pois 1,4 % de menor custo de operação não é suficiente para mudar os conceitos tecnológicos de uma empresa, muito menos com informações “estimadas”.

#### 7.6.5.6 Escondida

Projeto de beneficiamento de minério de Cobre situado na região norte do Chile, no deserto de Atacama. A usina entrou em plena produção no ano 1990, com uma capacidade de 35.000 t/d de minério tratado. O arranjo da usina considera uma britagem primária seguida de duas linhas de moagem SAG de 8,5 x 5,5 m com moinho secundário de bolas de 5,5 x 7,5 m. Ambos moinhos possuem o mesmo tamanho de motor: 5.500 HP.

Em cada linha de moagem, o produto do moinho SAG alimenta a mesma caixa de bomba que o seu moinho secundário. A bomba alimenta uma bateria de 10 ciclones de 26", cujo underflow é dirigido como alimentação do moinho secundário, fechando este circuito, podendo também ser dividido entre ambos moinhos. O overflow dos ciclones é o produto final da moagem, de 10% +100# (149  $\mu$ m)

## **7.7 Século XXI – A Imposição Global da Tecnologia**

### **7.7.1 A Globalização dos Fabricantes e Produtores**

O grupo Svda é absorvido por um novo gigante, a Metso, que também adquire o controle acionário da empresa Nordberg, de modo que temos hoje um único e grande grupo mundial controlando a fabricação de equipamentos de cominuição. Por sua parte, mediante transferência de ativos, durante quase todo o final dos anos 90 houve um remanejamento de capitais e de controle acionário entre as empresas produtoras, sem investimentos produtivos em ampliação ou desenvolvimento de novas jazidas. A maior empresa estatal brasileira, a CVRD, foi privatizada. Grandes grupos internacionais, como a Anglo, Barrick, RTZ e Phelps Dodge tomam as decisões sobre quase todos os novos investimentos em mineração do mundo, e, obviamente, das tecnologias a serem utilizadas. Os interesses nacionais, na área mineral, são subordinados a estes grupos, pela força do seu tamanho empresarial ou pelo fácil convencimento sobre executivos e técnicos locais. Neste quadro, apenas a discussão profunda sobre a ciência mineral que orienta os processos de beneficiamento e a melhor compreensão destes processos, permitirá o desenvolvimento de uma nova tendência tecnológica, que rompa com todos os históricos paradigmas da mineração e conclame a uma integração entre os fabricantes, empresas e laboratórios locais em torno à Cultura Tecnológica Local. A atividade mineral num país que quer ser desenvolvido não pode limitar-se a extrair e enviar minério para o exterior.

Quase todos os novos projetos estão partindo para este tipo de moagem, sem contestação, e com fraquíssimos fundamentos técnicos, como observado nos recentes *papers* de divulgação destes sistemas. Projetos como o de Bauxita, Pará, da CVRD (**Silva e Delboni**, 2004); Ouro, Rio Paracatu, da RPM (**Sampaio e outros**, 2002) e o projeto Sossego, Cobre, da CVRD, já em funcionamento, são exemplos desta nova tendência. No Chile, parece existir uma disputa entre os técnicos de alto escalão por instalar o maior moinho semi-autógeno do mundo. Nas vagas de emprego para profissionais abertas em novos projetos, a figura do engenheiro elétrico ou eletrônico com conhecimento de modelagem e controle de processos, substitui o antigo “engenheiro de processos”. O desafio proposto neste texto de rediscutir a ciência mineral, de questionar os paradigmas e de fomentar a criação de uma cultura tecnológica local, estimulando aos centros de pesquisa, de engenharia e às fábricas locais, com base na operação otimizada de equipamentos convencionais enxutos e simples, parece uma tarefa titânica.

Até poucos anos os fabricantes ainda reconheciam algumas desvantagens para os sistemas AG e SAG, como o maior consumo de energia, altas variações na taxa de alimentação, dificuldades técnicas para efetuar o scale-up a partir da etapa de projeto, altos custos na etapa de pesquisa e projeto e dificuldades de controle automático destes processos.

Consumo de Energia e Scale-Up: Junto com a utilização do método do net-power, que permite “melhorar” na etapa de projeto a relação de comparação com os sistemas convencionais, o dimensionamento do moinho SAG considera, pelo lado do motor, um superdimensionamento suficiente como para evitar surpresas durante a operação, de modo que estes problemas já não existem.

Custos da Etapa de Pesquisa: Os Centros de Pesquisa dos países produtores estão ao serviço destas tecnologias. Os clientes já não precisam enviar toneladas de minério para o exterior.

Nos dias de hoje, como a instalação de moinhos SAG passa a ser a alternativa base de qualquer projeto de cominuição de minérios metálicos, apenas restaram duas atividades para serem desenvolvidas, relativas às desvantagens que os promotores destas tecnologias ainda reconhecem: **1) variabilidade das taxas de produção** e **2) dificuldades de controle automático**. Estes serão os aspectos discutidos neste item.

A variabilidade das taxas de produção se deve à heterogeneidade do minério que, como antes comentado, os moinhos primários SAG ou AG absorvem como desvantagem dentro do processo, tentando homogeneizá-lo ao invés de aproveitar esta heterogeneidade em benefício do processo, como o fariam os processos seletivos de britagem (impacto) e de moagem em circuito aberto com baixo enchimento. Para um minério altamente heterogêneo (alterado) a melhor solução é da britagem por impacto com pré-concentração; para minérios de metais básicos, a heterogeneidade se manifesta também nos tamanhos finos, pela diferente gravidade específica dos componentes, de modo que o recomendável é a moagem secundária em aberto, com baixo enchimento.

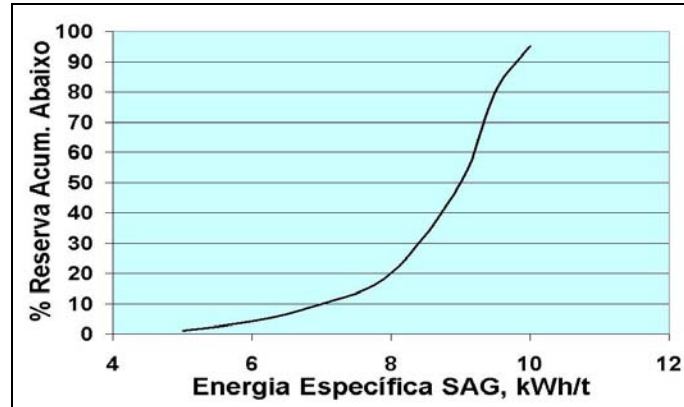
## 7.7.2 Comportamento do Moinho SAG ao Longo da Vida do Projeto

Existem hoje alguns procedimentos que, com menor quantidade de amostra, mediante testes de pequena escala, podem ajudar a definir um “perfil” de dureza do minério ao longo dos blocos de lavra e portando ao longo da vida útil do projeto. Esta informação, quando calibrada com testes piloto com uma fração de minério mais ou menos representativa, permite antever as necessidades energéticas do projeto.

### 7.7.2.1 Drop Weight Test (DWT)

Trata-se de um teste especial para moinhos SAG desenvolvido por Steve Morrell, da JKRCM, de Austrália. O teste fornece um valor específico que pode ser usado como dado de entrada para determinar a taxa de produção de uma determinada amostra de minério. Esta informação, associada com dados quantitativos obtidos em escala piloto, para testes de longa duração, permite que, junto com outros diversos valores específicos obtidos para amostras diferentes da jazida, seja obtido um “perfil” de taxa de produção para a jazida como um todo, em função do tempo e do programa de exploração. O teste requer de poucos quilogramas de amostra, de material bem identificado dentro do corpo mineral. Cada peça é quebrada mediante um evento que proporciona igualmente a distribuição dos fragmentos produzidos, utilizando o chamado Drop Weight Index ( $DW_i$ ), medido em  $kWh/m^3$ . A quantidade de Drop Weight testes requeridos depende da complexidade mineralógica da jazida.

**Nardi** (2002) relata a aplicação deste procedimento para o projeto Cobre Sossego (Brasil), onde 165 testes de  $DW_i$  foram executados, para estimar os parâmetros de moagem para cada bloco da lavra. Junto com isso, foram executados testes piloto convencionais de moagem AG e SAG, com amostra de grande volume, o que permitiu calibrar a aplicação do DWT. A variabilidade da de energia de moagem em relação às reservas lavráveis é ilustrada na **Figura 7.7.1**. O consumo médio obtido no teste piloto foi de 8,4 kWh/t, energia suficiente para atender um pouco menos de 40% das reservas. O moinho selecionado para o projeto seria capaz de atender até 9,8 kWh/t, preparado para moer quase 90% das reservas na taxa de produção projetada. O 10% restante seria devidamente misturado com minérios mais macios.



**Figura 7.7.1** – Distribuição de Reservas Acumuladas Abaixo de uma dada Energia Específica de Moagem SAG – Projeto Sossego (Nardi, 2002)

O teste DWT é bastante preciso e possui um alto nível de controle sobre o tamanho da partícula e a energia de quebra. No teste, são escolhidas 100 partículas de minério de tamanho similar (mono-tamanho) e submetidas ao impacto separadas em 5 grupos de 20 partículas cada, com intensidade diferente de energia aplicada. É gerada uma relação entre a energia de quebra (kWh/t) e a % dos fragmentos passantes abaixo de uma determinada malha. Estes resultados são utilizados para determinar o  $DW_i$ .

#### 7.7.2.2 Sag Power Index (SPI)

A empresa Minnovex Technologies Inc., de maneira análoga ao método do DWT descrito no item anterior, desenvolveu em 2001 uma completa ferramenta de avaliação dos custos unitários de cominuição, calibrando esta ferramenta com 13 das mais grandes companhias mineiras em operação. O CEET (Comminution Economic Evaluation Tool) permite o dimensionamento e a estimativa da performance industrial de circuitos de moagem. O sistema usa dados geoestatísticos da mina relacionados com informação de dureza do minério. As rotinas do CEET permitem dimensionar a potência, diâmetro do moinho e investimentos para diversas opções de circuito. Também, são obtidos dados de operação como a taxa de produção (t/h), P80 e custos de operação para cada bloco da lavra, possível de integrar num modelo geral para todo o projeto.

O procedimento experimental que alimenta este programa foi desenvolvido anteriormente. Em 1993 a Minnovex em conjunto com o engenheiro John Starkey, de Toronto, Canadá, começaram a investigar a possibilidade de utilizar testes SAG em pequena escala (2 k de amostra) para prever as necessidades energéticas de um moinho SAG (Kosick e outros, 2001). Em 1998 este procedimento estava pronto e devidamente calibrado com operações industriais. O teste, com apenas 30 kg de amostra, separada em sub-amostras de 2 kg, com partículas de tamanho próximo de 1 polegada, permite obter um indicador chamado SPI – SAG Power Index. Combinando este valor de SPI com o Work Index de Bond ( $W_i$ ), obtido em moinho de bolas de laboratório, é possível gerar as informações requeridas para dimensionar o circuito SAG.

$$\text{kWh/t}_{\text{SAG/AG}} = K [\text{SPI} \times \text{P80}^{-0.5}]^n \quad (7.10)$$

Onde K e n são constantes. A equação anterior é ajustada para cada condição, como por exemplo, se é incluído britador para os tamanhos críticos, etc.



**Halbe e Smolik** (2002) apresentam o seguinte exemplo de aplicação:

*Dado um custo base para um projeto com  $SPI = 10$  kWh/t e um  $Wi$  de Bond = 16 kWh/t; se algum bloco da lavra possui um  $SPI = 8$  kWh/t e um  $Wi = 12$  kWh/t, os seus custos unitários irão variar proporcionalmente:*

$$\text{Custo de Energia do Bloco} = \text{Custo Base do Projeto} [(8 + 12) / (10 + 16)]$$

A grande maioria dos projetos atuais de moagem SAG utiliza simultaneamente os métodos do DWT e do SPI, como foi o caso do projeto Sossego (**Nardi**, 2002) e do Mirador (Equador). Na visão do Modelo Operacional, esta metodologia permite reduzir alguns graus de incerteza dos projetos, mas não o problema de fundo; a rigor, os projetos SAG e AG, historicamente têm considerado fatores de projeto sobre a potencia dos moinhos, entre 10 a 20%, de modo que esta variabilidade é atendida. O projeto Sossego utilizou (9,8/8,4) um 16% de superdimensionamento do motor. Agora, o problema de fundo é que os minérios são essencialmente heterogêneos e os sistemas autógenos não aproveitam esta condição, mas tentam lutar contra ela.

### 7.7.3 O $t_{10}$ e o JK Drop Weight Test

#### 7.7.3.1 Introdução

Para efeitos de caracterização de minérios, propõe-se uma relação entre a distribuição da quebra individual de partículas com respeito à energia específica (kWh/t) aplicada na sua quebra (**Morrell**, JKMRC). Duas formas de quebra são parametrizadas: O **impacto**, mediante o DWT, e a **abrasão**, mediante teste convencional em moinho tubular em batelada. Estes dois sub-mecanismos de cominuição seriam, na opinião dos Autores, os predominantes na moagem AG e SAG. Ambas abordagens consideram a aplicação de um certo índice de caracterização da distribuição da quebra, o  $t_{10}$ , que mede a % de material passante na malha equivalente a 1/10 da faixa de tamanho submetida ao teste. Este indicador é parametrizado e normalizado, com o objetivo de estabelecer um único valor  $t_{10}$  que, em teoria, representaria todas as faixas testadas, ainda em função da energia aplicada.

Ou seja, independentemente da forma como as partículas vão recebendo a energia fornecida pelos “contatos” com os corpos moedores, dentro do moinho, a quebra dependeria apenas das características da partícula e da quantidade total de energia recebida por ela. De acordo com os defensores desta abordagem, a determinação destes parâmetros de quebra permitiria avaliar e otimizar instalações AG ou SAG existentes, e também para calibrar testes conducentes ao projeto de novas instalações.

Trata-se de uma abordagem interessante, que relacionaria a energia com a distribuição de quebra, baseada em testes sobre partículas individuais. Lembremos que a abordagem energética de Bond não leva em conta o mecanismo de quebra, mas é muito eficiente no scale-up de energia (desde que mantidas as bases padrão do moinho convencional projetado); por outro lado, as abordagens cinéticas baseadas no Balanço Populacional, avançam “cineticamente” com a propagação da quebra, ficando ligados ao tempo da batelada (com enormes dificuldades de transportar ao sistema contínuo) e com um tratamento muito impreciso com a aplicação de energia, tendo que recorrer a um artifício (ou dogma), que transporta, como sendo constante, a função específica de seleção –  $Si^E$  – em função de uma relação entre a potencia total e o hold-up dentro do moinho.

Mesmo constituindo um avanço, esta nova metodologia, tal como as outras mencionadas, incorre em sérios erros conceituais, que dificultam qualquer tentativa de utilizar estes procedimentos com fins quantitativos e por tanto de dimensionamento e de otimização.

1. A cominuição é observada apenas na sua concepção **homogênea**, ou seja, o fenômeno é reduzido a um problema de *redução de tamanho* e não de *desagregação e liberação* das partículas de interesse.
2. Não são considerados aspectos fundamentais derivados dos outros sub-mecanismos da moagem: a *Função Transporte*, a *Classificação Interna*, a *Classificação Externa* (quando o circuito é fechado) e os *aspectos operacionais*, que fazem que a aplicação de energia chegue de forma mais ou menos eficiente ao minério (nível de enchimento, velocidade crítica, % de sólidos, tamanho dos corpos moedores, etc.).

### 7.7.3.2 Os Testes

- a) O aparelho de laboratório (“impactómetro” de partículas individuais – drop weight) permite acomodar partículas entre 10 a 100 mm, cobrindo a faixa mais típica de tamanhos alimentados aos moinhos AG e SAG. A compressão aplicada à partícula equivale a uma energia específica que flutua entre 0,25 a 2,5 kWh/t. As faixas testadas são repetidas para varias partículas, tentando definir um valor médio que leve em conta a heterogeneidade do minério (*ou seja, é “homogeneizado” o efeito da heterogeneidade do minério – assumindo implicitamente que não interessa esta particularidade, mas apenas o “tamanho”*). O DWT relaciona a energia específica (kWh/t) aplicada sobre partículas em determinadas faixas ( $E_{cs}$ ) com a sua correspondente distribuição de quebra, que para efeitos de simplificação é expressa em termos de um único ponto da curva, e representada pelo  $t_{10}$ . Isto gera uma matriz de informações, com três diferentes níveis de energia e todas as faixas de tamanho consideradas no teste.
- b) Por outro lado, para levar em conta o sub-mecanismo de abrasão, é executado um teste em moinho tubular, em batelada, para extrair um indicador ( $t_a$ ) que, em teoria, representaria este aspecto da quebra, para baixas aplicações de energia.

Os dados experimentais extraídos de ambos testes são tratados separadamente, como veremos a seguir, ambos levando em conta este singular parâmetro, o  $t_{10}$ . Estas informações, quando combinadas, constituiriam a caracterização da quebra, utilizada dentro de um modelo matemático (JKSimMet Mineral Processing Simulator) para determinar a função de “aparecimento” ou geração de fragmentos.

### 7.7.3.3 Procedimento Experimental

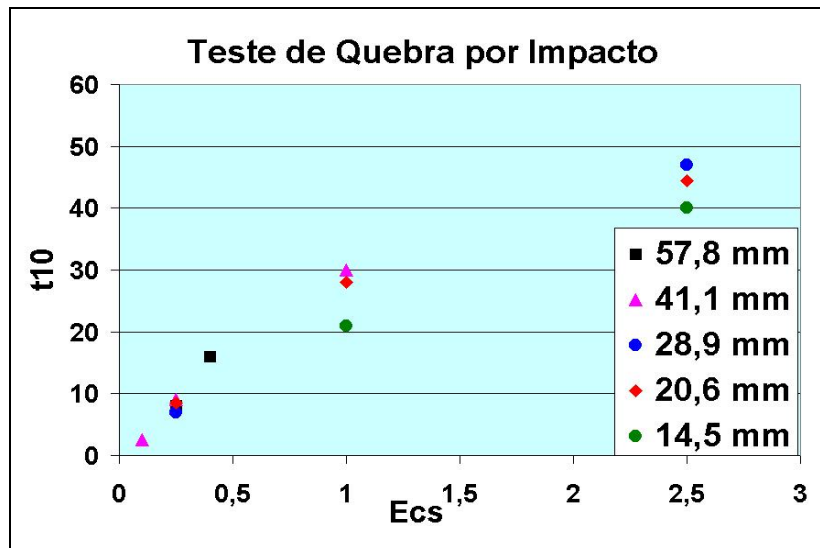
#### a) Testes de Impacto:

Aproximadamente 100 kg de amostra são divididos em determinadas faixas de tamanho: -63+53mm, -45+37.5mm, -31.5+26.5mm, -22.4+19mm, -16+13.2mm. Para cada uma de estas faixas diversas partículas são quebradas (procurando um valor médio por faixa) em três diferentes níveis de aplicação de energia, gerando 15 combinações tamanho/energia. Os produtos das quebras de todas as partículas testadas são coletadas e analisadas, normalizando a distribuição da quebra com respeito ao tamanho da partícula original ( $t_{10}$ ).

Para uma ampla faixa de energia aplicada, tamanhos e tipos de rocha, a curva de distribuição relativa de tamanhos geraria uma pente relativamente constante, na visão dos Autores do modelo, de modo que ela poderia ser descrita apenas por um simples ponto da distribuição, equivalente a 1/10 do tamanho original. Deste modo, um set de 15 combinações energia/tamanho pode ser representado mediante uma equação normalizada, que representa uma curva media:

$$t_{10}=A(1-e^{-bE_{cs}})$$

Utilizando as 15 combinações  $t_{10}/E_{cs}$ , a curva é ajustada até encontrar os melhores valores para os parâmetros **A** e **b**, que refletem a resistência do minério à quebra por impacto; baixos valores destes parâmetros equivale a um minério mais duro em termos de quebra por impacto. O parâmetro **A** se refere ao valor máximo de  $t_{10}$  obtido (ou projetado) na curva media entre  $t_{10}$  vs.  $E_{cs}$ , ou seja, a assíntota da curva. O produto entre os parâmetros **A** e **b** se refere à pente da curva media para o valor mínimo de energia (Zero kWh/t). Estes valores podem ser utilizados para fins comparativos com amostras de outros minérios. No Exemplo da **Figura 7.7.2** a seguir o valor de **A** é próximo de  $t_{10} = 51\%$ .



**Figura 7.7.2** – Exemplo de Teste de Impacto (JKMRC)

#### b) Testes de Abrasão:

É utilizado um moinho tubular, em batelada, de 305 mm por 305 mm com *lifters* de 4 x 6 mm, carregando 3 kg de partículas -55 +38 mm. O material é moído (a seco) durante 10 minutos, a 70% da velocidade crítica. O produto desta moagem é peneirado para determinar o valor de  $t_{10}$  do teste. Como a partícula media da malha 55 x 38 mm é de 45,7 mm, o  $t_{10}$  do teste é medido para 4,57 mm e, ainda, o parâmetro de abrasão é determinado como sendo um décimo do anterior, ou seja:

$$t_a=t_{10}/10$$

#### 7.7.3.4 Avaliação:

Podemos resumir o teste de moagem AG ou SAG com três parâmetros: **A**, **b** e  $t_a$ . Os dois primeiros se referem à quebra em condições de alta energia (impacto) e o  $t_a$  se refere à baixa energia (abrasão).

Para ambos casos, quanto menor seja o valor do parâmetro, maior é a resistência daquele minério para aquele tipo de quebra. O parâmetro composto pelo produto  $A \times b$ , que corresponde à pendente da curva  $t_{10}$  vs  $E_{cs}$ , na sua origem, representa então a quebra do material para baixos níveis de energia aplicada. Na **Tabela 7.7.1** são indicadas as faixas típicas de resistência à quebra, com base em centenas de testes já executados pela JKMRC.

**Tabela 7.7.1** – Valores Típicos para o JK Drop Weight Test

Parâmetro	Muito Duro	Duro	Meio Duro	Meio	Meio Brando	Brando	Muito Brando
$A \times b$	< 30	30-38	38-43	43-56	56-67	67-127	> 127
$t_a$	< 0,24	0,24-0,35	0,35-0,41	0,41-0,54	0,54-0,65	0,65-1,38	> 1,38

#### 7.7.3.5 Conclusões:

Na perspectiva quase inevitável de sermos “invadidos” pelos moinhos SAG (que em breve serão chamados de convencionais – ou únicos no mercado), surge a necessidade urgente de criar procedimentos de teste e de dimensionamento, que proporcionem aos usuários uma maior “credibilidade” e, aos projetistas e fabricantes, uma razoável correlação industrial, no mínimo como o modelo de Bond proporciona aos moinhos convencionais.

Para moinhos SAG, os testes de “net-power” são caros, muito demorados e consomem muitas toneladas de minério e, pior ainda, a prática industrial tem demonstrado que estes testes, na sua estimacão energética, quase nunca acertam na predição industrial de consumo, resultando entre 15 a 20% menos eficientes na grande escala, de modo que este método está um pouco “desprestigiado” no meio mineral.

O método do DWT se apresenta como uma nova opção, mesmo sendo apenas qualitativa, ainda com o benefício de, por utilizar pouquíssima quantidade de material, permite extrair amostras de diferentes partes da jazida, construindo um perfil de consumo de energia através da vida útil do projeto, que elimina um pouco a natural imprevisão das projeções de produção.

#### 7.7.4 Modelos Matemáticos para Moinhos AG e SAG

Em geral, o que todos estes modelos pretendem é **predizer** a performance de vários tipos de minério em moinhos de diferentes tamanhos, baixo uma grande gama de condições. Como já tínhamos comentado, a principal falha destas abordagens é a de pretender imitar uma realidade operacional aleatória, a partir de informação obtida no laboratório, sem estabelecer as condições otimizadas para este tipo de operações. Cada minério é um minério, mas também cada operação unitária é uma operação unitária, independente do minério tratado. O problema de **simular** estes processos, ao invés de estabelecer as condições otimizadas do equipamento e logo deixar que o minério fale por si só, é justamente que o meio de moagem é o próprio minério, e este é essencialmente variável. Ao misturar variáveis mecânicas com as variáveis do minério, estamos incorporando toda essa variabilidade dentro do mesmo modelo e, por tanto, uma grande incerteza sobre o sistema como um todo, tornando o problema do equipamento um problema variável em função do minério, e talvez não seja tão assim.

A rigor, são os próprios fabricantes que lidam com este problema; e o campo de aplicação que resta então é o estabelecimento de rotinas que permitam prever o **nível da carga dentro do moinho**, que é o *set-point* do sistema de controle, pois dele depende o nível de potência aplicada; mas este nível de carga também já vem padronizado, junto com a geometria do moinho e pelo cálculo da potência instalada, de modo que o campo real de atuação dos modelos é de ajudar aos operadores para operar este equipamento **mantendo estável este nível de carga**, baseado no conhecimento dos tipos de minério a serem alimentados e, de posse destas informações, o sistema de controle poderia antecipar as medidas de estabilização do processo.

Uma das propostas deste texto é a de reivindicar para os engenheiros de processo um maior espaço de participação no âmbito da decisão das tecnologias a serem utilizadas e do dimensionamento de circuitos de moagem. Junto com isso, aperfeiçoar os equipamentos de cominuição e a sua filosofia de operação, simplificando os fluxogramas e reduzindo os custos de produção. Os modelos matemáticos teriam que, primeiro, ajudar a definir as formas otimizadas de moer, os limites físicos e os espaços variáveis por onde o minério se irá expressar de acordo a sua natureza, visando a máxima padronização possível de equipamentos, junto com a facilidade de manutenção e controle destes.

O resumo que segue corresponde a uma visão bastante simples, apenas para mostrar o grau de avanço e de entrosamento entre a teoria e a prática destas operações. Na visão do Modelo Operacional, todos eles são teóricos em excesso, enfrentam os materiais como se fossem totalmente homogêneos, onde a partícula quebrada possuiria o mesmo DNA da partícula original. Mas não resolvem o verdadeiro problema, o “pulo do gato” destes processos, começando por uma melhor compreensão teórica dos mecanismos fundamentais e uma visão prática das operações.

Um aspecto interessante que aproveitamos de comentar é que, na visão do **Modelo Operacional**, o maior foco das simulações nos moinhos convencionais é também o nível de carga, definido pelo modelo como a *zona de moagem*, no fundo do moinho, onde a carga de bolas junto com a fase rocha ficam nivelados ( $U = 1$ ), num nível definido como  $J = J_A$ . As rotinas mais importantes do modelo procuram esta condição, que também irá definir a potência instalada do moinho. O sistema de controle sugerido pelo Modelo Operacional, também propõe a manutenção e o acompanhamento deste nível da zona de moagem, cuja variável mais atuante é a diluição da polpa alimentada, como normalmente os modelos AG e SAG o fazem. Porém, o modelo também propõe a simplificação dos circuitos e a ruptura de alguns paradigmas, assim como delimita perfeitamente as variáveis mais relevantes, por exemplo: o limite de tamanho para o diâmetro do moinho; a existência de um nível ótimo de carga entre 22 a 30% (valor que pode ser definido e que depende da natureza do minério e o tamanho pretendido para o produto) e a operação em circuito aberto, dentre outras condições.

### 7.7.3.1 Modelo Tradicional do JKMRC - Austrália

**Leung e outros** (1987) apresentam uma linha de simulação que representa a experiência acumulada em 25 anos pelo Julius Kruttschnitt Mineral Research Centre – JKMRC, da Austrália, baseada na energia específica de quebra das partículas. As particularidades desta abordagem são:

- A distribuição da quebra ( $b_{ij}$ ) é verificada para os dois mecanismos principais que ocorrem neste tipo de moinhos: a aplicação de alto nível de energia (impacto, ou também chamado de britagem das partículas) e pela aplicação de baixo nível de energia (abrasão), da mesma forma introduzida por **Duckworth e Lynch** (1983) e ilustrada na Figura 7.2.2, do item 7.2.4.
- Os níveis de energia são estimados para cada faixa de tamanho das partículas, dentro da carga do moinho (cuja composição é estimada) e por diâmetro do moinho.
- São combinados a distribuição da quebra e o nível de energia. Na medida em que o diâmetro do moinho e o tamanho do meio de moagem aumentam o nível de energia também aumenta.
- A função transporte é determinada pelo tamanho de abertura da grelha e por um modelo empírico que descreve o hold-up de finos (produto) no moinho, em relação à taxa de alimentação.
- É utilizado o modelo matricial com mistura perfeita para calcular a descarga do moinho e a sua distribuição (detalhes no item 4.5.3).
- Para moinhos SAG, a carga de bolas é convertida numa carga equivalente adicional de minério, para determinar os níveis de energia a serem obtidos.

Cada partícula do minério é quebrada numa distribuição característica de tamanhos de finos. A novidade deste modelo é de considerar que esta distribuição de partículas finas depende da energia específica (kWh/t) da partícula original.

O modelo da JKMRRC possui as mesmas características dos outros modelos cinéticos, quando se trata de quebra e seleção: a função quebra ( $b_{ij}$ ) corresponde à distribuição do produto de um evento de quebra, e a taxa de quebra ( $S_i$ ) é a frequência destes eventos. Neste modelo, o nível específico de energia pode ser determinado para a distribuição de quebra para diferentes tipos de minério e tamanhos de partículas, utilizando partículas individuais em testes de pendulo. A quebra indicada no parágrafo anterior se refere à quebra por impacto, de alta energia. Por outro lado, a cominuição por abrasão, de baixa energia, é assumida como sendo independente do diâmetro do moinho e do tamanho do meio de moagem, e a sua distribuição depende do tipo de minério e da quantidade de impactos recebidos.

A taxa de quebra ( $S_i$ ) está definida pela geometria e dinâmica do sistema, dependente, por exemplo, da velocidade de rotação, a distribuição de tamanhos na carga e o perfil dos lifters do revestimento. A distribuição da quebra depende de:

- Alta energia – corresponde à quebra por impacto, determinada pelo teste do pendulo para a quebra individual das diferentes partículas testadas.
- Baixa energia – corresponde ao mecanismo de abrasão, determinado comumente em testes de laboratório, em moinho tubular.

Obviamente, não é esta energia individual a utilizada para os cálculos do modelo, a qual é utilizada apenas com fins qualitativos. A energia usada corresponde ao valor global médio observado no moinho, referida ao diâmetro.

**Barahona e outros** (1987), no Chile, iniciam um processo de pesquisa similar, apresentando algumas metodologias iniciais de cálculo, apenas que separando os mecanismos de quebra em três tipos: Impacto – que acontece quando grandes partículas (corpos moedores) são levantadas e deixadas cair, com suficiente força para exceder a tensão de quebra das

partículas; Compressão (também chamada de atrição) – moagem causada pelo deslocamento e rotação do meio de moagem, produzindo forças muito próximas da tensão de quebra das partículas; e Abrasão – que proporciona uma força insuficiente como para causar a completa quebra das partículas.

Em resumo, o que se pretende com esta modelagem, e predizer a performance de vários minérios em moinhos de diferentes tamanhos, baixo uma ampla gama de condições:

- Fatores prioritários: diâmetro, tipo de minério, distribuição da alimentação e a adição de bolas de aço (SAG), e estes parâmetros são os que possuem a maior importância na estabilidade do nível de carga e na taxa de produção.
- Outros fatores: velocidade de rotação, desenho dos revestimentos, densidade da polpa e nível de carga circulante.

### 7.7.3.2 DEM - Método do Elemento Discreto

Como indicado no item 4.5.3.3, **Cleary e Sawley** (1999) estudam um problema de moagem em três dimensões, originalmente modelado para duas dimensões, num moinho industrial tipo *Cascade* de 5 x 3m, com 23 lifters de levante e girando a 80% da sua velocidade crítica (considerando como base 4,8 m de diâmetro interno entre liners). A carga de 30.000 bolas esféricas era dividida em 5% e 200 mm, 47,5% de 100 mm e 47,5% de 75mm. A observação qualitativa da representação computadorizada desta situação, numa zona central do moinho, fica muito próxima da observada com apenas duas dimensões. A utilização de modelos 3D poderia ser útil para moinhos semi-autógenos, que possuem diferente geometria na zona do cone de descarga.

### 7.7.3.3 Novas Tendências Tecnológicas Desenvolvidas no Chile

A teoria cinética clássica do processo de moagem não é suficiente para representar todos os fenômenos que definem o estado dinâmico dos moinhos modernos, de alto diâmetro, e circuitos associados. A base conceitual do controle atual dos moinhos SAG consiste na variação dos fluxos de alimentação de minério e de água, e/ou da velocidade do moinho, para manter constante a pressão nos descansos e o consumo de potência numa determinada faixa. Para os moinhos secundários de bolas, o controle é orientado basicamente para manter uma determinada pressão e densidade da polpa que alimenta a bateria de ciclones, dado que a potencia dos moinhos de bolas se mantém dentro de uma faixa definida.

Ainda não são considerados outros aspectos operacionais dos moinhos AG e SAG, referentes à *carga interna*, como a densidade aparente, a distribuição de tamanhos, a viscosidade da polpa, a posição da parte principal da massa, a trajetória do movimento, etc., aspectos estes que influem na dinâmica do moinho.

Pesquisadores chilenos, das Universidades de Santiago e Federico Santa Maria, começaram a desenvolver um projeto para um novo sistema de controle operacional, incluindo os aspectos indicados anteriormente. Este novo sistema utiliza dois novos equipamentos de medida de última geração para moinhos SAG: o **Impactómetro** e o **SAG-Analyzer**. O novo esquema de controle requer incrementar a instrumentação dos circuitos atuais, como analisador de carga interna para moinhos de bolas e um sistema para monitorar as características da polpa nos fluxos do circuito de moagem.

**Impactómetro**

Instrumento que evita que os componentes internos dos moinhos sofram danos durante o seu funcionamento. Este equipamento já foi instalado na mina Escondida, do Chile, Antamina (Peru) e Francisco Madero (Méjico).

**Analisador de Carga Interna**

Foi desenvolvido por uma equipe da Universidade de Santiago (Chile), dirigida pelo professor Luis Magne. O Analisador permite determinar, em tempo real, as características do minério dentro do moinho SAG, em lapsos de 20 segundos, sem necessidade de interromper a operação do moinho. Na atualidade os operadores não têm certeza sobre as características específicas do minério, pelo qual a operação é interrompida cada certo tempo para fazer uma apreciação visual. Esta detenção demora entre 40 a 50 minutos.



**REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS**

- ALVES, V.K.; GALERY, R.; PERES, A.E.C. e SCHNEIDER, C.L. (2004): "Estudo de Otimização da carga de Moinho Utilizando Tecnologia de Simulação". In: XX ENTMME, Florianópolis, SC, 2004, 227-234.
- ANDREWS, P.R.A. (1989): "Pilot-Plant Treatment of a Quebec Talc Ores". **CIM Bulletin**, Vol. 82, nº 932, Dez 1989, 76-81.
- ARBITRER, N. e HARRIS, C.C. (1982): "Scale-Up and Dynamics of Large Grinding Mills. A case Study", Chapter 26 In: **SME - Design and Installation of Comminution Circuits**, Mular A.L. e Jergensen G.V. (Eds.), Society of Mining Engineers of the AIME, New York, 1982.
- ARBITRER, N. e Outros (1985). In: **SME - Mineral Processing Handbook**. Weiss N.L., editor, AIME, Section 5, 5-94 to 5-98.
- AUSTIN, L.G.; KLIMPEL, R.R.; LUCKIE, P.T. e ROGERS, R.S.C. (1982): "Simulation of Grinding Circuits for Design", Chapter 19 In: **SME - Design and Installation of Comminution Circuits**, Mular A.L. e Jergensen G.V. (Eds.), Society of Mining Engineers of the AIME, New York, 1982.
- AUSTIN, L.G. (1984): "Concepts in Process Design of Mills", **Mining Engineering**, June 1984, 628-635.
- AUSTIN, L.G., KLIMPEL R.R. e LUCKIE P.T. (1984) – **Process Engineering of Size Reduction: Ball Milling**, AIME, 1984.
- AUSTIN, L.G.; CONCHA, F. e MENACHO, J. (1987): "Comminution in the Copper Industry of Chile: State of the Art and Future Research Needs". In: COPPER 87 – International Conference, CIM – I.I.M. de Chile - Universidad de Chile, Santiago, Nov. 1987, Vol. 2, 287-300.
- AUSTIN, L.G. e KLIMPEL, R.C. (1989): "An Investigation of Wet Grinding in a Laboratory Overflow Ball Mill". **Minerals & Metallurgical Processing**, February 1989, 7-14.
- AUSTIN, L.G. (1990): "A Mill Power Equation for SAG Mills". **Minerals & Metallurgical Processing**, February 1990, 57-63.
- BANISI, S. e LAPLANTE, A.R. (1991): "The Behaviour of Gold in Hemlo Mines Ltd. Grinding Circuit". Dept. of Mining and Metallurgical Engineering, McGill University, Montreal. Edited by Jovette Marois, 1991.
- BARAHONA, C.A.; CASALI, A.C. e DIAZ, P.A. (1987): "Advanced in the Modelling of Comminution Mechanisms in Autogenous Grinding Mills". In: COPPER 87 – International Conference, CIM – I.I.M. de Chile - Universidad de Chile, Santiago, Nov. 1987, Vol. 2, 59-70.
- BARRAT, D.J. e SOCHOCKY M.A. (1982): "Factors Which Influence Selection of Comminution Circuits", Chapter 1 In: **SME - Design and Installation of Comminution Circuits**. Mular A.L. e Jergensen G.V. (Eds.), Society of Mining Engineers of the AIME, New York, 1982.
- BARRAT, D.J. (1983): "Minimizing Risk in Plant Design with Semi-Autogenous Circuitry". Primer Taller Nacional de Molienda Autógena de Minerales. 7-11 de Septiembre 1983, Santiago, Chile.
- BASCUR, O.A. e HERBST, J.A. (1984). "On the Development of a Model – Based Control Strategy for Copper-Ore Flotation". **Flotation of Sulphide Minerals**, Eric Forssberg, editor, Elsevier Scientific Publishing Co., New York, Workshop on Flotation of Sulphide Minerals Organized by the Swedish Mineral Processing Research Foundation, Stockholm, Sweden, Vol. 6: "Developments in Mineral Processing", 409-431.

- BASCUR, O.A.; FREEH, E.J. e HERBST, J.A. (1986): "Dynamic Simulation for Estimation of Industrial Grinding Circuit Control Characteristics", **ISA Transactions**, Vol. 25, No. 2, 1986, 77-83.
- BASCUR, O.A. (1990): "Profit-Based Grinding Controls", **Minerals & Metallurgical Processing**, Feb. 1990, 9-15.
- BASCUR, O.A. (1991): "Integrated Grinding/Flotation Controls and Management". In: COPPER 91 / COBRE 91 International Symposium, Vol. II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 411-427.
- BASSAREAR, J.H. e SORSTOKKE, H.W. (1973): "Pima Expansion IV Uses Semi-Autogenous Grind". Chicago AIME Meeting, February 1973.
- BASSAREAR, J.H.; HAYES, W.A. e THOMAS, P.F. (1983): "Economical and Technical Evaluation of Fixed Speed and Variable Speed Drives for Semi-Autogenous Mills". Primer Taller Nacional de Molienda Autógena de Minerales. 7-11 de Septiembre 1983, Santiago, Chile.
- BIRD, R.B.; STEWART, W.E. e LIGHTFOOT, E.N. (1960): **Transport Phenomena**, John Wiley & Sons, Toronto.
- BOGERT, J.R. (1964): "Ore Grinds Ore". **Metal Mining and Processing**, July 1964.
- BOLLES, J.L.; BRODERICK, A.J. e WAMPLER, H.R. (1977): "The Morenci Concentrator Process Control System". In: 1977 AIME Annual meeting, Atlanta, Georgia, March 6-10, 1977.
- BOND, F.C. (1961): "Crushing and Grinding Calculations", Processing Machinery Department, Allis-Chalmers Manufacturing Company, Milwaukee, Wisconsin. Reprinted from British Chemical Engineering, 1961.
- BROUSSAUD, A. (1988): "Advanced Computer Methods for Mineral Processing". In: XVI INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONGRESS, Eric Forsberg, editor, Elsevier Science Publishers, Amsterdam, 1988, 24-44.
- BULATOVIC, S. e SALTER, R.S. (1991): "Process Development for Treatment of Refractory Massive Sulphide Copper Ores". In: COPPER 91 / COBRE 91, International Symposium, Vol. II. Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 117-131.
- BUSNARDO, C.A.; HALL DUN, I.G.; MENEZES, L.A.D.; CHAMMA, M. e de OLIVEIRA, R.N. (1984): "New Strategies for Classification Yield Big Gains at Brazil's Serrana Phosphate", **E&MJ**, April 1984, 70-74.
- CADWELL G. Ch. (1983): "Design Considerations for the SAG Plant at Florence, Arizona", Primer Taller Nacional de Molienda Autógena de Minerales, Santiago, Chile, 1983.
- CHAVES A.P (1989) - Entrevista Pessoal. **Revista Brasil Mineral**, Jan 1989.
- CHUCAI, C. e GUANGSHENG, L. (1990): "Dexing Copper Mine". Mining Magazine, April 1990, 287-288.
- CLEARY, P.W. e SAWLEY, M.L. (1999): "Three-Dimensional Modelling of Industrial Granular Flows". Second International Conference on CFD in the Minerals and Process Industries. CSIRO, Melbourne, Australia, 6-8 December 1999, 95-100.
- CLINE, W.A. (1991): "Arenas del Atacama, Chile – Copper Concentrating in the Desert at Escondida". **World Mining Equipment**, May 1991, 20-22.
- COLEMAN, R.L. (1980): "Metallurgical Testing Procedures". In: **Mineral Processing Plant Design**, Mular and Bhappu, editors, AIME, 1980, Chapter 9, 155.
- CONSTANTIN, M.C. (1988): "Aplicação de Modelos Matemáticos para Dimensionamento e Otimização de Circuitos de Moagem". Estudo interno SUTEC/CVRD, Maio 1988.

- CORREA, F.C.; ANTONUCCI, S.V.; GUTIÉRREZ R.L. e RIFFO, S.L. (1987): "Beneficiation of Porphyry Copper Tailings". In: COPPER 87 – International Conference, CIM – I.I.M. de Chile - Universidad de Chile, Santiago, Nov. 1987, Vol. 2, 301-316.
- DEISTER, R.J. (1987): "How to Determine the Bond Work Index Using Lab Ball Mill Grindability Tests", **Engineering & Mining Journal (E&MJ)**, Fevereiro 1987, 42-45.
- DELBONI Jr., H. e MORRELL, S. (2002): "A Load-Interactive Model for Predicting the Performance of Autogenous and Semi-Autogenous Mills". *KONA* N° 20 (2002), 208-222.
- DRUMOND M.R (1990) - Experiência pessoal: Otimização Moagem da usina Maria Preta. CVRD, 1990.
- DUCKWORTH, G.A. e LYNCH, A.J. (1983): "The Technology of Autogenous Milling". Primer Taller Nacional de Molienda Autógena de Minerales, Santiago, Chile, 1983.
- DUNN, D.J. (1989): "Design of Grinding Balls", **Mining Engineering**, September 1989, 951-955.
- E&MJ - Redação da Revista (1953) - Coleta de Opiniões sobre o tema: Copperhill Story Stirs Thinking on Grinding. **Engineering and Mining Journal**, Vol. 154 No 9, pp. 80-83 e pp. 202, Sept. 1953.
- EEROLA, P.; KOIVISTOINEN, P. e VIRTANEN, M. (1988): "The Latest Developments of the Outokumpu Type Autogenous Comminution". XVI International Mineral Processing Congress, 157-169.
- ESPINOSA-GOMEZ, R.; GRIFFIN, P.T.; JOHNSON, N.W. e BARNES, C.D. (1991): "Development of the Copper Concentrator Flowsheet at Mount Isa Mines Limited". In: COPPER 91 / COBRE 91, International Symposium, Vol II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 57-67.
- FAHLSTROM, P.H. e ANDREN, T. (1963/1964): "A Theory for Wear in Wet Rod Mills and Cascade Mills". Part Ten - Symposium on Autogenous Grinding, 515-535.
- FAHLSTROM, P.H. (1973): "Molienda Autógena de Minerales Metálicos en Boliden AB – Tradução ao idioma Espanhol". CIMM Annual Meeting, Vancouver, April 18, 1973.
- FAHLSTROM, P.H.; PRAGREMO, O. e GJERDRUM, A.S. (1974): "Diseño y Operación de Circuitos de Molienda de 2 etapas en Barras, Pebbles y Autógeno en la Planta de Aitik de Boliden – Tradução ao idioma Espanhol". 1974 AIME Annual Meeting, Febrero 23-28.
- FAHLSTROM, P.H. (1975): "Autogenous Grinding At Boliden Aitik Plant – Part I". **World Mining**, March 1975, 42-47.
- FAHLSTROM, P.H. (1975): "Autogenous Grinding At Boliden Aitik Plant – Part II". **World Mining**, April 1975, 42-46.
- FINKIE, R.L. e DELBONI Jr., H. (2004): "Influência da Densidade das Partículas no Desempenho de Ciclone – Estudo de Caso". In: XX ENTMME, Florianópolis, SC, 2004, 193-200.
- FORSUND B., NORKYN I., SANDVIK K.L. e WINTHER K. (1988) – "Sydvarangers 6,5 M Diameter x 9,65 M Balls Mills". In: XVI INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONGRESS, edited by E. Forssberg. Elsevier Science Publishers B.V., Amsterdam, 1988, 171-183.
- FRANKS R.G.E. (1972): **Modeling and Simulation in Chemical Engineering**. John Wiley & Sons, New York, 1972 (Chapter VIII, Staged Operations).

- FREE, K.S.; McCARTER, M.K. e KING, R.P. (2004): "Evaluation of a New Method for Work Index Estimation Using Single Particle Impact Tests", In: SME Annual Meeting, Feb. 23-25 (2004), Denver, Colorado, 5 pp.
- FUERSTENAU D.W. (1988) – "Flotation Science and Engineering Advances and Challenges". In: XVI INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONGRESS, edited by E. Forssberg. Elsevier Science Publishers B.V., Amsterdam, 1988, 63-80.
- FUERSTENAU, D.W.; KAPUR, P.C. e VELAMAKANNI, B. (1990): "A Multi-Torque Model for the Effects of Dispersants and Slurry Viscosity on Ball Milling", **International Journal of Mineral Processing**, 28 (1990), 81-98.
- FUERSTENAU, D.W.; KAPUR, P.C. e DE, A. (2003): "Modeling Breakage Kinetics in Various Dry Comminution Systems". **KONA** N° 21 (2003), 121-132.
- GALERY, R.; FREITAS, L.O.; MONTENEGRO, L.C.M. e PERES, A.E.C. (2004): "Moagem: Simulação do Movimento da Carga Moedora Utilizando o Modelo do Elemento Discreto – DEM". In: XX ENTMME, Florianópolis, SC, 2004, 219-226.
- GALLINA S.C.W. e TONDO L.A. (2002): "Mineralogia Aplicada ao Processo do Minério Aurífero Morro do Ouro – Paracatu/MG". In: XIX ENTMME – Recife, Pernambuco, 2002, 468-475.
- GAO, Ming Wei e FORSSBERG, E. (1989): "The Effect of Powder Filling on Selection and Breakage Functions in Batch Grinding", **Powder Technology**, 59(1989), 275-283.
- GOLDMAN, M.; BARBERY, G. e FLAMENT, F. (1991): "Modelling Load and Product Distribution in Autogenous and Semi-Autogenous Mills: Pilot Plant Tests". **CIMM Bulletin**, Volume 84, N° 946, February 1991, 80-86.
- GOMES, I.A. e CARRISSO, R.C.C. (1986): "Utilização do Modelo de Lynch Visando Simulação de Moinho de Barras". **Brasil Mineral**, Maio de 1986, N° 30, 46-48.
- GOTTSCHALK J. e HUSEMANN K. (1989): "On Characterization of Conveying Processes in Ball Mills Rheological Parameters", **Powder Technology**, 58(1989), 131-136, Elsevier Seguoia, Amsterdam.
- GOULD, W.D.: "The Pinto Valley Concentrator". Paper interno, 16 pp e 8 desenhos.
- HALBE, D. e SMOLIK, T.J. (2002): "Process Operating Costs with Applications in Mine planning and Risk Analysis". 2002 SME Mineral processing Symposium. Volume 1 Mineral processing Plant Design, Practice and Control Proceedings, 2002, pp 326-345.
- HARDINGE, H. (1955): "Making Rock Grind Itself". **Engineering and Mining Journal**, June 1955.
- HARDINGE, H. (1958): "Autogenous Grinding". **Mining Congress Journal**, October 1958.
- HARDINGE COMPANY (1962): "The Hardinge Cascade Mill". Catálogo.
- HART, P. (1973): "Automating and Optimizing a Fluorspar Flotation Mill", paper (Dow Chemical Company), **ISA ML** 736566, 1973, 55-60.
- HAZRA, S. (1983): "Semi-Autogenous Grinding off Copper Ores in Canada". Primer Taller Nacional de Molienda Autógena de Minerales. 7-11 de Septiembre 1983, Santiago, Chile.
- HERBST, J.A. e FUERSTENAU, D.W. (1980): "Scale-Up Procedure for Continuous Grinding Mill Using Population Balance Models". **International Journal of Mineral Processing**, Vol. 7 (1980).
- HERBST, J.A. e RAJAMANI, K. (1982): "Developing a Simulator for Ball Mill Scale-Up. A case Study", Chapter 20 In: **SME - Design and Installation of Comminution Circuits**, Mular A.L. e Jergensen G.V. (Eds.), Society of Mining Engineers of the AIME, New York, 1982.

- HERBST, J.A. e PATE, W.T. (1987): "The Power of Model Based Control for Mineral Processing Operations". University of Utah, Salt Lake City, EEUU, 1987, paper, 19 pp.
- HERBST J.A. (1987): "Developments in the Use of Modeling and Simulation Techniques for the Improvement of Mineral Processing Operations". AIME - Proceedings of the fifth Extractive and Process Metallurgical Fall Meeting. Mathematical Modelling of Materials Processing Operations, California, U.S.A., 1987.
- HERBST, J.A. e LO, Y.C. (1989): "Grinding Efficiency with Balls or Cones as Media", **International Journal of Mineral Processing**, Elsevier Science Publishers B.V., Amsterdam, 1989, 141-151.
- HOPPLE, R.E. (1983): "Autogenous / Semi-Autogenous Milling of Copper Ores". Primer Taller Nacional de Molienda Autógena de Minerales. 7-11 de Septiembre 1983, Santiago, Chile.
- HORST, W.E. e BASSAREAR, J.H. (1976): "Use of Simplified Ore Grindability Technique to Evaluate Plant Performance". **AIME Transactions**, Vol. 260, December 1976, 348-351.
- IWASAKI, I.; REID, K.J.; LEX, H.A. e SMITH, K.A. (1983): "Effect of Autogenous and Ball Mill Grinding Sulphide Flotation". **Mining Engineering**, August 1983, 1184-1190.
- JOHNSTONE, R.H. e RAIS, S.A. (1988): "Increased Performance Through Flash Flotation and Cyclone Optimization", The AusIMM Cobar Branch, Third Mill Operators' Conference, Cobar NSW, May 1988, 79-84.
- JONES Jr. S.M. (1983) "Cascade Milling Yesterday Today and Tomorrow". Primer Taller Nacional de Molienda Autógena de Minerales, Santiago, Chile, 1983.
- KANAKA T. e TANAKA K. (1983): "Design Features of a Semi-Autogenous Grinding Mill and a Comparison of Test Mill Data with Actual Operation Data". Primer Taller Nacional de Molienda Autógena de Minerales, Santiago, Chile, 1983.
- KAPUR, P.C. e FUERSTENAU, D.W. (1989): "Simulation of Locked-Cycle Grinding Tests Using Multicomponent Feeds", **Powder Technology**, 58 (1989), 39-48.
- KAWATRA, S.K. e EISELE, T.C. (1988): "Rheology Effects in Grinding Circuits", XVI International Mineral Processing Congress, edited by E. Forsberg, Elsevier Publishers B.V., Amsterdam, 1988.
- KAWATRA S.K., EISELE T.C., ZHANG D.X. e RUSESKEY M.T. (1989): "Temperature Effect on Grinding Circuits Performance", **Minerals & Metallurgical Processing**, May 1989, 85-87.
- KENNECOTT RESEARCH CENTER (1962-1968): Leitura de Relatórios Trimestrais, números 59 ao 93.
- KENNEDY, a. (1988): "Olympic Dam Project". Mining Magazine, Nov. 1988, 330-344.
- KIENZLER R. e SCHMITT W. (1990): "On Single-Particle Comminution: Numerical Analysis of Compressed Spheres", **Powder Technology**, 61(1990) 29-38.
- KLIMPEL, R.C.; AUSTIN, L.G. e HOGG, R. (1989): "The Mass Transport of Slurry and Solid in a Laboratory Overflow Ball-Mill", **Minerals & Metallurgical Processing**, May 1989, 73-78.
- KOSICK, G.; DOBBY, G. e BENNETT, C. (2001): "CEET (Comminution Economic Evaluation Tool) for Comminution Circuit Design and Production Planning". 2001 SME Annual Meeting, Feb. 26-28, Denver, Colorado.
- LÄHTEENMAKI, S. (1989): "Pyhäsalmi Concentrator". **Mining Magazine**, July 1989, 40-47.

- LEUNG, K.; MORRISON, R.D. e WHITEN, W.J. (1987): "An Energy Based Ore Model for Autogenous and Semi-Autogenous Grinding". In: COPPER 87 – International Conference, CIM – I.I.M. de Chile - Universidad de Chile, Santiago, Nov. 1987, Vol. 2, 71-85.
- LEVENSPIEL, O. (1972), **Chemical Reaction Engineering**, John Wiley Sons Inc., EEUU, 1972.
- LEVIN J. (1989): "Observations on the Bond Standard Grindability Test, and a Proposal for a Standard Grindability Test for Fine Materials", **Journal of the South African Institute of Mining and Metallurgy**, January 1989, 13-21.
- LEVIN J. (1992): "Indicators of Grindability and Grinding Efficiency", **Journal of the South African Institute of Mining and Metallurgy**, October 1992, 283-290.
- LEWIS F.M. (1953): "The Remarkable Case of the Copperhill Ball Mill". **Engineering and Mining Journal**, Vol. 154 No 6, pp. 86-89, June 1953.
- LIDDELL, K.S. e MOYS, M.H. (1988): "The Effects of Mill Speed and Filling on the Behaviour of the Load in a Rotary Grinding Mill", **Journal of the South African Institute of Mining and Metallurgy**, vol. 88, nº 2, February 1988, 49-47.
- LIN, C.L.; CORTES, A. e MILLER J.D. (1988): "Simulation of Copper Porphyry ore Flotation by a Transformed Liberation Model", University of Utah, paper, 1988, 173-191.
- LIRA, B.B. e KAVETSKY, A. (1990): "Applications of a New Model-Based Method of Ball Mill Simulation and Design". **Minerals Engineering**, Vol. 3, Nº ½, pp. 149-163, 1990
- LO, Y.C.; HERBST, J.A.; RAJAMANI, K. e ARBITRER, N. (1988): "Design Considerations for Large Diameter Ball Mills", **International Journal of Mineral Processing**, Recent Advances In Comminution, K.Rajamani and J.A.Herbst Editors, Elsevier Science Publishers, Amsterdam, April 1988.
- LOPEZ, A.A. e CIFUENTES, J.V. (1983): "Alternativa Estudiada de Molienda Autógena en Codelco-Chile División Salvador". Primer Taller Nacional de Molienda Autógena de Minerales. 7-11 de Septiembre 1983, Santiago, Chile.
- LÓPEZ, F.A.; NIETO J.L. e ORTIZ, J. (1988): "Determinación de los Parámetros Energéticos en un Proceso de Molienda de Escombros Lateríticos". *Revista Metal Madrid*, 24/4/1988, 255-260.
- LUKASIEWICZ, S.A.; SWISTERSKI, W. e ROMANISZYN, G. (1990): "Supercritical Revolutions of Tumbling Mills", **Mineral & Metallurgical Processing**, May 1990, 100-106.
- LYNCH, A.J. (1977): "Mineral Crushing and Grinding Circuits. Their Simulation, Optimization, Design and Control", In: **Developments in Mineral Processing**, D.W.Fuerstenau - advisory editor, Elsevier Scientific Publishing Co., 1977.
- LYNCH, A.J.; NAPIER-MUNN, T.J. e MORRISON, R.D. (1992): "Simulation in Mineral Processing – The Present and the Future". In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, FLOTAÇÃO, 492-508.
- MAC-DONALD, R.D., BRISON, R.J. e HELLYER, W.C. (1985). In: **SME - Mineral Processing Handbook**. Weiss N.L., editor, AIME, Chapter 30, 30-96.
- MAC-PHERSON, A.R. (1976): "A Simple Method to Predict the Autogenous Grinding Mill Requirements for Processing Ore from a New Deposit". In 1976 SME-AIME Fall Meeting & Exhibit, Denver, Colorado, September 1-3, 1976.

- MAC-PHERSON, A.R e COYNE, K.R. (1983): "A New Approach to the Design and Construction of Multi-Unit Large Autogenous Grinding Plants". Primer Taller Nacional de Molienda Autógena de Minerales. 7-11 de Septiembre 1983, Santiago, Chile.
- MAC-PHERSON, A.R. (1989): "Autogenous Grinding 1987 – Update". **CIMM Bulletin**, Volume 82, N° 921, January 1989, 75-82.
- MAGDALINOVIC, N.M. (1989): "Calculation of Energy Required for Grinding in a Ball Mill", **International Journal of Mineral Processing**, 25 (1989), 41-46, Elsevier Science Publishers B.V., Amsterdam.
- MAGDALINOVIC, N.M. (1989): "A Procedure for Rapid Determination of the Bond Work Index", **International Journal of Mineral Processing**, 27 (1989), 125-132, Elsevier Science Publishers B.V., Amsterdam.
- MALGHAN, S.G. (1986): "Treatment Methods for Difficult-to-Float Copper Porphyry Ores", **Mining Engineering**, Sept. 1986, 905-910.
- MARTINS, M.A.S. e SEIXAS, F.C. (1992): "Avanços no Controle e Supervisão de Processos Mineraiis". In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, FLOTAÇÃO, 509-525.
- McIVOR, R.E. (1989) "How a Simple Calculation can be Used to Improve Grinding Efficiency", **Canadian Mining Journal**, July 1989, 37.
- Mc IVOR, R.E. e FINCH, J.A. (1991): "A Guide to Interfacing of Plant Grinding and Flotation Operations", **Minerals Engineering**, Vol. 4 (1), 1991, 9-23.
- MCKEE, D.J. e NAPIER-MUNN, T.J. (1990): "The Status of Comminution Simulation in Australia". **Minerals Engineering**, Vol. 3, N° 1/2, pp 7-21, 1990.
- MARNEWECKE, L. (1983): "Automation of Fully Autogenous and Semi-Autogenous Grinding Circuits". Primer Taller Nacional de Molienda Autógena de Minerales. 7-11 de Septiembre 1983, Santiago, Chile.
- MINING MAGAZINE (1978): "Afton Mine on Stream". Da Redação da Revista **Mining Magazine**, January 1978, 19-21.
- MONTENEGRO, L.C.M.; GALERY, R.; SILVA, G.C.; PAULA, R.A. e PERES, A.E.C. (2004): "Estudo de Otimização da Carga de Bolas na Moagem por Meio do Modelo do Balanço Populacional – Parte 1". In: XX ENTMMME, Florianópolis, SC, 2004, 251-258.
- MORALES J.E. (1983): "SAG Milling in Los Pelambres Project". Primer Taller Nacional de Molienda Autógena de Minerales, Santiago, Chile, 1983.
- MORRELL S. (1992): "Prediction of Grinding-Mill Power". Paper.
- MOURA, A.J.; SILVA, A.L.; TONDO, L.A. e STOROLLI, F.A.P. (2004): "Aplicação dos Ciclones GMAX no Circuito de Classificação da Rio Paracatu Mineração S.A.". In: XX ENTMMME, Florianópolis, SC, 2004, 121-128.
- MOTZ J.C. (1982): "Types and Characteristics of Common Crushing Plant Flowsheets", Chapter 9 In: **SME - Design and Installation of Comminution Circuits**, Mular A.L. e Jergensen G.V. (Eds.), Society of Mining Engineers of the AIME, New York, 1982.
- MULAR, A.L. e BHAPPU, R.B., editors (1980), **Mineral Processing Plant Design**, 2<sup>nd</sup> Edition, N. York, 1980.
- MULAR, A.L. e JERGENSEN, G.V. (1982): **Design and Installation of Comminution Circuits**. Society of Mining Engineers of the AIME, New York, 1982.
- MULAR, A.L. e ANDERSON, M.A., editors (1986), **SME – Design and Installation of Concentration and Dewatering Circuits**, Society of Mining Engineers of the AIME, N.York, 1986, 427-428.

- MYERS J.F. (1957): "Non-Cataracting Ball Mill Study...." **Engineering and Mining Journal**, Vol. 158 No 3, pp. 98-103, March 1957.
- NAPIER-MUNN, T.J. e LYNCH, A.J. (1992): "The Modelling and Computer Simulation of Mineral Treatment Processes – Current Status and Future Trends". **Minerals Engineering**, Vol. 5, N° 2, pp 143-167, 1992.
- NARDI, R.P. (2002): "O Projeto de Modernos Concentradores de Cobre – A Experiência de Sossego". In: XIX ENTMME – Recife, Pernambuco, 2002, 446-452.
- NELLÉUS, J.E. e KOLSRUD, B. (1983): "Autogenous Grinding at Boliden Experience and a Case Study". Primer Taller Nacional de Molienda Autógena de Minerales. 7-11 de Septiembre 1983, Santiago, Chile.
- NICE, R.W. (1974): "Concentrator Start-Up at Similkameen". **CIMM Bulletin**, September 1974, 55-61.
- NOMURA S. e TANAKA T. (1989) – "Analysis of Mill Capacity Using a Theoretically Derived Selection Function Applied to Ball and Hardgrove Mills". **Powder Technology**, 58 (1989), 117-124.
- NORDBERG Process Machinery – Reference Manual, First Edition, May 1976.
- NORMA ABNT – 1:105.06-001, Mar/88: Determinação do Índice de Trabalho (Wi) para Moinho de Bolas. Método de Ensaio.
- OLIVEIRA, M.L.M., dos SANTOS Jr., L.T. e LIMA, R.M.F. (2004): "Simulação de Equipamentos de Fragmentação". In: XX ENTMME, Florianópolis, SC, 2004, 249-256.
- ORTEGA, A.; BONILLA, A. e ROBEDILLO, L.A. (1987): "Beneficiation of Complex Sulphides". In: COPPER 87 – International Conference, CIM – I.I.M. de Chile - Universidad de Chile, Santiago, Nov. 1987, Vol. 2, 287-300.
- ORWE, D. e NOREEN, D. (1988): "Horizontal Cyclone Plant Trials at Bouganville Copper Limits". The AusIMM Cobar Branch, Third Mill Operators' Conference, Cobar NSW, May 1988, 71-84.
- PAIXÃO M.J. (1990): Promover Tecnologia (entrevista). **Revista Brasil Mineral**, 84, Dez 1990, pp. 24-26.
- PENA, F. (1973): "Cyprus-Pima Pilot Plant Predictions vs. Actual Plant Results". Paper, Cyprus-Pima Mining Company, Tucson, Arizona.
- PEREIRA, C.E. e DONDA, J.D. (1984): "O Controle da Eficiência Energética na Moagem. A Aplicação na Caraiba Metais S.A.", X Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Hidrometalurgia, B. Horizonte, 1984.
- PEREIRA, C.E., PERES, A.E.C. e BANDEIRA, R.L. (1991): "Salobo Copper Ore Process Development" In: COPPER 91/COBRE 91 INTERNATIONAL SYMPOSIUM. Ottawa, Canadá, 1991. Volume II, pp. 133-144.
- PERRY, R.H. e GREEN, D. (1985), **Perry's Chemical Engineers' Handbook**, 6a Edição, Mc Graw - Hill Book Co., 1985.
- RAMIREZ, J. (1985): "Metallurgy of Closed Grinding Circuits with Coarse Flotation", IIM - Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo, paper, 1985, Méjico.
- RAO, S.R. e FINCH, J.A. (1989): "A Review of Water Re-Use in Flotation", **Minerals Engineering**, Vol. 2 (1), 1989, 65-85.
- REUTER M.A. e VAN DEVENTER, S.J. (1990): "The Use of Linear Programming in the Optimal Design of Flotation Circuits Incorporating Re grind Mills", **International Journal of Mineral Processing**, 28, 1990, 15-43.
- REYES-BARAHONA, J.L. (2001): "Modelling and Simulation of the Grinding Circuit at El Pilón Mine". KMRC Conference, 2001, 181-196.



- ROBINSON, B.G.W. (1960): "Conventional Reduction or Autogenous Grinding? – A Comparative Capital-Cost Study". **Western Miner**, March 1960.
- ROGOVIN, Z. e HOGG, R. (1988): "Internal Classification in Tumbling Grinding Mills", **Powder Technology**, 56 (1988), 179-189.
- ROGOVIN, Z.; CASALI, A. e HERBST, J.A. (1988): "Tracer Study of Mass Transport and Grinding in a Rod Mill", **International Journal of Mineral Processing**, Recent Advances In Comminution, K.Rajamani and J.A.Herbst Editors, Elsevier Science Publishers, Amsterdam, April 1988.
- ROGOVIN, Z. e HERBST, J.A. (1989): "Charge Motion in a Semi-Autogenous Grinding Mill". **Minerals & Metallurgical Processing**, February 1989, 18-23.
- ROSAS, J.E. e MORALES, R.A. (1991): "SAG Grinding at Chuquicamata". In: COPPER 91 / COBRE 91 International Symposium, Vol. II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 69-81.
- ROVIG, A.G. e FISHER, T.J. (1975): "Conversion from Autogenous to Steel Grinding Pays Off at Anaconda's Weed Concentrator". **Mining Engineering**, October 1975, 33-36.
- ROWLAND, C.A. e KJOS, D.M. (1974): "Autogenous and Semi-Autogenous Mill Selection and Design". 1974 SME-AIME Meeting, Acapulco, México, September 1974.
- ROWLAND, C.A. (1979): "Testing For and Scale-Up of Test Data Primary Autogenous and Semi-Autogenous Grinding". Autogenous Grinding Seminar, Norway, 28-30 May, 1979.
- ROWLAND C.A. (1980): "Selection of Rod Mills, Ball Mills, Pebble Mills and Re grind Mills", In **Mineral Processing Plant Design**, 2<sup>nd</sup> Edition, Mular e Bhappu (Eds.), N. York, 1980.
- ROWLAND C.A. (1988): "Large Ball Mills - Length and Diameter". XVI International Mineral Processing Congress, Edited by E.Forssberg, Elsevier Science Publishers B.V., Amsterdam, 1988.
- RULE, A.R.; FERGUS, A.J. e DAELLENBACH, C.B. (1985): "Influence of an Organic Polymer in Ball-Mill Grinding of Quartz, Dolomite and Copper Ore", Report of Investigations 8964, Bureau of Mines, U.S.A., 1985.
- RUSSELL, A. (1989): "Fine Grinding – A Review", **Industrial Minerals**, April 1989, 57-70.
- SABASKI, R.E. (1983): "Evolution of Experience and Design of Autogenous and Semi-Autogenous Mills". Primer Taller Nacional de Molienda Autógena de Minerales. 7-11 de Septiembre 1983, Santiago, Chile.
- SAMPAIO, J.A.; TONDO, L.A.; SILVA, A.L.; DELBONI Jr., H.; CLARK, J.Y. e KASBERGEN, J.C. (2002): "Estudo de Moagem Semi-Autógena (SAG) com Minério de Ouro na RPM". In: XIX ENTMMME – Recife, Pernambuco, 2002, 140-145.
- SANDSTROM, E. e JONSSON, H. (1988): "Unit Flotation Practice at Boliden Mineral AB". In: XVI INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONGRESS, Eric Forssberg, editor, Elsevier Science Publishers, Amsterdam, 1988, 525-533.
- SANDVIK, K.L. (1984): "Limitations to Advanced Process Control in Complex Sulphide Flotation Plants". In: **Flotation of Sulphide Minerals**, Eric Forssberg, editor, Elsevier Scientific Publishing Co., New York, Workshop on Flotation of Sulphide Minerals Organized by the Swedish Mineral Processing Research Foundation, Stockholm, Sweden, 1984, Vol. 6, 433-446.
- SCHWEITZER, P.A. (1979), **Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers**, Mc. Graw-Hill, N. York, 1979.
- SIBBALD, C.V. (1981): "The Highmont Concentrator", **CIMM Bulletin**, March 1981, 200-207.

- SILVA, E.C. e DELBONI Jr., R. (2004): “Desenvolvimento de um Processo Industrial de Moagem de Bauxita em Moinhos SAG”. In: XX ENTMME, Florianópolis, SC, 2004, 269-275.
- SILVA, J.C.F.; SOUZA, M.D. e BARROS, L.A.F. (2004): “Estudo do Efeito da Redução da Distribuição Granulométrica na Performance da Flotação”. In: XX ENTMME, Florianópolis, Santa Catarina, 2004, 89-96.
- SMITH, E.H. (1986): “Metallurgy and Mineral Processing Plant at St. Joe’s El Indio Mine in Chile”. *Mining Engineering*, October 1986, 971-979.
- SMITH, J.M. (1971), **Chemical Engineering Kinetics**, Terceira impressão em espanhol, C.E.C.S.A., Méjico, Abril 1971.
- SUTTILL, K.R. (1989): “Grinding Mills – New Technology is Permitting Ever Large Mills”, *E&MJ*, May 1989, 34-38.
- SUTTILL, K.R. (1990): “Why Are We Content With Ninety Percent?”, *E&MJ*. Nov’90, 26-29.
- SWANSON, H.E. (1976): “Autogenous Grinding at the UV Industries Inc. Concentrators”. 1976 AIME Annual Meeting, February 22-26, Las Vegas, Nevada.
- TANAKA, T. e TANAKA, K. (1983): “Design Features of a Semi-Autogenous Grinding Mill and a Comparison of Test Mill Data with Actual Operation Data”. Primer Taller Nacional de Molienda Autógena de Minerales. 7-11 de Septiembre 1983, Santiago, Chile.
- TANGSATHITKULCHAI, C. e AUSTIN, L.G. (1989): “Slurry Density Effects on Ball Milling in a Laboratory Ball Mill”. **Powder Technology**, 59 (1989) 285-293.
- TAVARES, L.M.M. (2003): “Um Novo Método para o Cálculo da Eficiência Energética de Moinhos Industriais”. Depto. de Engenharia Metalúrgica e de Materiais da Escola de Engenharia da COPPE/UFRJ, Fev. 2003, InfoMet.
- TAVARES, L.M.M. e KREISCHER, A.T. (2004): “Análise da Taxa de Quebra na Moagem a Seco em Moinho de Bolas Planetário”. In: XX ENTMME, Florianópolis, SC, 2004, 233-240.
- TELLO, F.R. (1991): “La Caridad Concentrator Plant”. In: COPPER 91 / COBRE 91, International Symposium, Vol. II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 1991, 35-51.
- THEMELIS, N.J. e LAST, A.W. (1980): “Semiautogenous Grinding of Copper Ores”. *Mining Engineering*, June 1980, 692-697.
- TOREM, M.L.; MONTE, M.B.M.; DUTRA, A.J.B. e TONDO, L.A. (2004): “Estudo de Beneficiamento de um Minério Sulfetado de Ouro de Baixo Teor”. In: XX ENTMME – Florianópolis, Santa Catarina, 2004, 3-10.
- TREYBAL, R.E. (1970), **Operaciones con Transferencia de Masa**, Editorial Hispano Americana, B. Aires, 1970.
- TURNER, R.R. (1978): “Molienda Primaria Autógena”. In: Seminario Canadiense sobre Mineral Dressing para América Latina, 3-4 de mayo de 1978, Santiago-Chile.
- URIZAR, F.D. (1983): “Selección del Circuito de Molienda Proyecto El Soldado 23.000 t/d”. Primer Taller Nacional de Molienda Autógena de Minerales. 7-11 de Septiembre 1983, Santiago, Chile.
- VESELY, M. (1983): “Análisis de la Molienda Semi-Autógena en Los Bronces, C.M.D.”. Primer Taller Nacional de Molienda Autógena de Minerales. 7-11 de Septiembre 1983, Santiago, Chile.
- VIDELA, J.C.; SARQUIS, P.E. e CHILLEMI, M.R. (2004): “Efecto de la Cal en la Flotación de Minerales Sulfurosos de Cobre”. In: XX ENTMME, Florianópolis, SC, 2004, 35-43.

- VIEN, A.; FLINTOFF, B.C. e EDWARDS, R.P. (1991): "A Review of Advanced Control Applications in Mineral Processing". In: COPPER 91 / COBRE 91, International Symposium, Vol. II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 1991, 343-359.
- VILLAS BOAS R.(1989) - Entrevista Pessoal. **Jornal Gazeta Mercantil**, 07 de Março 1989.
- VIVANCO F. e BARRAT D.J. (1987): "Development of the Semi-Autogenous Grinding Alternative for the Concentrator Expansion at El Teniente". COPPER 87 – International Conference, Santiago, Chile.
- VOGEL, L. e PEUKERT, W. (2003): "Modelling of Grinding in an Air Classifier Mill Based on a Fundamental Material Function". **KONA** N° 21 (2003), 109-120.
- VON BORRIES G. e VILLANUEVA F. (1981): "Experiencia Operacional en Molienda Semi-Autógena en Concentrador San Francisco de Compañía Minera Disputada". 32ª Convención del Instituto de Ingenieros de Minas de Chile, 1981.
- VON BORRIES G. e VILLANUEVA F. (1983): "Comparación entre el Circuito e Molienda Semi-Autógena y el Circuito de Molienda Convencional en CMD". Primer Taller Nacional de Molienda Autógena de Minerales. 7-11 de Septiembre 1983, Santiago, Chile.
- VON KRÜGER, F.L.; PERES, A.E.C.; de CASTRO, E.F. E RODRIGUES, I. (2004): "Comparação entre Corpos Moedores com Diferentes Geometrias". In: XX ENTMME, Florianópolis, SC, 2004, 129-136.
- VON REEKEN, F.J.M.; LANGE, J.; STEENSMA, J.J.S. e DUYVESTYEN, W.P.C. (1989): "Factors Affecting the Lead-Zinc Separation at the Grund Concentrator", **International Journal of Mineral Processing**, 27, Elsevier Science Publishers, Amsterdam, 21-37.
- VON WACHENFELDT, G. (1984): "Ideas about Selection of Plant Equipment Based on Laboratory and Pilot Plant Testing". In: **Flotation of Sulphide Minerals**, Eric Forsberg, editor, Elsevier Scientific Publishing Co., New York, Workshop on Flotation of Sulphide Minerals Organized by the Swedish Mineral Processing Research Foundation, Stockholm, Sweden, 1984, Vol. 6, 375-394.
- WEICHERT, R. (1988): "Correlation between Probability of Breakage and Fragment Size Distribution of Mineral Particles". In: **International Journal of Mineral Processing – Recent Advances in Comminution**, K. Rajamani and J.A. Herbst, Editors, Elsevier Science Publishers, April 1988.
- WEISS, N.L., editor (1985), **SME - Mineral Processing Hand Book**, Society of Mining Engineers of the AIME, N. York, 1985.
- WELLER, K.R.; STERNS, U.J.; ARTONE, E. e BRUCKARD, W.J. (1988): "Multicomponent Models of Grinding and Classification for Scale-Up from Continuous Small or Pilot Scale Circuits". In: **International Journal of Mineral Processing – Recent Advances in Comminution**, K. Rajamani and J.A. Herbst, Editors, Elsevier Science Publishers, April 1988.
- WILLIAMS, M.C. e MELOY, T.P. (1989): "On The Definition and Separation of Fundamental Process Functions", **International Journal of Mineral Processing**, 26, 1989, 65-72.
- WILLS, B.A. (1984): "Automatic Control of Flotation", **Engineering and Mining Journal**, 185 (6), 1984, 62-66.
- WILSON, R.A. e DAWSON, H.A. (1980): "Metallurgical Flowsheet Development". In: **Mineral Processing Plant Design**, Mular and Bhappu, editors, AIME, Chapter 10, 183-200.
- YOKOYA N. e NOBRE G.H. (2001): "Moagem Autógena e Ativação de Partículas", 2001, [www.brasilminingsite.com.br](http://www.brasilminingsite.com.br).

- YOVANOVIC A.P. (1975-1976), Experiência pessoal como General Mill Foreman do Concentrador Colon (30.000 ton/dia). El Teniente, Chile, 1975/1976.
- YOVANOVIC, A.P. (1976), **Extracción Líquido-Líquido en la Recuperación de Cobre de Filtraciones Ácidas de Relaves**. Tese para optar ao Título de Engenheiro Civil-Químico. Universidad del Norte, Chile, Nov. 1976.
- YOVANOVIC, A.P. (1978): “Estudo Histórico da Moagem Autógena e Semi-Autógena. Período 1908-1978”. Relatório Interno, Depto. Concentrador, El Teniente, Chile, 1978. Atualizado em 1983.
- YOVANOVIC, A.P. (1987), **O Modelo Operacional – Nova Interpretação Macrofenomenológica para as Operações de Beneficiamento de Minérios**, (Desenvolvimento de teoria que dá origem aos desenvolvimentos matemáticos já publicados para Flotação e Moagem), Belo Horizonte, 1987.
- YOVANOVIC, A.P. (1987), Serviços de Consultoria para CVRD, Projeto Cobre Carajás, 1987.
- YOVANOVIC, A.P. (1987), Teste 131 – Operação da Usina Piloto de Salobo, Carajás. Assessoria para CVRD, 1987.
- YOVANOVIC A.P. e CONSTANTIN M. (1987) – Análise Comparativa de Sistemas de Cominuição, Projeto Cobre Salobo. Relatório Interno SUTEC/CVRD. Novembro 1987.
- YOVANOVIC, A.P. e DRUMOND, M.R. (1988): “Recuperação de Finos de Minério de Ferro – Modelo Operacional Aplicado à Concentração de Massas por Flotação”, 6ª Semana de Estudos Mineiros –UFOP, Ouro Preto, Out. 3-7, 1988.
- YOVANOVIC, A.P. (1988), “Projeto Cobre Salobo – Análise dos Testes de Flotação em Coluna”, Relatório Interno SUTEC/CVRD, 1988.
- YOVANOVIC A.P. – Projeto Cobre Salobo: Análise do Processo de Flotação. Relatório Final de Consultoria, SUTEC/CVRD, Abril 1988.
- YOVANOVIC, A.P. (1988), Visita Técnica e Assessoria de Processo para Mineração Caraíba Ltda., Brasil, 12-20 set. 1988.
- YOVANOVIC A.P. (1988) Consultoria para Projeto Nióbio Tapira, Relatório Interno SUTEC/CVRD, 1988.
- YOVANOVIC A.P. (1989) – “Como Melhorar a Viabilidade dos Projetos de Mineração na América Latina”. Trabalho-Diagnóstico para a CVRD. Relatório interno SUTEC/CVRD. Janeiro 1989.
- YOVANOVIC A.P. (1989) - Tecnologia, Mito que Vende (I). **Jornal Mineração Hoje**, 5, Nov 1989, pp.6.
- YOVANOVIC A.P. (1989) - Tecnologia, Mito que Vende (II). **Jornal Mineração Hoje**, 6, Dez 1989, pp.6.
- YOVANOVIC A.P. e MOURA H.P. (1989-1990) – Serviços de Consultoria para a Mineração Urucum Ltda., Corumbá, MS.
- YOVANOVIC, A.P. e FREITAS, L.R. (1991): “An Operational Model for Froth Flotation: Application to the Copper Industry”. In: COPPER 91 / COBRE 91, International Symposium, Vol. II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 1991, 439-451.
- YOVANOVIC, A.P. (1991): “Nova Conceção Macrofenomenológica da Cominuição em Moinhos de Bolas”. Apresentado ao 1º Seminário de Tecnologia da CVRD (Não publicado).
- YOVANOVIC A.P. e FREITAS L.R. (1990) – “Pesquisa e Desenvolvimento em Processamento de Minérios”. Apresentado ao 1º Seminário de Tecnologia da CVRD. SUTEC/CVRD, 1990, (Não publicado).

- YOVANOVIC A.P., FREITAS L.R. e DRUMOND M.R. – “Concentração de Massa por Flotação: Análise Prática Conforme o Modelo Operacional”. Apresentado ao 1º Seminário de Tecnologia da CVRD. SUTEC/CVRD, 1990, (Não Publicado).
- YOVANOVIC A.P. e MOURA H.P. (1991) – “Novo Modelo Matemático da Moagem em Moinhos de Bolas”. In: 5º SEMINÁRIO DO IBRAM DE COMPUTAÇÃO APLICADA À MINERAÇÃO, Agosto 1991, Belo Horizonte. Anais do Congresso. 1991
- YOVANOVIC, A.P. (1991): “Uma Nova Abordagem à Tecnologia Mineral: O Modelo Operacional”, **Revista Minérios**, 167, 1991, 26-33.
- YOVANOVIC A.P. (1991) – A Tecnologia Mineral e o Desenvolvimento Econômico dos Países Latino-Americanos. **Revista Escola de Minas - REM**, Imprensa Universitária, UFOP. Volume 44, No 2, 1991, pp. 89-94.
- YOVANOVIC A.P. (1991) – Serviços de Consultoria para o *Start-Up* das instalações de cominuição do projeto Igarapé Bahia, minério de Ouro, Carajás –PA, para CVRD.
- YOVANOVIC A.P., ARAÚJO F.F.S. e DRUMOND M.R. (1992) – Concentração de Massa por Flotação: O Caminho das Massas. In: III ENCONTRO DE HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, Setembro, 1992. Volume FLOTAÇÃO, pp. 350-368.
- YOVANOVIC A.P. e MOURA H.P. (1992) – “Moagem Convencional ou Semi-Autógena? Análise Técnica e Histórica desta Disputa Tecnológica”. In: III ENCONTRO DE HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, São Lourenço, MG, Setembro, 1992. 224-246.
- YOVANOVIC A.P. e MOURA H.P. (1993) – “A New Macrophenomenological Concept of Comminution in Balls Mills”. In: XVIII INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONGRESS, May 1993, Sidney, Australia, 1363-1368.
- YOVANOVIC A.P. (2003): Diagnóstico Técnico para duas Usinas de Concentração de Rocha Fosfática, Brasil. Relatório Interno, Maio 2003.
- YOVANOVIC A.P. (2004) – **Engenharia da Concentração de Massa por Flotação – Volume 1: Fundamentos da Flotação**, A.P. Yovanovic (editor), Belo Horizonte, Brasil, 2004.



## GLOSARIO PORTUGUÊS – ESPAÑOL

<p><b>Abranger:</b> Abarcar, Contener  <b>Aço:</b> Acero  <b>Amendoim:</b> Maní  <b>Amostragens:</b> Muestreo  <b>Arranjo:</b> Disposición de equipos  <b>Atingir:</b> Alcanzar  <b>Barragem:</b> Represa (p/ relaves: embalse, tranque).  <b>Bolha:</b> Burbuja  <b>Britagem:</b> Chancado  <b>Células:</b> Celdas (de flotación)  <b>Chumbo:</b> Plomo  <b>Cianeto:</b> Cianuro  <b>Cinza:</b> Ceniza, gris  <b>Cominuição:</b> Conminución (reducción de tamaño)  <b>Cor:</b> Color  <b>Desenvolvimento:</b> Desarrollo  <b>Dosagem:</b> Dosificación  <b>Elo:</b> Eslabón  <b>Encher (Enchimento):</b> Llenar (llenado, nivel de carga)  <b>Enxofre:</b> Azufre  <b>Enxuto:</b> Reducido, justo  <b>Estagiada:</b> Por etapas  <b>Faixa:</b> Franja, rango  <b>Fechar:</b> Cerrar  <b>Ferramenta:</b> Herramienta  <b>Fornecedor:</b> Proveedor  <b>Friável:</b> Quebradizo  <b>Gargalo (ponto de):</b> Cuello de Botella, punto de estrangulamiento.</p>	<p><b>Investimento:</b> Inversión  <b>Jazida:</b> Yacimiento, Mina  <b>Lavra:</b> Extracción de Mineral en la Mina  <b>Lembrar:</b> Recordar  <b>Macetes:</b> Métodos simples baseados na prática.  <b>Macio:</b> Blando  <b>Mascarar:</b> Esconder, disfrazar  <b>Mistura:</b> Mezcla  <b>Moagem:</b> Molienda  <b>Mole:</b> Blando  <b>Padrão:</b> Estándar  <b>Peneira:</b> Harnero  <b>Perdas:</b> Perdidas  <b>Performance:</b> Desempeño  <b>Perto:</b> Próximo, cerca  <b>Pó:</b> Polvo  <b>Praxe:</b> Uso común (norma no escrita)  <b>Preta:</b> Negra  <b>Quedas:</b> Caídas  <b>Rapadura:</b> Chancaca (Azúcar quemada)  <b>Reagentes:</b> Reactivos  <b>Refleto:</b> Refleja  <b>Rejeito:</b> Cola, Relave  <b>Remoagem:</b> Remolienda  <b>Suja:</b> Súcia  <b>Sulfetos:</b> Sulfuros  <b>Suprimentos:</b> Suministros  <b>Teor:</b> Ley (contenido, en %)  <b>Vazão:</b> Caudal  <b>Viável:</b> Factible, Viable</p>
---	--