



MODELO OPERACIONAL
NOVO FUNDAMENTO TEÓRICO DOS PROCESSOS MINERAIS

ENGENHARIA DA CONCENTRAÇÃO DE MASSA POR FLOTAÇÃO

VOLUME 1: FUNDAMENTOS DA FLOTAÇÃO

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

Hace casi 100 años (1905), Broken Hill, la primera planta industrial de flotación del mundo, de la BHP, Australia, produjo 80.000 toneladas / año de concentrado de Zinc. Ya en 1916, 46 plantas de flotación operaban normalmente en los EEUU (Cobre, Plomo y Zinc). Después de un siglo XX marcado por la evolución tecnológica exponencial en todas las áreas del conocimiento humano, las más importantes operaciones de beneficio de minerales, entre ellas la Flotación, llegan al siglo XXI con poca sustentación científica. En un ambiente tecnológico contrastante, se confrontan teorías de alta complejidad y poca aplicabilidad, con prácticas simples, pero generalmente sin soporte teórico.

Há quase 100 anos (1905), Broken Hill, a primeira usina industrial de flotação do mundo, da BHP, Austrália, produziu 80.000 toneladas/ano de concentrado de Zinco. Já em 1916, 46 usinas de flotação operavam normalmente nos EEUU (Cobre, Chumbo e Zinco). Após um século XX marcado pela evolução tecnológica exponencial em todas as áreas do conhecimento humano, as mais importantes operações unitárias de beneficiamento mineral, entre elas a Flotação, chegam ao século XXI com pouca sustentação científica. Num ambiente tecnológico contrastante, são confrontadas teorias de alta complexidade e pouca aplicabilidade, com práticas simples, mas geralmente sem embasamento teórico.

Um Pouco de História

Durante os primeiros cinco anos do século XX, a empresa inglesa Mineral Separation Ltd, com sede em Londres, dedicou-se a desenvolver uma técnica revolucionária para o beneficiamento de minérios (Recopilação de **Crabb, P.** – 2004). Esse trabalho de pesquisa (junto com muitos outros trabalhos similares que surgiram na época), nasceu como resposta ao chamado “Problema Sulfeto”, qualificado por alguns historiadores como o mais sério problema metalúrgico observado na mineração australiana durante o século XIX. Em resumo, o “problema” consistia em que as companhias envolvidas na mineração de Prata, Chumbo e Zinco encontraram que, na medida em que a lavra era aprofundada, o minério ficava mais difícil de extrair e de separar. O minério superficial era oxidado e era facilmente refinado, mas, nas zonas mais profundas da jazida, o minério começava a apresentar a forma de sulfeto e, na época, não existia nenhum método de extração nem de separação que pudesse ser utilizado de maneira economicamente viável. Em diversas mineradoras, as pilhas de material sulfetado foram crescendo interminavelmente. Era imperativo resolver o “problema sulfeto”.

Foram testadas, sem sucesso, rotas utilizando a gravidade específica como propriedade das substâncias a serem separadas e também a separação magnética. Em 1900, o método de flotação começa a aparecer como alternativa e a patente original do processo de flotação provém de C.V. Potter (1901) e de G.D. Delprat (1902), cujos métodos consideravam apenas uma mistura de reagentes químicos e água, junto com o minério, onde certas partículas podiam flotar e ser separadas das outras.. Até 1907, o processo chamado de Potter – Delprat não mostrou resultados industriais que representassem uma solução viável para o problema.

Em 1905, a empresa Mineral Separation Ltd. aperfeiçoou o processo mediante a aplicação de duas medidas, que caracterizaram a chamada “froth flotation”: a adição de pequena dosagem de óleo (espumante) e a aeração violenta da polpa, mediante a agitação mecânica. Em 1905 este processo foi utilizado com sucesso na mineração de Broken Hill, Austrália, e no ano de 2005 é comemorado o centenário deste processo mediante um congresso mundial sobre a flotação, em Brisbane, Austrália, em 5 - 9 Junho 2005.

Por uma Nova Interpretação Teórica do Processo

Ingenieros Químicos consideran que la Flotación es una técnica de separación puramente mecánica, 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 inclusive con complejas ecuaciones derivadas de los Fenómenos de Transporte, que pretenden simular virtualmente el flujo dinámico de masa en cualquier condición de la planta de flotación, sin indicar el camino óptimo para el flujo principal de masa concentrada.

Engenheiros Químicos consideram que a Flotação é uma técnica de separação puramente mecânica, 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 até mesmo com complexas equações derivadas dos Fenômenos de Transporte, que pretendem simular virtualmente o fluxo dinâmico de massa numa condição qualquer da usina, sem indicar o caminho ótimo para o fluxo principal de massa concentrada.

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 rota 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 hidrociclonagem (underflow/overflow) e também a flotação (concentrado/rejeito). O transporte de fluxo viscoso e a hidrodinâmica nos equipamentos são outros tópicos que podem ser destacados.

Engenheiros Eletricistas ou 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, configurando, na prática, uma regra principal: aquela de que “o cliente sempre tem a razão”, mas sem proporcionar a orientação básica que a usina precisa em termos de otimização. Reconhecendo a condição de “arte” do processo de flotação foi introduzida a lógica nebulosa ou difusa para considerar as apreciações qualitativas do operador, do tipo: “a espuma está esverdeada” ou “as bolhas arrebentam com facilidade”.

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 simples, com equipamentos simples e padronizados, de simples operação e manutenção, e usinas simples, de baixo investimento e custo operacional, requerem também uma interpretação macroscópica simples, porém clara, do processo de Flotação.

O presente trabalho introduz uma nova interpretação teórica do processo de Flotação, como operação unitária, que em geral, é válida para outras operações de separação com concentração, e que faz parte do contexto do **Modelo Operacional**, idealizado pelo Autor deste texto em 1987 para ajudar a construir uma nova plataforma teórica para os processos minerais. Para o caso da Flotação, foi desenvolvido um software avançado, em linguagem DELPHI, que atende a quase todas as rotinas de cálculo requeridas pelo modelo.

A Concentração de Massa por Flotação é interpretada como um processo de transferência macromolecular de massa (partículas), entre as fases polpa e espuma. O modelo propõe mecanismos de transporte em cada fase e para o fluxo entre elas, de acordo com o potencial de hidrofobia que promove o transporte. Estabelecendo a **Curva de Distribuição do Equilíbrio** entre as fases é possível obter balanços macroscópicos associados aos resultados metalúrgicos, de acordo com a **Linha de Operação** requerida pelo processo, ou definida durante o projeto de uma usina. O número de etapas de limpeza e sua eficiência também podem ser determinados a partir de experiências muito simples em 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.

Estudantes de engenharia, utilizando os conceitos aqui expostos, poderão interpretar de uma outra forma as operações mecânicas de separação com concentração (separação magnética, flotação, gravimetria, etc.). A disciplina "Transferência de Massa", adaptada à escala macromolecular, 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.

Objetivos do Livro

Dentro del complejo sistema que involucra el proceso de flotación, de nuevo aprovecharemos de recordar al lector sobre los propósitos de este texto y la mejor manera de aprovechar su lectura. Los mecanismos macroscópicos serán enlazados por el nuevo abordaje propuesto, de manera que todos los Capítulos van a enfrentar los conceptos conocidos, donde no son tan importantes las diferencias que los abordajes puedan presentar entre ellos, más sí la capacidad que este nuevo modelo posee para organizar de forma macroscópica el proceso de flotación, como un todo.

Dentro do complexo sistema que envolve o processo de flotação, mais uma vez aproveitaremos de lembrar ao leitor sobre os propósitos deste texto e a melhor forma de aproveitar a sua leitura. Os mecanismos macroscópicos são enlaçados pela nova abordagem proposta, de modo que todos os Capítulos do texto irão confrontar os conceitos conhecidos, onde não são tão importantes as diferenças que as abordagens possam apresentar entre elas, mas sim a capacidade que este novo modelo possui para organizar macroscopicamente o processo de flotação, como um todo.

O trabalho sobre a Flotação foi separado em dois Volumes, separando os fundamentos da flotação em estado não estacionário (mecanismos, procedimentos laboratoriais, critérios de projeto e scale-up) neste **Volume 1** e, no **Volume 2**, as operações contínuas em estado estacionário, considerando o desenvolvimento do **Modelo Operacional** em operações contínuas, aplicações industriais e sistemas de otimização e controle. Os objetivos principais deste trabalho são:

- Organizar o sistema fenomenológico da Flotação numa seqüência científica que permita sua melhor apresentação e ensino acadêmico.
- Introduzir uma nova interpretação teórica do processo de Flotação (Concentração de Massa por Flotação) em apoio à ciência mineral, dentro de um novo contexto macrofenomenológico criado para as operações de beneficiamento, em geral, baseado na transferência macromolecular de massa.
- Separar, na teoria e na prática, os sub-processos de Flotação Natural (Rougher) e de Concentração (Cleaners ou etapas de limpeza).
- 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 (estado não estacionário), visando a sua simplificação e o seu scale-up para as operações industriais.
- Criar um elo científico que aprimore a compreensão global do processo e a relação qualitativa e quantitativa entre os diversos mecanismos envolvidos.
- Ajudar a "desmistificar" a tecnologia mineral.
- Colaborar com a melhoria do trabalho conjunto entre os profissionais que pesquisam, os que projetam e os que operam as usinas de flotação, estabelecendo uma ponte conceitual entre estas categorias.
- Estabelecer metodologias claras de avaliação de equipamentos de flotação 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.
- Estabelecer uma nova metodologia para a otimização e o controle dos processos como ferramenta de ajuda aos operadores. A otimização do processo deve inicialmente ser manual e claramente definida, como orientação ao operador, o qual comprovaria a validade técnica do modelo oferecido.

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

INDICE GERAL
VOLUME 1: FUNDAMENTOS DA FLOTAÇÃO
FUNDAMENTOS DE LA FLOTACIÓN

	<u>Página</u>
INTRODUÇÃO	09
PRIMEIRA PARTE: MECANISMOS MACROSCÓPICOS	15
1. SISTEMA FENOMENOLÓGICO DA FLOTAÇÃO	17
1.1.- Transferência Macromolecular de Massa	17
1.2.- Captura e Transporte	25
1.3.- Fase Polpa: Flotação Natural	29
1.4.- Fase Espuma: Concentração	34
1.5.- Contato entre as Fases	39
1.6.- Equilíbrio e Forças Impulsoras	45
1.7.- Balanços Macroscópicos e Número de Etapas	49
1.8.- Critérios de Avaliação Metalúrgica e Aplicações	56
2. CINÉTICA DE FLOTAÇÃO	61
2.1.- Sistema Cinético da Flotação	61
2.2.- Velocidade de Flotação	64
2.3.- Mecanismo Cinético da Flotação	71
2.4.- Tempo de Contato e Scale-Up	77
2.5.- Modelos Cinéticos de Flotação	85
2.6.- Aplicações da Abordagem Cinética	93
3. SELETIVIDADE	97
3.1.- Seletividade na Flotação	97
3.2.- Mecanismos da Seletividade	98
3.3.- Curva de Seletividade	103
3.4.- Modelo Operacional para Flotação Natural	108
3.5.- Outras Formas de Avaliação	116
3.6.- Seletividade dos Minérios	118
3.7.- Modificações na Seletividade	122
3.8.- A Seletividade e as Cargas Circulantes	128
SEGUNDA PARTE: FLOTAÇÃO EM ESTADO NÃO ESTACIONÁRIO	133
4. QUÍMICA DA FLOTAÇÃO NATURAL	143
4.1.- Testes de Laboratório	143
4.2.- Metodologias de Avaliação	150
4.3.- Dosagem e Condicionamento	156
4.4.- Coletores e Espumantes	164
4.5.- Depressores	173
4.6.- Potencial Químico e Pré-tratamento Superficial	178
4.7.- Efeitos da Qualidade da Água	184

	<u>Página</u>
5. REDUÇÃO DE TAMANHO E LIBERAÇÃO	187
5.1.- Introdução	187
5.2.- Heterogeneidade e Pré-concentração de Minérios	188
5.3.- Sistema Moagem/Flotação	193
5.4.- Otimização das Operações de Moagem	201
5.5.- Influência do Tamanho das Partículas	205
5.6.- Exemplos de Avaliação	210
6. DIVERSIDADE MINERALÓGICA	217
6.1.- Introdução	217
6.2.- Sulfetos e Minérios Metálicos	221
6.3.- Minérios Não-Metálicos e Não-Sulfetos	235
6.4.- Teor de Alimentação	237
7. ESTUDOS DE CONCENTRAÇÃO E SCALE-UP	241
7.1.- Introdução	241
7.2.- Circuito Rougher	242
7.3.- Alternativas de Circuito	246
7.4.- Liberação e Remoagem	256
7.5.- Circuito de Limpeza	261
7.6.- Flotação Inversa	266
7.7.- Critérios de Scale-Up	269
Referências Bibliográficas	277
Glossário Português – Español	291

INTRODUÇÃO

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, propiciando el sobre tamaño de las instalaciones, como ilustrado en la **Figura I.1**. 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, propiciando o superdimensionamento das instalações como ilustrado na **Figura I.1**. 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.

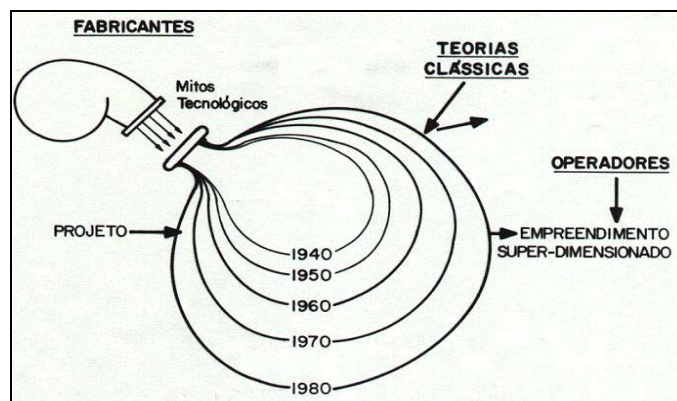


Figura I.1 – A Evolução da Tecnologia Mineral e os Projetos

Existem diversos casos de avaliação de sistemas de cominuição, onde a decisão de tecnologia é 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.

Os custos envolvidos no desenvolvimento de pesquisas para o beneficiamento de minérios, com felizes exceções, têm mostrado que são diretamente proporcionais à insegurança técnica, ao subdesenvolvimento tecnológico e ao tamanho do bolso. A falta de recursos financeiros induz a trabalhar com projetos “pacote” de procedência externa, normalmente exigidos pelos organismos internacionais de financiamento, e que foi uma importante fonte de criação de projetos super dimensionados na América Latina na década de 70. Apesar disso, estamos entrando no século XXI com a mesma mentalidade daqueles anos, pior ainda, com maior dependência dos grupos fabricantes (hoje em dia, apenas um grande grupo controla quase 90% do mercado mundial de equipamentos de tratamento de minérios, onde as operações de cominuição são as mais importantes).

A Desmistificação da Tecnologia Mineral

Para reverter o quadro anterior resultará preciso:

- **Fortalecer a indústria nacional e melhorar suas condições de competitividade**, possibilitando: irradiar efeitos secundários a toda sociedade, ficando menos dependente do exterior; melhorar a objetividade nas avaliações técnico-econômicas para a compra de equipamentos, através do estabelecimento de conceitos claros sobre as operações unitárias; 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.
- **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 o dia-a-dia nas empresas; uma mudança de atitude nos engenheiros do setor e a desmistificação da tecnologia mineral, como ilustrado na **Figura I.2**.

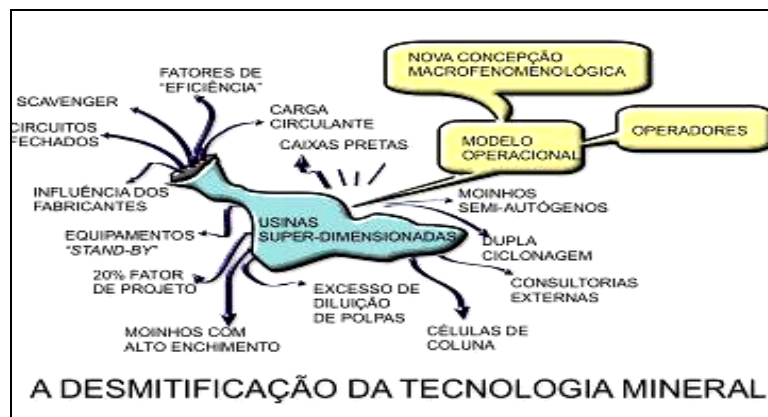


Figura I.2 – A Desmistificação da Tecnologia Mineral

Integração Latino-Americana / Mercosul

El mercado común latinoamericano permitiría actuar coordinadamente, por el lado del consumo, en la regulación de los precios de los productos minero-metalúrgicos. El mayor consumo local de los propios productos favorece las relaciones de intercambio comercial y reduce la dependencia de los países productores.

O mercado comum latino-americano permitiria atuar coordenadamente, pelo lado do consumo, na regulação dos preços dos produtos minero-metalúrgicos. O maior consumo local dos próprios produtos favorece as relações de intercâmbio comercial e reduz a dependência dos países produtores. Por exemplo, no Chile, durante períodos de baixo preço do Cobre (o seu maior item de exportação), foram desenvolvidos diferentes produtos de consumo local utilizando o Cobre como matéria prima, principalmente na construção civil. Outros benefícios da integração poderão surgir, como: mercado de equipamentos de mineração (novos ou reconicionados), normas técnicas comuns, desenvolvimento de tecnologias locais, etc. Fábricas de equipamentos simples, de simples operação e manutenção, e usinas de baixo investimento e custo operacional, só poderão surgir quando houver uma interpretação também simples das operações unitárias envolvidas.

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 (polpa, espuma) e por tanto de difícil representação em simulações matemáticas.

O gradiente de concentração, no caso do processo da **flotação**, corresponde ao potencial de hidrofobia das partículas, o qual está condicionado a diversas variáveis muito difíceis de medir ou controlar. 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.3**.

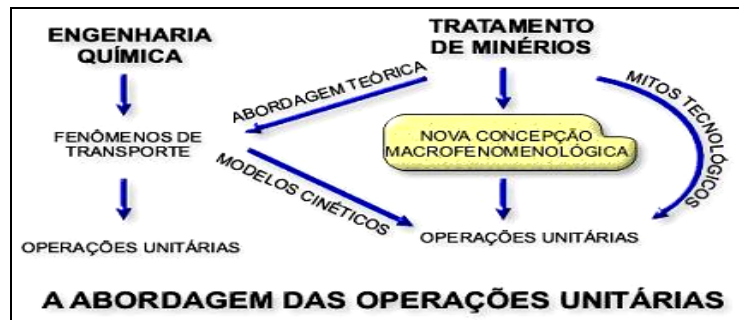


Figura I.3 – A Nova Abordagem da Ciência Mineral

Fenômenos de Tratamento de Minérios

*El Modelo Operacional propone una nueva concepción macro fenomenológica para el estudio de las operaciones unitarias de tratamiento de minerales, o sea, establece nuevas bases teóricas para los **fenómenos de ocurrencia** de esas operaciones: **Cominución** (molienda y chancado), **Separación con Concentración** (gravimetría, separación magnética, hidrociclones, flotación, etc.) y fenómenos auxiliares inherentes al **Transporte Macromolecular** en medio viscoso (leyes de la hidráulica, viscosidad, etc.) como ilustrado en la **Figura I.4**.*

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.4**.

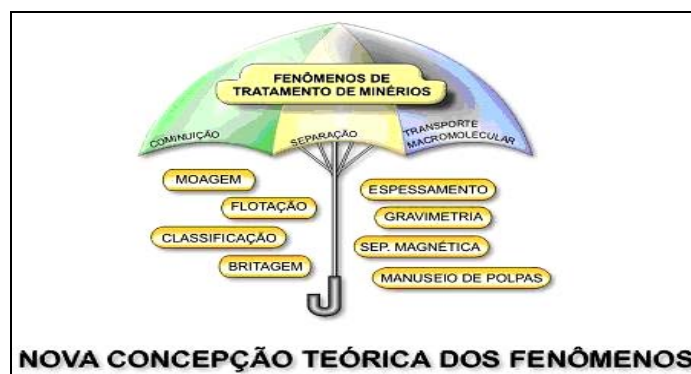


Figura I.4 – Fenômenos de Tratamento de Minérios

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

1. **Fenômeno Real**

A partir das equações de “scale-up” o modelo leva em conta o mecanismo real dos processos. O processo de **Flotação** é agora o processo de **Concentração de Massa por Flotação**, 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 “migração” forçada de partículas (por força hidrofóbica, peso específico, magnetismo, etc.) substitui o conceito de “difusão” molecular através do gradiente de concentração - ou por potencial químico entre duas fases - utilizado nos processos químicos. Por exemplo, as operações estagiadas de concentração, no processo de flotação, são observadas determinando a Curva de Equilíbrio entre as fases polpa e espuma e a Linha de Operação do sistema. Essa última deve tender ao equilíbrio sendo induzida pelo operador da usina.

3. **Equações de Continuidade**

A descrição do processo no estado estacionário é feita a partir de equações de continuidade, criadas especialmente pelo **Modelo Operacional**, 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.

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 ao invés de tentar simular o circuito atual 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, ou a **Seletividade em função da Razão de Concentração de Massas (Rcm)**, no caso da Flotação.
Aplicações: Avaliação de estudos em laboratório e/ou usina piloto; controle metalúrgico da usina desde o laboratório; rotinas de “scale-up”; avaliação de alternativas de processo; otimização do fluxograma; dimensionamento dos equipamentos; menores custos de pesquisa e 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 etapas individuais dentro de processos compostos; racionalização dos circuitos.

- **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 a Curva de Equilíbrio do sistema.

Aplicações: Sugestões de otimização: atualização tecnológica, mudança de equipamentos, alterações no layout, etc.; programas para otimização de processos (software); máxima capacidade e/ou mínimo custo de operação; melhores resultados metalúrgicos; sistemas especialistas de controle; máxima estabilidade operacional.

A **Figura I.5** ilustra a estrutura do modelo. Ao longo deste texto serão desenvolvidos 4 (quatro) Princípios e 3 (três) Leis deduzidas pelo **Modelo Operacional** para o processo de Concentração de Massa por Flotação. Neste **Volume 1** serão estudados em profundidade a primeira Lei (Item 1.4.3) e os dois primeiros princípios (Itens 1.4.2 y 2.4.5).



Figura I.5 – A Estrutura do Modelo Operacional

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.

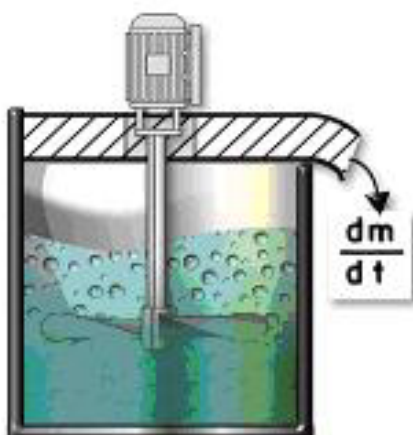
Tabela 01 – Usinas de Moagem e de Flotação, EEUU

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

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 e, também, ao alto nível de enchimento 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**.

PARTE 1

MECANISMOS MACROSCÓPICOS



CAPÍTULO 1

SISTEMA FENOMENOLÓGICO DA FLOTAÇÃO

1.1 Transferência Macromolecular de Massa

*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 de un sólido utilizando una suspensión en líquido y la clasificación de un sólido por harneo, en fracciones de partículas de distinto tamaño. 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 cambios 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 “flotación”, ahora definido 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 de um sólido utilizando uma suspensão em líquido e a classificação de um sólido por peneiramento, em frações de partículas de distinto tamanho. 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 “flotação”, agora definido 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 envolvam 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 evento e dos procedimentos de scale-up que relacionam o tempo de duração do processo 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 sucesso os aspectos básicos requeridos para enfrentar os 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.

1.1.1 Nova Abordagem Teórica

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 texto, do processo de **Concentração de Massa por Flotação**. 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, a cristalização fracionada e uma certa forma de extração fracionada pertencem a este tipo). As operações indiretas envolvem a adição de outra substância e compreendem: a absorção gasosa, a dessorção, a adsorção, o secado, a lixiviação, a extração em fase líquida e alguns tipos de cristalização fracionada. Não é o objetivo deste texto aprofundar na teoria da disciplina de "Transferência de Massa", própria dos estudantes de engenharia química, mas utilizar, de maneira simplificada, os conceitos mais relevantes para a compreensão do processo de Concentração de Massa por Flotação. 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 texto específico sobre este tema).

Na área mineral, a cominuição de partículas pode ser interpretada como uma operação direta e que permite, mediante a aplicação de energia criando impacto, atrição ou abrasão, separar uma partícula em fragmentos de diversos tamanhos e com diversas proporções de componentes. No caso da Concentração de Massa por Flotação, o reagente coletor é adsorvido na superfície das partículas do nosso interesse, criando ou aumentando a sua hidrofobia. A adição de gás na fase polpa e captura das partículas hidrófobas caracteriza a dessorção macromolecular, retirando massa da fase líquida para o gás e mantendo o fluxo ascendente pela camada de espuma. A adição de água na superfície da espuma (lavagem) produz o arraste de partículas hidrófilas ou pouco hidrófobas de volta para a polpa, caracterizando uma absorção macromolecular, o chamado duplo mecanismo de drenagem, na fase espuma.

Na área de processos minerais diversos fatos têm dificultado a obtenção de correlações de aplicação prática entre os estudos de laboratório e a operação contínua industrial. Na indústria química, pelo contrário, tais correlações são usualmente de mais fácil obtenção, devido, entre outros fatores, ao conhecimento que se dispõe dos Fenômenos de Transporte, fenômenos estes menos dependentes de relações de escala. A tradicional abordagem da flotação, empregando analogias com conceitos de cinética das reações químicas, não consegue representar adequadamente o processo real de concentração de massa. Entretanto, as diferenças dos fenômenos que ocorrem nesses dois ramos da engenharia não permitem realizar diretamente tal abordagem, como se indica na **Tabela 1.1.1**.

Tabela 1.1.1 – Transferência de Massa

Item	PROCESSOS QUÍMICOS	FLOTAÇÃO
Fenômeno	Fenômeno de Transporte (quant. de movimento, calor e massa)	Separação e Concentração de Partículas
Transporte	Transferência Molecular de Massa	Transferência de Partículas
Mecanismo	Difusão (Lei de Ficks)	Migração Forçada
Gradiente de Transporte	Diferença de Concentração ou de Potencial Químico da substância de interesse entre as fases	Hidrofobia de algumas partículas, cujo estímulo externo força a migração
Operação	Gradiente Contínuo, sem intervenção do operador	Gradiente Natural deve ser conduzido por atuação operacional
Fenômeno Principal	Natural (forças microscópicas)	Natural + Operacional
Fases	Normalmente homogêneas (sólido, líquido, gás)	Heterogêneas (polpa, espuma)

Definida a Flotação como um fenômeno de separação com transferência macromolecular de massa, analisaremos a seguir os aspectos citados nesta tabela, tais como: transferência de massa, contato entre as fases, mecanismos de transferência, gradiente e forças impulsoras nas fases envolvidas e aspectos operacionais, da forma convencional da engenharia de processos, como são estudadas as operações da engenharia química.

1.1.2 Transferência de Partículas

A Flotação é uma operação de separação de componentes de misturas heterogêneas de partículas suspensas em fase aquosa. O que permite separar um componente do outro é o diferente nível de hidrofobia na superfície das partículas de diferentes substâncias (**Pereira e Brandão**, 1992). Se as partículas que se pretende separar são superficialmente ativas (hidrófobas) elas se concentram na superfície quando a polpa é exposta à ação de um gás, normalmente bolhas de ar, existindo logo uma diferença de concentração da substância (partículas da substância) entre a polpa e a capa superficial da espuma. Ao recolher a capa superficial teremos conseguido uma certa separação com a concentração da substância de nosso interesse. O modo de fazer essa operação consiste em provocar uma espuma na polpa mediante a introdução de bolhas de ar dentro dela. A drenagem da espuma é útil para eliminar a maior parte do líquido, junto com as partículas de menor hidrofobia ou até mesmo hidrófilas que pudessem ter sido arrastadas junto com a água no momento da sua flotação e que não é do nosso interesse concentrar no produto. Para uma operação satisfatória a espuma deve ser razoavelmente estável, o qual requer pouca turbulência e que a camada possua alta densidade.

1.1.3 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, etc. En el caso de la Flotación, la partícula no migra por si sola, sino que es cargada por burbujas de aire, desde la pulpa hasta la espuma mineralizada donde, después de ascender hasta la porción media de la corriente de espuma (concentrado) es arrastrada. La captura de la partícula es forzada en la fase pulpa por agitación mecánica (celdas convencionales) o neumática, por ejemplo, celdas de columna. En la **Figura 1.1.1** es ilustrado un resumen conceptual de ese proceso.

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, etc. No caso da Flotação, a partícula não migra por si só, mas é carregada por bolhas de ar, da polpa até a espuma mineralizada onde, após levitar até a porção média da corrente de espuma (concentrado) é arrastada. A captura da partícula é forçada na fase polpa por agitação mecânica (células convencionais) ou pneumática, por exemplo, células de coluna. Na **Figura 1.1.1** é ilustrado um resumo conceitual desse processo.

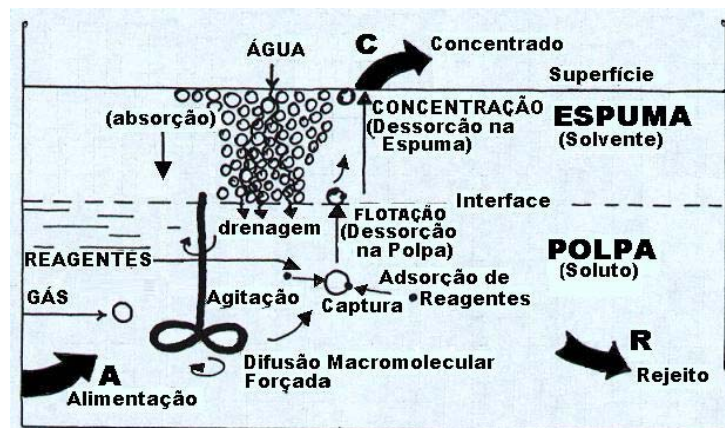


Figura 1.1.1 - Mecanismos de Transporte

Se a analogia química fosse a dessorção, a polpa residual (rejeito) seria considerada como solute. No caso de mistura e separação de líquidos imiscíveis (extração com solvente) a polpa residual seria chamada de refinado ⁽¹⁾.

(1) Como veremos no **Item 1.2**, o que acontece é um fenômeno físico-químico de superfície que produz menor tensão superficial nas partículas, definindo a sua hidrofobia. O leitor deve entender que o enfoque principal do texto é uma analogia e não necessariamente a descrição científica do fenômeno de flotação.

A dessorção continua na fase espuma (solvente) por difusão macromolecular em fluxo laminar (não turbulento), criando um gradiente organizado desde a interface até a camada superior. A espuma não é agitada, justamente para permitir este mecanismo. É adicionada água de lavagem para limpar a espuma de partículas pouco hidrófobas e de pouco conteúdo de substância do nosso interesse, as quais são drenadas de volta à polpa, configurando um processo de absorção gasosa macromolecular e estabelecendo um duplo mecanismo na fase espuma.



Se a fase espuma fosse considerada como líquido (o que ocorre quando é repolpada) poderia interpretar-se também o processo de limpeza, chamado de "Cleaner", como uma extração em fase líquida; mas, pela necessidade de mobilização das partículas mediante bolhas de ar, recomenda-se manter (teoricamente) a característica gasosa da espuma, como fase de processo. A expressão (1.1) será bastante utilizada ao longo do texto e constitui a expressão fundamental que descreve a abordagem analógica do processo de Concentração de Massa por Flotação. A interface é, em estado estacionário ⁽¹⁾, uma representação teórica do contato entre as fases, tanto na interface física que delimita a camada de espuma dentro do equipamento de contato e separação, como nos milhares de contatos: bolha / partícula que estão acontecendo em ambas fases. Ao atingir o equilíbrio, seja em estado não estacionário (célula de laboratório) ou na última célula de um banco de flotação fracionada, em estado estacionário, a transferência de partículas termina e fica definida, fisicamente, a interface final do equilíbrio, que separa definitivamente os produtos ou fases.

1.1.4 Gradiente e Forças Impulsoras

POLPA: FLOTAÇÃO

As partículas colidem com bolhas de ar quando são ativadas por energia hidrofóbica, em alguns casos natural ou própria da superfície de certas substâncias, como por exemplo, a Calcopirita, ou induzida mediante reagentes apropriados que, adsorvidos na superfície, diminuem a tensão superficial das partículas em contato com um gás, concentrando-se na superfície do líquido. A velocidade média da partícula dependerá do seu grau de hidrofobia, se aderindo mais rápido à bolha e de maneira mais forte e estável, sendo rapidamente conduzida à superfície. As partículas ficam mais hidrófobas quando estão mais liberadas da ganga (maior teor individual das partículas) e são mais bem transportadas quando possuem um determinado tamanho e peso compatível com o tamanho das bolhas, que é o veículo de transporte. Na fase polpa, mediante agitação mecânica ou pneumática, é rapidamente produzido o contato bolha/partícula, além de manter a homogeneidade necessária para essa fase (densidade, distribuição mineralógica, granulometria, etc.). A velocidade de transferência macromolecular é muito rápida, principalmente nas células mecânicas. O fluxo mássico da substância do nosso interesse ($N_x = \text{massa/tempo}$) pode ser definido mediante a seguinte expressão:

$$N_x = \text{Coeficiente de Transferência} \times \text{Área de Contato} \times \text{Gradiente} \quad (1.2)$$

(1) 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

A diferença de hidrofobia entre as partículas, que define a sua flotabilidade, é o gradiente de transporte, o qual pode ser associado ao teor individual ou liberação das partículas. O coeficiente de transferência possui as mesmas unidades do fluxo dividido pelo gradiente e pela área (massa / [tempo x área x gradiente]). Seja \underline{a} o teor médio de substância \underline{x} na massa alimentada na polpa, e \underline{r}_i o teor médio das partículas na interface entre o soluto (polpa) e o solvente (ar), como ilustrado na **Figura 1.1.2**. Acontece que:

$$N_x = K_p \times A \times (a - r_i) \quad (1.3)$$

Onde K_p é o coeficiente de transferência na fase polpa ⁽¹⁾. A diferença $(a - r_i)$ é a força impulsora que promove a dessorção macromolecular na fase polpa (captura de partículas desde a polpa para as bolhas de ar). O fenômeno que acontece na fase polpa será denominado como **Flotação Natural** e será mais bem analisado no **Item 1.3**.

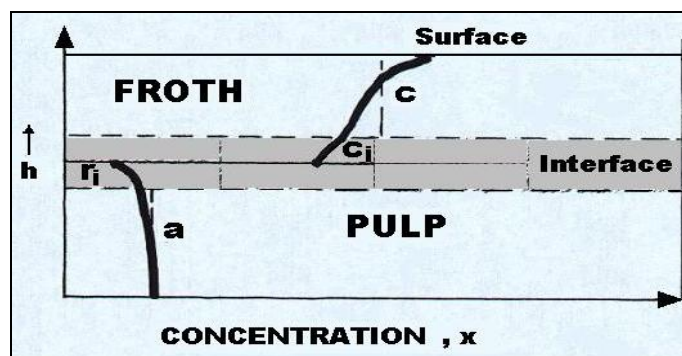


Figura 1.1.2 - Perfil de Concentração na Interface

ESPUMA: CONCENTRAÇÃO

Já na camada de espuma, as partículas se dirigem espontaneamente, pela sua hidrofobia, até o ponto de menor contato possível com a água e de menor pressão, ou seja, até a superfície da camada de espuma, em contato com a atmosfera. O regime ao qual se movimenta a partícula, em qualquer ponto em sentido vertical, dependerá do gradiente de hidrofobia nesse ponto. Como a difusão de massa não é forçada (não tem agitação), agora o seu transporte é natural e comandado por algum mecanismo análogo à difusividade naquela fase, em regime laminar.

Para o caso molecular (Treybal, 1970) a Lei de Ficks define:

$$J_A = -D_{AB} \times dC_A / dz$$

Onde:

J_A = Fluxo de A através de B;

D_{AB} = Difusividade de A em solução de B (área / tempo);

dC_A / dz = Gradiente de concentração de A na direção (eixo) z.

O sinal negativo se deve ao sentido do fluxo.

Por razões práticas, pelo fato de contar com ferramentas macroscópicas (amostragens e análises químicas), é preferível continuar observando o fenômeno baseado em coeficientes de transferência e não em difusividade, ainda considerando o duplo mecanismo existente na fase espuma.

(1) Não confundir com a constante cinética k , obtida a partir de analogias cinéticas de reações químicas e utilizada pelos modelos convencionais de Flotação (detalhes no **Capítulo 2**).

Para a fase espuma definiremos o seguinte mecanismo:

$$N_x = K_E \times A \times (c - c_i) = K_P \times A \times (a - r_i) \quad (1.4)$$

Onde K_E é o coeficiente de transferência na fase espuma, com as mesmas unidades de K_P antes definidas; \underline{c} é o teor médio da espuma concentrada e \underline{c}_i é o teor das partículas na interface. De maneira similar ao definido para a fase polpa, o gradiente $(c - c_i)$ é a força impulsora que promove a transferência de partículas desde a interface até o fluxo principal de espuma concentrada. O fenômeno que acontece na fase espuma será denominado de **Concentração**, e será mais bem analisado no **Item 1.4**. Por outro lado, no **Item 1.7** serão discutidos os fatores que afetam o fluxo de transferência de massa, da forma como são estudadas as operações da engenharia química (coeficientes, área de contato e gradientes).

1.1.5 Equilíbrio

O grau de aproximação ao equilíbrio definirá os resultados metalúrgicos do processo, o tipo de circuito, o número de etapas, as cargas circulantes ou de reciclo de limpeza, etc. O processo será mais ou menos eficiente, tanto nos resultados metalúrgicos como nos custos de produção, na medida do seu grau de aproximação ao equilíbrio. Em sistemas de duas fases (como polpa e espuma), quando estas não estão em equilíbrio, é produzida uma alteração espontânea por migração macromolecular levando o sistema ao **estado de equilíbrio**, onde cessam as alterações. Após um tempo determinado, observa-se que a concentração da substância é a mesma através de uma fase, mas não necessariamente a mesma para ambas as fases, como ilustrado na **Figura 1.1.3**. A uniformidade de ambas fases é diferente: Polpa: homogeneidade por agitação mecânica ou pneumática, onde o teor \underline{r}^* é praticamente o mesmo em qualquer alíquota de polpa amostrada; além da necessária homogeneidade física na percentagem de sólidos, distribuição granulométrica, etc. Espuma: organização vertical por hidrofobia de cada partícula.

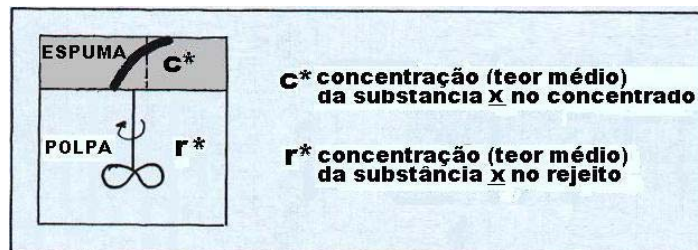


Figura 1.1.3 - Equilíbrio entre Fases Polpa e Espuma

É a uniformidade que acaba detendo o processo neto de migração ⁽¹⁾, ou seja, entre as fases a verdadeira força impulsora para a transferência macromolecular de massa é o potencial de hidrofobia entre elas e não a diferença de concentração. Por exemplo, $(c^* - r^*)$ não constitui um gradiente ou força impulsora. Como o objetivo principal do processo é separar e obter a concentração da substância do nosso interesse, dependemos das diferenças de concentração que irão acontecer no equilíbrio e não apenas dos coeficientes de transferência, apesar de que esses últimos regulam a velocidade de aproximação ao equilíbrio, controlando o tempo de flotação e de concentração e, por tanto, o tamanho dos equipamentos, o circuito como um todo e os custos de operação.

(1) No **Item 1.6** veremos que este equilíbrio é dinâmico, onde as alterações podem continuar, mas cessa a transferência "relativa" ou "neta" de massa entre as fases.

1.1.6 Fenômeno Natural vs. Fenômeno Real

*En muchos procesos, la ocurrencia del **fenómeno natural** no se encuentra debidamente representada por la actuación real dentro de las plantas de tratamiento. En el caso de la Flotación, el fenómeno natural ocurre “para arriba”, donde el transporte selectivo y macromolecular de masa, desde la pulpa, forma una espuma enriquecida de sustancia de nuestro interés. Pero, en la práctica industrial en operaciones continuas, el **Concentrado** es apenas aquella cantidad parcial de espuma efectivamente retirada de la celda de flotación. Las tentativas de simulación a partir de la cinética del fenómeno natural de flotación, definida en celdas del tipo “batch” de laboratorio, tienen muy poca aplicación en la planta industrial, si en la práctica, dentro de ciertos límites, el operador concentra la masa que juzga conveniente en una determinada etapa del proceso. La ocurrencia práctica de muchos procesos (operación) no es realizada sin la ayuda de actuaciones físicas externas al proceso natural, con el objetivo de vencer fuerzas de oposición al flujo (fuerzas de gravedad, viscosidad, etc.).*

Em muitos processos, a ocorrência do **fenômeno natural** não se encontra devidamente representada pela atuação real dentro das usinas. 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 de interesse. Mas, na prática industrial em operações contínuas, o **Concentrado** é apenas aquela quantidade parcial de espuma efetivamente retirada da célula de flotação. As tentativas de simulação a partir da cinética do fenômeno natural de flotação, definida em células do tipo “batch” de laboratório, têm muito pouca aplicação na usina industrial, se na prática, dentro de certos limites, o operador concentra a massa que julga conveniente em uma determinada etapa do processo. A ocorrência prática de muitos processos (operação) não é efetivada sem a ajuda de atuações físicas externas ao processo natural, com o objetivo de vencer forças de oposição ao fluxo (força de gravidade, viscosidade, etc.).

Assim, é usual o emprego de operações por etapas, onde a atuação operacional assume maior importância. 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. Como veremos ao longo do texto, o modelo proposto em geral para as operações de beneficiamento, chamado de **Modelo Operacional**, recebe este nome justamente por considerar as atuações do operador dentro das equações do modelo. No caso da Flotação, a quantidade de massa concentrada depende da atuação do operador, na manipulação do nível de polpa nos bancos de flotação. Deste 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.

$$\text{FENÔMENO NATURAL} + \text{OPERACÃO} = \text{FENÔMENO REAL} \quad (1.5)$$

1.1.7 Concentração de Massa por Flotação

Utilizando-se dos conceitos expostos anteriormente, à luz do **Modelo Operacional**, definiremos o processo de Flotação como uma operação unitária de separação por transferência macromolecular de massa. Esse processo terá dois componentes principais: Flotação Natural e Concentração, e três mecanismos macroscópicos: Cinética, Seletividade e Condições de Equilíbrio.

1. **Flotação Natural: Captura e transferência de massa da polpa para a espuma**
Aproveitando a diferença de hidrofobia de determinadas partículas. Nesse primeiro componente, possível de avaliar macroscopicamente através da “**Cinética de Flotação**” (Capítulo 2) e também pela “**Seletividade**” (Capítulo 3), torna-se possível estudar e simular o fenômeno de Flotação Natural (ou apenas “Flotação”, como é normalmente definido pela literatura convencional) e a sua extrapolação para a escala industrial, chamada de desbaste ou Rougher. Nessa fase, a flotação pode ser estudada como um processo de dessorção macromolecular, onde partículas são transferidas do líquido para o gás e, a seguir, da interface para a superfície da camada de espuma.
2. **Concentração: Transferência macromolecular de massa da espuma para a água**
Limpando a espuma produzida através do primeiro mecanismo das partículas menos hidrófobas (ganga e mistos pobres), produzindo um concentrado de substância do nosso interesse. Nesse segundo componente, possível de avaliar macroscopicamente através da “**Seletividade**” (Capítulo 3), pode-se tentar estudar e simular o fenômeno de concentração e sua extrapolação para a escala industrial, chamada de etapa de limpeza ou Cleaner. Em processos compostos de flotação (por etapas), a concentração pode ser estudada como um processo de absorção macromolecular gasosa (espuma e água) em contra corrente com a dessorção iniciada na flotação natural (duplo mecanismo), como são avaliadas as operações da engenharia química, através da “**Curva de Equilíbrio**” e a “**Linha de Operação**”.

1.2 Captura e Transporte

1.2.1 Fundamentos Científicos da Flotação

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 (química de superficies, modelos cinéticos para la evaluación de reactivos, manuales de fabricantes de equipos, etc.), como una sumatoria de conocimientos y conclusiones experimentales aisladas, sin espina dorsal y con poca relación cuantitativa entre ellos.

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 (química de superfícies, modelos cinéticos para avaliação de reagentes, manuais de fabricantes de equipamentos, etc.), como uma somatória de conhecimentos ou conclusões experimentais isoladas, sem espinha dorsal e com pouca relação quantitativa entre eles. Neste item tentaremos analisar, sucintamente, os contextos microscópicos e macroscópicos que as atuais interpretações teóricas do processo têm permitido, ou seja, a visão convencional da flotação, com a qual o leitor estará mais familiarizado. A captura e o transporte seletivo desde a fase polpa para a fase espuma de pequenas partículas de minério aderidas a bolhas de ar (partículas hidrófobas), seguidas pela sua elevação até a superfície da espuma, onde elas são coletadas, é a operação unitária de separação mecânica de massa conhecida como “flotação”, chamada também de “técnica de separação”. A interpretação fenomenológica direta dessa operação tem grande complexidade devido à existência de três fases inter-relacionadas – sólido, líquido e gás, conformando um ambiente normalmente pouco homogêneo onde essas fases se misturam – polpa e espuma – criando novas complicações para o seu estudo.

Para maior complexidade, existe um outro mecanismo de retorno de massa ⁽¹⁾ desde a espuma para a polpa - **Arbitrer e Harris (1962)**, **Harris e Rimmer (1966)** - conformando então, como mínimo, três etapas para os fenômenos de flotação:

- b) **Captura** de partículas em bolhas de ar;
- c) Ascensão da bolha carregada da polpa para a espuma (**Flotação Natural**);
- d) Transporte seletivo através da camada de massa concentrada (**Concentração**).

O tamanho da partícula, suas características mineralógicas e de superfície específica, e o peso específico, entre outras condições, são fatores importantes da **fase sólida**. A superfície da partícula pode ser “condicionada” para torná-la mais “hidrófoba”, obtendo um menor ângulo de contato com a água, mediante o emprego de reagentes químicos especiais. A **água** é normalmente o meio no qual se produz a “captura” da partícula e o seu transporte para a fase espuma; suas características tais como pH, impurezas (íons em solução ou lamas) e aspectos hidrodinâmicos (turbulência, agitação, etc.) facilitam ou dificultam o transporte de partículas ou a aderência necessária entre as fases: sólido e gás. A quantidade de **ar**, a pressão imposta e sua distribuição no meio aquoso na forma de espuma são variáveis que têm as maiores influências no processo, inclusive como veículo de transporte. O sólido na fase aquosa (polpa) cria condições de viscosidade que se constituem em novas variáveis para o processo.

1.2.1 Avaliação Microscópica

La explicación microscópica del fenómeno de captura puede ser encontrada en la literatura especializada sobre “Química de Superficies”. El fenómeno de flotación (flotación natural) es explicado por los efectos físico-químicos en la superficie de algunos minerales (hidrofobia) y por la adición de determinados reactivos que: modifican el medio acuoso donde ocurre el fenómeno (modificador de pH), atacan la superficie del mineral de interés reduciendo el ángulo de contacto entre este y el agua (colector), o que facilitan la producción de espuma (espumante) para que las partículas colectadas, en estado hidrófobo, migren (floten) hasta la superficie del equipo (celda de flotación), después de adherirse a las burbujas de aire artificialmente producidas.

A explicação microscópica do fenômeno de captura pode ser encontrada na literatura especializada sobre “Química de Superfícies”. O fenômeno de flotação (flotação natural) é explicado pelos efeitos físico-químicos na superfície de alguns minerais (hidrofobia) e pela adição de determinados reagentes que: modificam o meio aquoso onde ocorre o fenômeno (modificador de pH), atacam a superfície do mineral de interesse reduzindo o ângulo de contato entre este e a água (coletor), ou que facilitam a produção de espuma (espumante) para que as partículas coletadas, no estado hidrófobo, migrem (“flotem” ⁽²⁾) até a superfície do equipamento (célula de flotação), após aderirem às bolhas de ar artificialmente produzidas. Não é o objetivo deste texto aprofundar nessa importante área de pesquisa. Sugerimos ao leitor estudar os autores clássicos como: **Gaudin, Wark, Taggart** e outros.

Estudos eletroquímicos desenvolvidos para a flotação de sulfetos minerais concluem que a carga elétrica na superfície das partículas é de fundamental importância na adsorção do coletor e, por tanto, da performance da flotação. Estudos de oxidação superficial da Calcocita (Cu₂S) indicam uma significativa melhoria na flotabilidade desse minério a partir de valores de Eh acima de "zero" volts.

(1) Geralmente, o conceito de "massa" utilizado ao longo do texto irá referir-se a partículas.

(2) Utilizaremos o tempo verbal "flotem" ao invés de "flutuem" para diferenciar melhor os conceitos de Flotação e Flutuação, muitas vezes utilizados indistintamente. A flutuação se interpreta como uma oscilação ao redor de um ponto de referência (ex: o valor do dólar flutua, mas não flota).

Chander S. (1988) desenvolve um completo estudo sobre aspectos eletroquímicos na flotação de sulfetos; em resumo, a concentração de íons metálicos em solução depende das características de oxidação do minério, em função do pH. Desse modo, diagramas Eh-pH representam a condição termodinâmica do minério em solução de coletor. Dois mecanismos principais são indicados para essa abordagem, na flotação de sulfetos: a variabilidade do grau de adsorção química do coletor, e/ou a formação de enxofre elementar (S^0) na superfície da partícula mineralizada. Na ausência de coletor (partículas com hidrofobia natural) foi comprovada a formação da camada de enxofre elementar, para minério de Calcopirita (**Kelebek e Huls**, 1991). Diferentes minérios possuem diferentes potenciais, e a utilização e a alteração desse potencial poderia ser uma maneira de atingir alguma forma de controle sobre o processo (**Suttill**, 1990). Na prática, a manipulação e o controle do pH define a relação Eh-pH do sistema, onde o Eh é apenas uma consequência de processo e não uma variável em si mesma.

O Eh é medido como potencial eletroquímico da polpa, que ocorre em função do pH. A complexidade das interações no ambiente químico da flotação de sulfetos parece ser a razão da pouca aplicação efetiva desta forma de controle (detalhes no **Volume 2**). Uma das maiores dificuldades continua sendo o inadequado "scale-up" que o atual conhecimento da flotação oferece para levar os resultados do laboratório para a usina industrial.

O estudo dos mecanismos, nesta direção microscópica, pode ser dividido em:

- a) **física de flotação:** fenômenos de hidrofobia e hidrofilia; interações bolha / partícula, (cinética microscópica); interações entre partículas (lamas, floculação, etc.).
- b) **controle químico:** controle das propriedades de hidrofobia ou de hidrofilia das partículas; adsorção seletiva de reagentes (Química de Superfícies); controle da geração de espuma; controle da interação entre partícula / partícula; aspectos eletroquímicos e termodinâmicos (Eh / pH).
- c) **aspectos mecânicos:** geração e dispersão de bolhas; dispersão e suspensão de partículas; cinética microscópica.

Em grande parte o escopo convencional da Flotação está focado na fase polpa, ou Flotação Natural, a qual se reflete na prática para a operação de desbaste ou Rougher, onde a primeira separação de partículas é realizada e o seu grau de hidrofobia fica estabelecido. De acordo com expressão (1.3), a força impulsora ou gradiente na fase polpa ($\mathbf{a} - \mathbf{r}_i$) pode ser maximizado mediante o aprimoramento das matérias listadas em itens a, b e c citados acima. Muitos desses aspectos serão discutidos ao longo do texto. A abordagem do **Modelo Operacional** não cria conflito com os conhecimentos atuais sobre o processo, mas proporciona uma orientação prática aos benefícios advindos do seu aprofundamento, e eles são:

- maximizar o gradiente ($\mathbf{a} - \mathbf{r}_i$), por tanto, aumentar a recuperação metalúrgica;
- otimizar a velocidade de aproximação ao equilíbrio, o tempo de flotação e o coeficiente de transferência;
- estabelecer relações confiáveis de scale-up.

1.2.3 Avaliação Macroscópica:

El transporte de masa debido a la flotación y sus consecuencias metalúrgicas pueden ser evaluados, de manera macroscópica, a través de los resultados de los análisis químicos de ensayos de laboratorio realizados con celdas de bancada (“batch”). La “Cinética de Flotación”, o el estudio del perfil de velocidades de transferencia de masa y de aproximación al equilibrio, la “Selectividad”, o factor de separación entre el concentrado de la sustancia de interés y la ganga, y las “Condiciones de Equilibrio”, analogía utilizada con los procesos químicos, serán los mecanismos macroscópicos utilizados en este texto para evaluar el fenómeno de flotación.

O transporte de massa devido a flotação e suas conseqüências metalúrgicas podem ser avaliados, de maneira macroscópica, através dos resultados das análises químicas de ensaios de laboratório realizados com células de batelada (“batch”). A “**Cinética de Flotação**”, ou o estudo do perfil de velocidades de transferência de massa e de aproximação ao equilíbrio, a “**Seletividade**”, ou fator de separação entre o concentrado da substância de interesse e a ganga, e as “**Condições de Equilíbrio**”, analogia utilizada com os processos químicos, serão os mecanismos macroscópicos utilizados neste texto para se avaliar o fenômeno de flotação.

Cinética de Flotação: É o mecanismo macroscópico principal da flotação natural e compreende o estudo do comportamento da velocidade de transferência de massa da fase polpa para a espuma (**m** vs. t) e a velocidade de aproximação ao equilíbrio (**R** vs t). Esse tema será abordado no **Capítulo 2**, incluindo um resumo das abordagens convencionais baseadas em analogias cinéticas das reações químicas. Na fase espuma, quando ela é repolpada, também é estudado o seu contexto cinético na mesma forma.

Seletividade: Considerada como um fator de separação, esta propriedade macrofenomenológica do processo é estudada com bastante profundidade no **Capítulo 3**, para as fases polpa e espuma. Por exemplo, reagentes coletores são adsorvidos seletivamente (preferencialmente) por determinadas partículas; também, certas partículas são separadas com maior nitidez das outras que não são do nosso interesse, ou seja, de maneira mais seletiva.

Condições de Equilíbrio: O grau de aproximação ao equilíbrio definirá a eficiência metalúrgica das operações de flotação. Por analogia com os processos químicos de transferência molecular de massa o **Modelo Operacional** estabelece que, existindo uma força externa que promove a transferência macromolecular de massa, neste caso a hidrofobia de determinadas partículas, o processo deve ser aproximado das condições de equilíbrio, tanto na etapa de desbaste ou Rougher, como nas operações de limpeza, onde as etapas devem operar próximas da Curva de Equilíbrio do sistema, como explicado ainda neste **Capítulo 1**.

A avaliação macroscópica do processo de flotação, pela forma convencional conhecida até agora (**D.W. Fuerstenau**, 1988), poderia incluir os seguintes aspectos, todos eles tratados neste texto, mas agora de acordo com a nova abordagem proposta:

- a) **Características Mineralógicas**: tipos mineralógicos de interesse; ganga; tamanho de liberação; presença de lamas; espécies solúveis. (detalhes nos **Capítulos 5 e 6**).
- b) **Aspectos Químicos**: coletor; ativador; depressor; modificador; espumante. (**Capítulo 4**).
- c) **Variáveis de Processo**: preparação da alimentação (moagem, deslamagem, etc.); fluxograma (circuito, etapas, etc.); tipo de células; parâmetros de operação (espessura da camada de espuma, aeração, distribuição de fluxos mediante manipulação da comporta de descarga, tempo de residência, diluição, etc.).

Esses últimos aspectos serão discutidos no **Capítulo 7**, a partir de estudos em estado não estacionário e logo, na escala contínua industrial, no **Volume 2**. As variáveis de processo são aquelas que mais dificuldades têm apresentado para as abordagens convencionais da flotação. Na **Figura 1.2.1** é mostrado um diagrama que ilustra as etapas do fenômeno de flotação, onde as partículas são submetidas aos seguintes sub mecanismos: colisão, captura (adesão), formação de um componente estável no sistema hidrodinâmico, levitação, transferência de massa da polpa para a fase espuma e permanência na fase espuma.

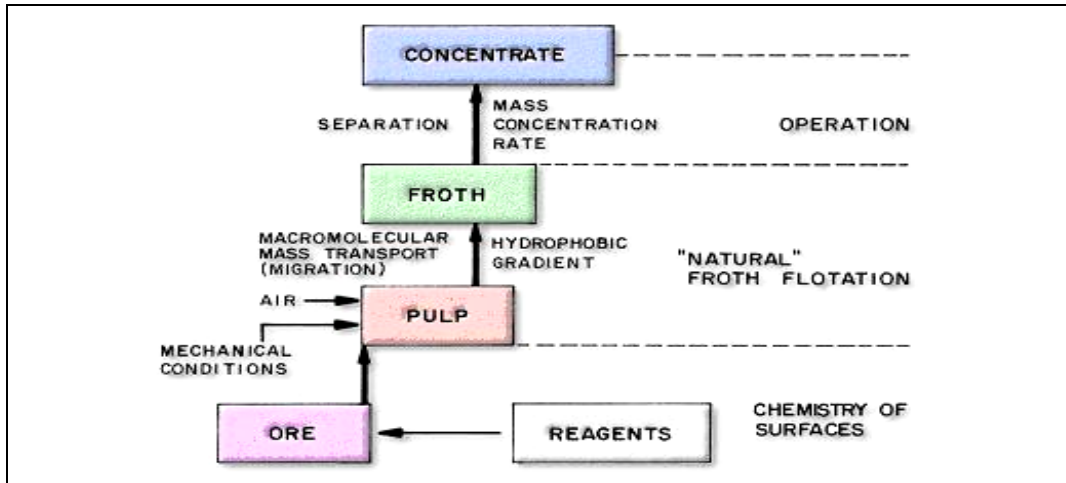


Figura 1.2.1 - Diagrama do Fenômeno Real de Flotação (Yovanovic e Freitas, 1991)

1.3 Fase Polpa: Flotação Natural

En un proceso de Concentración de Masa por Flotación, además de las fases elementales (sólido, líquido y gas), el Modelo Operacional considera dos fases específicas donde las partículas son transportadas: pulpa y espuma. La fuerza motriz del transporte es el diferente grado de hidrofobia de las partículas, y el medio de transporte es la burbuja de gas, normalmente aire. Cada fase tiene sus peculiaridades, como comentado en el ítem 1.1.4 y ahora con mayor detalle.

Num processo de Concentração de Massa por Flotação, além das fases elementares (sólido, líquido e gás), o **Modelo Operacional** considera duas fases específicas onde as partículas são transportadas: polpa e espuma. A força motriz do transporte é o diferente grau de hidrofobia das partículas, e o meio de transporte é a bolha de gás, normalmente ar. Cada fase tem as suas peculiaridades, como comentado no item 1.1.4 e agora em maior detalhe.

1.3.1 Estado Não Estacionário

Para efectos de una mejor comprensión de este texto, es importante reiterar que hemos establecido que el fenómeno de Flotación, normalmente definido y estudiado en todos los abordajes teóricos más conocidos, aquí se refiere apenas como la "flotación natural", o sea, los mecanismos de captura y transporte selectivo de masa de la pulpa para la espuma, a pesar de que ese comportamiento pueda ser constantemente modificado y perfeccionado, inclusive hasta modelado matemáticamente. Por otro lado, la Concentración se refiere al retiro efectivo de masa enriquecida de sustancia de interés venciendo, mediante actuación operacional, diversas dificultades físicas que interrumpen el gradiente natural de transporte de masa en la fase espuma, constituyendo la suma de ambos enfoques la Flotación Real, aquí llamada de "Concentración de Masa por Flotación", observada en la práctica comercial. La Concentración es una forma de administrar el fenómeno natural de Flotación.

Para efeitos de uma melhor compreensão deste texto, é importante reiterar que temos estabelecido que o fenômeno de **Flotação**, normalmente definido e estudado em todas as abordagens teóricas mais conhecidas, refere-se aqui apenas como a “**flotação natural**”, ou seja, os mecanismos de captura e transporte seletivo de massa da polpa para a espuma, mesmo que esse comportamento possa ser constantemente modificado e aperfeiçoado, inclusive até modelado matematicamente. Por outro lado, a **Concentração** se refere à retirada efetiva de massa enriquecida de substância de interesse vencendo, mediante atuação operacional, diversas dificuldades físicas que interrompem o gradiente natural de transporte de massa na fase espuma, constituindo a soma de ambos enfoques a **Flotação Real**, aqui chamada de “Concentração de Massa por Flotação”, observada na prática comercial. A Concentração é uma forma de administrar o fenômeno natural de Flotação.

Ou seja, a **Concentração de Massa por Flotação**, fenômeno macrofenomenológico observado à luz do **Modelo Operacional** e que estamos introduzindo neste texto, compreende a **integração** de dois mecanismos principais: a **Flotação Natural** (captura e transporte seletivo “para cima” de massa da polpa para a espuma) e a **Concentração** (separação e retirada efetiva da massa flotada, em forma de concentrado). Na **Figura 1.3.1** são mostrados resumidamente os dois mecanismos principais para um **sistema não estacionário**, em célula “batch” onde, dentro de certas limitações, o concentrado pode ser retirado da célula no momento em que a massa for flotada (sistema também chamado de semibatch, neste caso), como acontece em algumas experiências de laboratório.



Figura 1.3.1 - Mecanismos em Sistema Não Estacionário (Yovanovic e Freitas, 1991)

Desse modo, neste caso particular, a concentração é uma simples consequência metalúrgica do fenômeno natural de flotação e, conceitualmente, os fenômenos de flotação real e flotação natural se confundem, pois conduzem mais ou menos aos mesmos resultados macroscópicos (na mesma base de tempo).

A grande confusão teórica com a qual convivemos até hoje é que o desenvolvimento científico dessa importante operação unitária tem evoluído apenas considerando a flotação natural. Junto com a pouca aplicação prática dos modelos de simulação pretendidos com essa abordagem, esse restrito círculo acadêmico acaba considerando que a operação do processo real de flotação é apenas uma “arte”.

“Although there is a scientific basis for flotation separations, it is still an art”

SME – MINERAL PROCESSING PLANT DESIGN

Mular, Bhappu, Editors

2nd Edition, 1980, pp 193

“It has often been said that flotation is more of an art than a science”

SME – MINERAL PROCESSING HANDBOOK

N. L. Weiss, Editor, 1985, pp 30-96

Seja m a massa alimentada na célula de flotação. O transporte macromolecular de massa por flotação é igual à velocidade de remoção daquela quantidade de material do interior da célula, ou velocidade de transferência de massa polpa/espuma:

$$dm / dt = - k m \quad (1.6)$$

Este conceito é análogo ao da cinética de uma reação química irreversível de primeira ordem, onde k é a constante cinética de concentração (t^{-1}).

Seja C a massa de concentrado retirada da célula num instante t , e suponhamos que a seguinte igualdade possa ocorrer: $dC / dt = dm / dt$ (1.7)

Ou seja, a massa flotada e convertida numa espuma mineralizada são retiradas sob a forma de concentrado na mesma velocidade em que é produzida, como ilustrado na Figura 1.3.1. Assim, num instante de tempo qualquer: $C = k m \Delta t$ (1.8)

As equações (1.7) e (1.8) representam as condições “ideais” da flotação real, que ocorrem usualmente em condições não estacionárias, onde se torna possível obter resultados macroscópicos refletindo o fenômeno de flotação natural. Nessas condições é possível obter uma análise qualitativa das diversas variáveis que influenciam a flotação natural.

1.3.2 Transferência de Massa por Flotação

*En la práctica, en celdas mecánicas, el integral contacto burbuja/partícula es obtenido en menos de 1 minuto. En celdas de columna, donde la agitación neumática no es tan intensa, son esperados tiempos bien superiores (20 a 30 minutos). La celda **Jameson**, como veremos en **Volumen 2** y que es una variedad de la celda de columna, reduce el tiempo para 5-6 minutos. Ese tiempo de contacto no es exactamente el necesario para la flotación; por ejemplo, el hecho de que la pulpa adquiera homogeneidad física en apenas 1 minuto en una celda mecánica no significa que el proceso haya alcanzado el equilibrio, el cual precisa de un tiempo mínimo de captura y flotación adicionando varias celdas en el banco de flotación.*

Na prática, em células mecânicas, o integral contato bolha/partícula é obtido em menos de 1 minuto. Em células de coluna, onde a agitação pneumática não é tão intensa, são esperados tempos bem superiores (20 a 30 minutos). A célula **Jameson**, como veremos no **Volume 2** e que é uma variedade da célula de coluna, reduz o tempo para 5-6 minutos. Esse tempo de contato não é exatamente o necessário para a flotação; por exemplo, o fato de a polpa adquirir homogeneidade física em apenas 1 minuto numa célula mecânica não significa que o processo tenha alcançado o equilíbrio, o qual precisa de um tempo mínimo de captura e flotação adicionando várias células no banco de flotação.

Como na realidade não existe a difusão dentro da fase, pois a difusividade é uma característica das moléculas individuais, a homogeneidade da fase é obtida mediante agitação mecânica ou pneumática. Essa agitação depende do tipo de célula utilizada, onde é possível obter valores homogêneos de distribuição granulométrica, gravidade específica, tamanho, porcentagem de sólidos, etc., vencendo outras forças que concorrem com o processo, notadamente a força de gravidade e a viscosidade. No âmbito molecular essa condição seria chamada de difusão forçada, onde a velocidade de transferência é máxima.

No caso da difusão molecular, a modo de exemplo, **Treybal R.E.** (1970) comenta que uma solução salina em contato superficial com uma camada de água pura de 75 cm de espessura, colocada acima dela, demoraria 10 anos em atingir 87,5% da concentração final de sal na superfície (concentração de equilíbrio), ou 28 anos em atingir 99%. Num tanque agitado, esta mesma solução ficaria totalmente uniformizada em 30 segundos. Na **Figura 1.3.2** é ilustrado um esquema que ilustra a transferência de massa na flotação em estado não estacionário. A concentração (teor médio) da substância do nosso interesse cai de \underline{a} para \underline{r} , num tempo total \underline{t} .

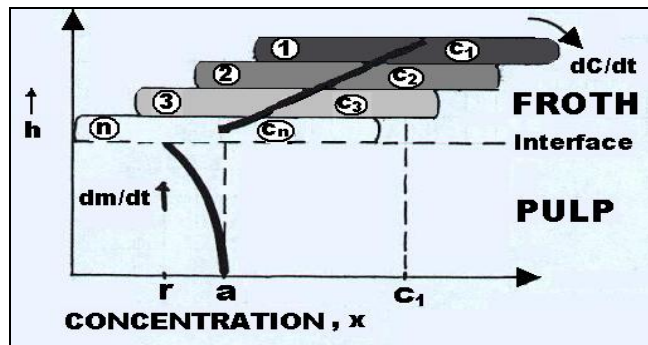


Figura 1.3.2 - Transferência Macromolecular em Estado Não Estacionário

O concentrado é retirado mediante camadas de espuma com teores decrescentes em função do tempo, aonde as mais hidrófobas - e mais ricas em teor - flotam com maior velocidade, da camada mais rica, de teor \underline{c}_1 , no tempo \underline{t}_1 , até chegar à última camada \underline{c}_n de teor próximo de \underline{a} , no tempo acumulado total \underline{t} . O concentrado final possui um teor médio \underline{c} , compreendido entre \underline{a} e \underline{c}_1 . Da Figura podemos compreender um conceito fundamental no processo de concentração de massa: a obtenção de uma alíquota \underline{c}_n com teor inferior que \underline{a} significaria desconcentrar o concentrado. O **Modelo Operacional** estabelece que a fração \underline{c}_n não deve ser inferior que \underline{a} . Esta sentença é válida para a flotação Rougher e o valor de equilíbrio para esta etapa será estabelecido levando em conta esta importante definição.

1.3.3 Estado Estacionário

Eliminando el factor de cortocircuito mediante la utilización de un determinado número mínimo de celdas en serie, dentro del banco de flotación, y considerando un tiempo de residencia no inferior al mínimo requerido por el fenómeno natural, podemos esperar que: a) la concentración de la sustancia en la interfaz es representativa de la ley media de la fase pulpa, debido a la agitación; b) la sustancia en condiciones de ser transferida para la fase espuma lo hará hasta alcanzar el equilibrio. Como indicado en el ítem 1.1.4, la ley individual de la partícula (función de su liberación) o de un grupo de partículas (concentración o ley de la sustancia), es una buena medida de su hidrofobia, entonces, los gradientes de transporte que propician la transferencia de masa pueden ser establecidos en función de la ley de la sustancia hidrófoba.

Eliminando o fator de curto-circuito ⁽¹⁾ mediante a utilização de um determinado número mínimo de células em série, dentro de um banco de flotação, e considerando um tempo de residência não inferior ao mínimo requerido pelo fenômeno natural, podemos esperar que:

(1) Refere-se ao fato de que, por deficiências hidrodinâmicas na célula de flotação, parte da massa alimentada acompanha o fluxo do rejeito sem participar dos mecanismos de captura e transporte na fase polpa.

a) a concentração da substância na interface é representativa do teor médio da fase polpa, devido à agitação; b) a substância em condições de ser transferida para a fase espuma o fará até atingir o equilíbrio. Como indicado no item 1.1.4, o teor individual da partícula (função da sua liberação) ou de um grupo de partículas (concentração ou teor da substância), é uma boa medida da sua hidrofobia, então, os gradientes de transporte que propiciam a transferência de massa podem ser estabelecidos em função do teor da substância hidrófoba. Na **Figura 1.3.3** é ilustrado o mecanismo de velocidade de aproximação ao equilíbrio. A flotação real segue um outro perfil de velocidades ao observado no laboratório.

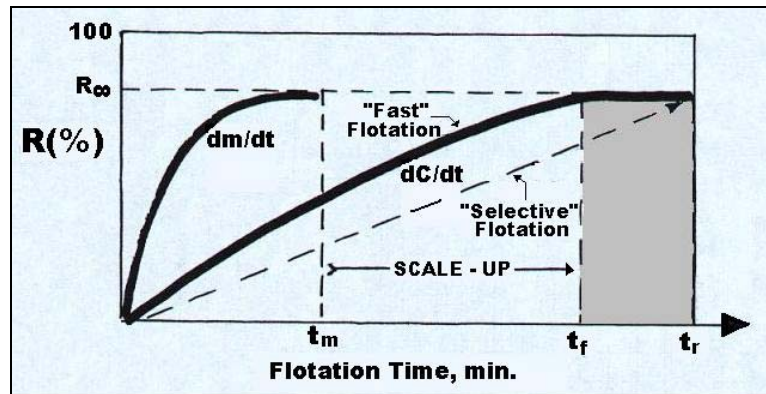


Figura 1.3.3 - Velocidade de Aproximação ao Equilíbrio da Polpa para a Espuma

A curva mais pronunciada representa a velocidade da massa flotada: $\frac{dm}{dt}$ (equação 1.6) em estado não estacionário, e a curva $\frac{dC}{dt}$ corresponde à velocidade de produção de concentrado em estado estacionário. Os símbolos utilizados na Figura 1.3.3 são:

t_m = tempo mínimo de flotação natural em estado não estacionário (laboratório).

t_f = tempo mínimo de flotação real em estado estacionário (usina).

t_r = tempo efetivo de residência na usina (detalhes no **Item 1.5**).

R = Recuperação da substância x no concentrado, %.

R_{oo} = Recuperação de Equilíbrio, onde cessa a transferência neta de massa, %.

Em Estado Estacionário, a transferência de massa cessa no tempo t_f . O espaço sombreado equivalente a $(t_r - t_f)$ corresponde, na prática industrial, à última célula do banco de flotação Rougher, quando o circuito está bem operado (flotação fracionada), onde a espuma branca sem mineralização é característica do esgotamento do processo de flotação natural. Como veremos no **Capítulo 2**, o scale-up entre t_m e t_f é fundamental no dimensionamento de circuitos de flotação. A diferença $(t_r - t_f)$ é aproveitada normalmente em favorecer a seletividade da camada de espuma, distribuindo a camada de concentrado ao longo do banco, e não em flotar mais massa que a necessária (**Capítulo 3**), como ilustrado na linha pontilhada da Figura 1.3.3.

A flotação natural é preferentemente comandada pela fase polpa, onde a primeira separação de partículas hidrófobas é feita num desbaste (flotação Rougher). Em geral, para a flotação Rougher, as células mecânicas parecem ser mais adequadas, reduzindo o tempo de residência na fase polpa e maximizando os contatos: bolha/partícula. Nas etapas de limpeza, a rigor, tudo é ou já foi espuma, e o processo de limpeza dessa espuma toma agora o controle do processo.

Então, para a fase polpa (flotação Rougher) os seguintes aspectos são fundamentais para otimizar a transferência de massa:

- Tempo de flotação não muito extenso (t_m). De 3 a 7 minutos no laboratório é uma boa prática, para evitar excesso de equipamentos na usina industrial.
- Tempo não muito curto, para evitar que o alto fluxo mássico arraste excesso de ganga até a espuma.
- A agitação é fundamental para manter a homogeneidade da fase e a maximização do contato bolha/partícula (captura).
- Estabelecer relações de scale-up para calcular t_f no Estado Estacionário.
- Maximizar a Recuperação de Equilíbrio da substância, maximizando a diferença ou gradiente ($\mathbf{a} - \mathbf{r}$), mediante o uso adequado de reagentes, pH, liberação, etc.
- A Recuperação de Equilíbrio (\mathbf{R}_e) será obtida quando a última alíquota mensurável extraída da célula possua um teor idêntico ao teor médio da alimentação.
- A dosagem de reagentes deve ser otimizada procurando obter o valor de \mathbf{R}_e na assintota da curva cinética, onde $\mathbf{R}_e = \mathbf{R}_{oo}$.

1.4 Fase Espuma: Concentração

1.4.1 Transferência de Massa na Concentração

*Existe una transferencia macromolecular de masa dentro de la fase espuma para ambos sentidos, en el eje vertical, de acuerdo con el gradiente de hidrofobia – y por lo tanto de concentración o ley individual de las partículas - entre la interfaz y la superficie de la camada. En ese caso, la agitación de la espuma (mecánica o neumática) no es conveniente para el proceso, pues crearia una indeseable homogeneización de leyes, perdiendo el objetivo de la concentración. En la **Figura 1.4.1** es ilustrado el mecanismo de transporte en la fase espuma.*

Existe uma transferência macromolecular de massa dentro da fase espuma para ambos sentidos, no eixo vertical, de acordo com o gradiente de hidrofobia – e, por tanto, de concentração ou teor individual das partículas - entre a interface e a superfície da camada. Nesse caso, a agitação da espuma (mecânica ou pneumática) não é conveniente para o processo, pois criaria uma indesejável homogeneização de teores, perdendo o objetivo da concentração. Na **Figura 1.4.1** é ilustrado o mecanismo de transporte na fase espuma.

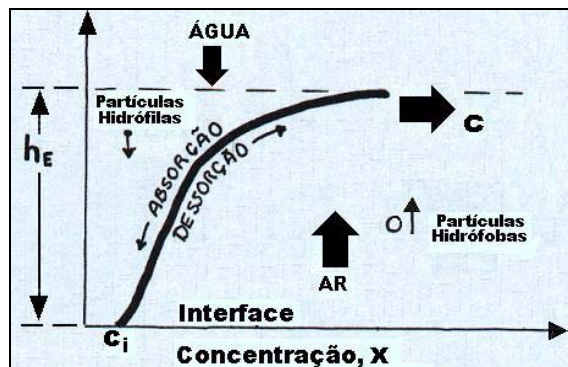


Figura 1.4.1 - Transferência de Massa na Fase Espuma (Contato Contínuo)

Fuerstenau D.W. (1988) comprova essa tendência de enriquecimento vertical, mediante amostragem numa coluna de flotação operando em contato contínuo. O processo de concentração ou enriquecimento, mediante a lavagem da espuma com água, pode ser efetuado em forma contínua (contato contínuo), mantendo propositamente as fases polpa e espuma distantes do equilíbrio. Isso pode ser executado, por exemplo, numa profunda camada de espuma e por tanto com alto tempo de residência, retirando apenas a camada superior em fluxo contínuo (células de coluna). A camada de espuma é permanentemente lavada com água, na forma de chuva fina (spray), cujo retorno para a fase polpa arrasta (drena) partículas de baixa hidrofobia que foram desnecessariamente flotadas na etapa Rougher e que agora contaminam o concentrado, reduzindo o teor global **c**.

Como observado na Figura 1.4.1 anterior, o teor da substância do nosso interesse é função da sua posição relativa no eixo vertical da camada de espuma.

$$c = f(h_E) \quad (1.9)$$

As células mecânicas convencionais são acomodadas em bancos de varias unidades onde, em caso de dispor de tempo suficiente de flotação ($t_r > t_f$), podem operar de maneira fracionada ou semicontínua (detalhes no próximo **Item 1.5**), atingindo resultados próximos do equilíbrio na última célula do banco, quando bem operado.

Na prática industrial, os bancos de flotação de limpeza são acomodados em etapas em contracorrente (Cleaners), onde a água de lavagem percorre em sentido contrário ao fluxo principal de espuma concentrada, drenando (absorvendo) as partículas indesejáveis até o fluxo de rejeito cleaners. Essa disposição de etapas em contracorrente acelera a transferência de massa na fase espuma, como demonstrado nas operações químicas (moleculares). A coleta da camada superior da espuma, em baixo fluxo mássico, envolverá um alto teor no concentrado, porém uma baixa recuperação da substância do nosso interesse. Os objetivos metalúrgicos do processo terão que ser decididos por escolha técnico/econômica do Ponto de Operação, situado na curva de resultados metalúrgicos de cada usina, como ilustrado na **Figura 1.4.2**.

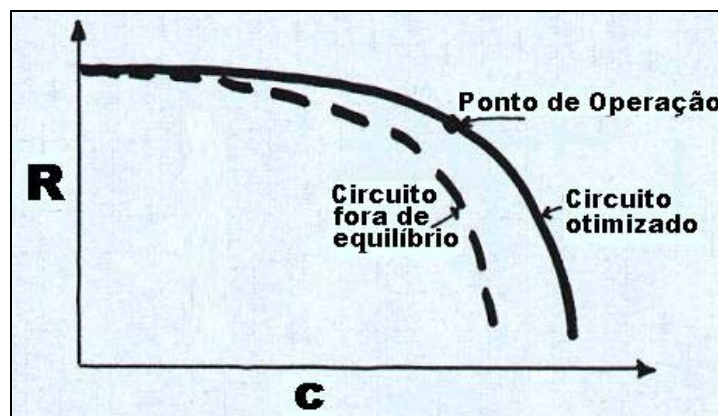


Figura 1.4.2 - Curva de Resultados Metalúrgicos

A linha pontilhada da figura reflete uma operação deficiente da usina, como será mais bem analisado no **Volume 2**. A operação de Concentração de Massa por Flotação considera a aplicação de quatro **Princípios** (definições conceituais) e três **Leis** (equações matemáticas simples), que serão desenvolvidas ao longo dos dois Volumes e cuja utilização constitui-se numa aproximação conveniente do processo. A seguir é apresentado o Primeiro Princípio do **Modelo Operacional** aplicado à Concentração de Massa por Flotação.

1.4.2 Primeiro Princípio Operacional

En la evaluación real del proceso de flotación, principalmente en operaciones en estado estacionario, ocurre que: "LA MASA FLOTADA EN UNA OPERACIÓN UNITARIA DE FLOTACIÓN ES RETIRADA DE LA CELDA A UNA VELOCIDAD MENOR CON QUE ELLA ES TRANSFERIDA DE LA PULPA PARA LA ESPUMA".

Na avaliação real do processo de flotação, principalmente em operações em estado estacionário, ocorre que: **"A MASSA FLOTADA NUMA OPERAÇÃO UNITÁRIA DE FLOTAÇÃO É RETIRADA DA CÉLULA NUMA VELOCIDADE MENOR DO QUE A DE SUA TRANSFERÊNCIA DA POLPA PARA A ESPUMA".**

Isto é,
$$dC / dt < dm / dt \quad (1.10)$$

Várias aplicações deste Primeiro Princípio serão discutidas ao longo deste **Volume 1** e, entre elas, surge a 1ª Lei do Modelo, tratada no item 1.4.3 a seguir. Na **Figura 1.4.3** é ilustrado um resumo conceitual deste importante Princípio, e suas conseqüências são de fundamental importância para a compreensão do fenômeno real de flotação (ou seja, Flotação + Concentração). O leitor pode revisar os conceitos discutidos no item 1.3.1, para o sistema não estacionário, onde são utilizadas as mesmas expressões. Muitos dos conceitos resumidos neste Primeiro Princípio já foram discutidos anteriormente e aqui são mais bem detalhados.

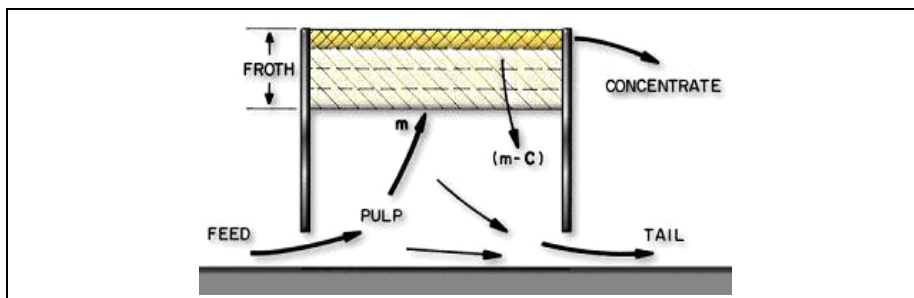


Figura 1.4.3 - Primeiro Princípio Operacional (Yovanovic e Freitas, 1991)

- O “concentrado” não é toda a “espuma” produzida, mas apenas a fração de massa efetivamente retirada da célula ou células de flotação.
- Como as condições de operação em uma célula ou banco de células de flotação definem uma camada de espuma de espessura relativamente constante, ocorre que:
 - O diferencial de massa $d(m - C) / dt$ ingressa na camada de espuma e com isso um volume equivalente de água é devolvida à pulpa, arrastando uma certa quantidade de partículas de baixa hidrofobia.
 - O fato anterior produz um incremento na densidade de pulpa da espuma, equivalente à diferença entre a massa flotada e a massa concentrada.
- Em circuitos de limpeza (“Cleaners”), onde se opera com maior espessura de camada de espuma, ocorre também que:
 - A simulação por analogias cinéticas do fenômeno natural de flotação, já complicada na sua estrutura e questionada na sua validade prática, teria que se basear no mínimo em duas fases, pulpa e espuma, deixando de ser de 1ª ordem.

- Produz-se um gradiente hidrofóbico dentro da própria camada de espuma, causando um novo mecanismo de transporte de massa enriquecida (seletividade por efeito espuma) da interface espuma / polpa até a superfície da célula (dessorção) e, em contra-corrente, um fluxo de água arrastando partículas de ganga ou de baixa hidrofobia (absorção).
- d) Num processo em estado estacionário, a velocidade de concentração não apresenta na prática o mesmo perfil observado em células do tipo “batch”. Por outro lado, a quantidade de massa concentrada é inferior àquela naturalmente flotada.

$$C < k m \Delta t \quad (1.11)$$

Para a fase espuma, preferentemente na flotação de limpeza, podemos destacar os seguintes aspectos para otimizar a transferência macromolecular da massa entre a interface e a superfície da camada de espuma:

- Para maior tempo de residência, por exemplo, maior altura da camada de espuma, melhora a transferência de partículas, principalmente a drenagem ou absorção macromolecular das partículas menos hidrófobas que voltam para a polpa. Ou seja, melhora a seletividade do processo ⁽¹⁾.
- O sistema de etapas em contracorrente, como observado nos processos moleculares, acelera a transferência macromolecular de massa na espuma.
- É conveniente para o processo promover uma boa estabilidade para a camada de espuma, permitindo a transferência laminar com as vantagens indicadas no item 1.1.4. Na prática, isso é possível mediante: maior altura da coluna, baixa velocidade de fluxo, maior densidade, ausência de agitação, etc.
- Processos pouco seletivos irão precisar de maior quantidade de etapas de limpeza e, ao contrário, processos muito seletivos ou sem compromisso de alto teor no concentrado final podem atingir o resultado metalúrgico desejado com poucas etapas ou, inclusive, com apenas a etapa Rougher.
- Como será visto, a remoagem, que permite uma nova condição de liberação das partículas, proporcionará um incremento no gradiente e por tanto na força impulsora que promove a transferência, melhorando a seletividade e permitindo reduzir o tempo de contato entre as fases e o número de etapas. Como veremos no **Capítulo 5**, um excesso de moagem é também prejudicial para o processo.

1.4.3 Primeira Lei Operacional

A primeira Lei Operacional do processo de “Concentração de Massa por Flotação” é utilizada para converter o mecanismo natural de captura e flotação numa operação real de concentração de massas, e estabelece que:

$$R = f(Rcm) \quad (1.12)$$

$$R, \text{ é a recuperação metalúrgica do processo, definida como: } R = [C] / [A] \quad (1.13)$$

Onde [A] e [C] representam as distribuições de substância de interesse no material alimentado (polpa) e no concentrado (espuma), respectivamente.

(1) O conceito de “seletividade” será detalhado no **Capítulo 3**. Um processo pouco seletivo possui baixa capacidade de separação da substância do nosso interesse entre as fases, em relação a outras substâncias presentes na rocha.

Define-se um novo termo: **Rcm**, ou “Razão de Concentração de Massa”, que exprime a proporção entre a massa total alimentada “A” e a massa flotada e efetivamente retirada de uma célula de flotação “C” (a **Rcm** é o valor inverso do chamado “**SPLIT**”):

$$\mathbf{Rcm} = A / C \quad , \quad \mathbf{SPLIT} = C / A \quad (1.14)$$

A expressão (1.12) será denominada igualmente “Equação de Seletividade” ou de “Concentração”, e os mecanismos macroscópicos definidos neste texto serão introduzidos como consequência da sua utilização. Esta 1ª Lei é válida para um tempo de residência não inferior ao requerido pelo fenômeno natural de flotação. Ao mudar o conceito de tempo entre operações em estado não estacionário com respeito ao estado estacionário, perde-se o controle sobre a variável “tempo”, prejudicando as abordagens cinéticas convencionais do processo; além disso, acontece a desigualdade proposta na expressão (1.10) do Primeiro Princípio. Com a ajuda da 1ª Lei, os resultados metalúrgicos podem agora ser medido na mesma base (laboratório e usina) permitindo o scale-up entre ambas operações.

Na **Figura 1.4.4** é ilustrada visualmente a Primeira Lei do modelo, mostrando a conversão do fenômeno de flotação natural numa operação macroscópica real de concentração. Observando esta figura podemos compreender que, ao contrário do que é afirmado na literatura conhecida, o processo de concentração de massa numa usina de flotação depende fundamentalmente da atuação física do operador.

*En la **Figura 1.4.4** está explicada visualmente la Primera Ley del modelo, ilustrando la conversión del fenómeno de flotación natural en una operación macroscópica real de concentración. Observando esta figura podemos comprender que, al contrario de lo que se afirma en la literatura conocida, el proceso de concentración de masa en una planta de flotación depende fundamentalmente de la actuación física del operador.*

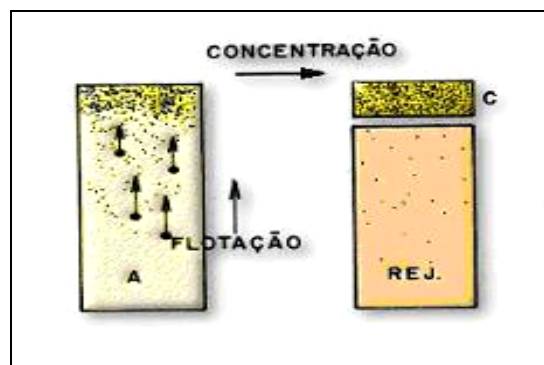


Figura 1.4.4 - Primeira Lei Operacional

*Acomodando las compuertas o válvulas de descarga de una celda o banco de celdas de flotación y la alimentación de aire (forzada o autoinducida), es posible “operar” el circuito y, dentro de ciertas limitaciones, concentrar la masa que se juzgue conveniente. Pueden obtenerse altas leyes de concentrado (con baja recuperación metalúrgica) retirando de la celda a camada superior de espuma – operación “suave”. Por otro lado, se puede apurar el circuito y retirar una mayor cantidad de masa, con mayor recuperación, sólo que con menor ley en el concentrado final – operación “rápida”. El **Modelo Operacional** no considera que la operación de plantas de flotación sea un “arte”, mas sí una técnica concreta, con orientación teórica bien definida y con consecuencias fundamentales en los resultados metalúrgicos obtenidos y en los costos de operación de la planta.*

Acomodando as comportas ou válvulas de descarga de uma célula ou banco de células de flotação e a alimentação de ar (forçada ou auto-induzida), é possível “operar” o circuito e, dentro de certas limitações, concentrar a massa que julgar conveniente. Podem-se obter altos teores de concentrado (com baixa recuperação metalúrgica) retirando da célula a camada superior de espuma – operação “suave”. Por outro lado, pode-se apressar o circuito e retirar uma maior quantidade de massa, com maior recuperação, ainda que com menor teor no concentrado final – operação “rápida”. O **Modelo Operacional** não considera que a operação de usinas de flotação seja uma “arte”, mas sim uma técnica concreta, com orientação teórica bem definida e com conseqüências fundamentais nos resultados metalúrgicos obtidos e nos custos de operação de uma usina.

Além das vantagens que o modelo apresenta na sua aplicação aos ensaios de laboratório, ele permite unir com um mesmo critério o controle e a otimização das usinas de flotação. Por outro lado, a engenharia básica dos projetos dessas mesmas usinas torna-se mais segura e simplificada, já que é possível fazer-se a avaliação não só da etapa de pesquisa em laboratório, mas também dos resultados metalúrgicos em conjunto com os demais parâmetros operacionais necessários ao projeto: balanços de massa, volumes de células, entre outros.

1.5 Contato Entre as Fases

1.5.1 Estado Não Estacionário

Nessa categoria iremos classificar os processos descontínuos, por batelada, executados comumente no laboratório. É característica do estado não estacionário que as concentrações em qualquer ponto do equipamento mudem com o tempo e, dependendo da forma como é retirada a espuma concentrada, pode ser chamada de batch, com retirada descontínua de espuma por “paletadas”, ou de semibatch, mantendo um fluxo contínuo de saída da espuma. Normalmente, quando nos referimos ao estado não estacionário, estamos falando da experiência mais comum (batch), onde o concentrado é retirado em intervalos de tempo, por pequenas camadas, criando uma série de alíquotas susceptíveis de serem analisadas quimicamente. Com esses resultados serão traçadas: a Curva Cinética (**Capítulo 2**), a Curva de Seletividade (**Capítulo 3**) e a Curva de Distribuição do Equilíbrio da Concentração (**Item 1.6** a seguir). O leitor deve ficar atento ao fato de que, normalmente, a grande maioria dos estudos sobre o tema refere-se a flotação natural, à luz de avaliações feitas em sistemas não estacionários, da forma ilustrada na **Figura 1.5.1**.

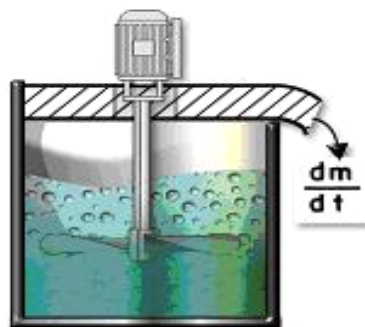


Figura 1.5.1 – Flotação em Estado Não Estacionário

Os resultados metalúrgicos possíveis de se obter em um processo de flotação em estado não estacionário, como mostrado na Figura 1.5.1, dependem basicamente de:

- a) Mineral a flotar: tamanho de liberação das partículas de interesse, teor de alimentação, espécies minerais presentes, grau de alteração da ganga, etc.
- b) Mudanças na “flotação natural”: reagentes utilizados, pH da polpa, condicionamento, qualidade da água, aeração, tempo de flotação, grau de liberação, etc.

Todos estes aspectos serão discutidos na **PARTE 2** deste **Volume 1**.

Na Figura 1.3.3 foi ilustrado o processo cinético de aproximação ao equilíbrio e se observa que é necessário um tempo mínimo t_m para atingir o equilíbrio da flotação (R_{oo}) em estado não estacionário. O maior desafio dos modelos convencionais tem sido estabelecer uma adequada relação de scale-up com os processos em estado estacionário, onde o tempo mínimo de flotação para esse sistema é difícil de definir (t_f). O **Modelo Operacional** irá utilizar a 1ª Lei, descrita pela expressão (1.12), para converter a experiência batch em processo contínuo, desde que a condição: $t_r \geq t_f$ seja cumprida.

A simulação de um processo de flotação em estado estacionário, a partir dos resultados metalúrgicos obtidos em laboratório de modo descontínuo (“batch”), é de fundamental importância para a boa compreensão dos objetivos deste texto. Num processo em estado estacionário, além das dificuldades de simulação por parte dos modelos conhecidos, a flotação é “operada” com vistas a se obter determinados resultados metalúrgicos. A Flotação Natural, então, proporciona o potencial hidrofóbico que produz a transferência macromolecular de massa para a fase espuma e a Concentração decide (administra) o grau de aproveitamento desse potencial.

1.5.2 Etapa de Flotação

Uma etapa é definida como qualquer dispositivo ou combinação de dispositivos nos quais são colocadas as fases polpa e espuma em íntimo contato, onde se produz uma transferência de massa tendente a levá-las ao equilíbrio, e onde as fases são logo separadas mecanicamente. Uma etapa ideal é aquela na qual o tempo de contato entre as fases é suficiente como para que essas fases atinjam em equilíbrio, ou fiquem próximas dele (R_{oo}). A Eficiência ou rendimento da Etapa (E_f) se define como o grau de aproximação ao equilíbrio que é obtida por uma etapa real (na usina).

$$E_f = R / R_{oo} \quad (1.15)$$

1.5.3 Estado Estacionário

No **Capítulo 14** do **Volume 2**, serão estudados os equipamentos de flotação mais comuns, com destaque para as células mecânicas (convencionais ou gigantes) e pneumáticas (de coluna e outras) ⁽¹⁾. Para uma melhor compreensão dos aspectos sobre equilíbrio, interface, curto-circuito, tempo de residência, etc. faremos a seguir uma breve descrição sobre equipamentos unitários de contato.

(1) A definição “mecânica” ou “pneumática” refere-se ao sistema de agitação na fase polpa.

CONTATO CONTÍNUO

O desvio do equilíbrio hidrofóbico (gradiente que promove o transporte) é deliberadamente mantido entre as fases polpa e espuma, estabelecendo total continuidade dos fluxos em estado estacionário, ou seja, os fluxos de alimentação, de concentrado e de rejeito. As células de coluna são tipicamente equipamentos de contato contínuo. Como ilustrado na **Figura 1.5.2**.

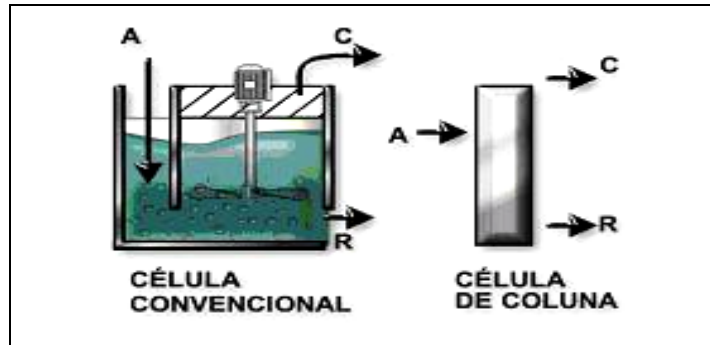


Figura 1.5.2 – Contato Contínuo das Fases

O tempo de residência depende da vazão de polpa alimentada (Q) e do volume disponível (volume útil) dentro da célula de flotação (V):

$$t_r = V / Q \quad (1.16)$$

No entanto, a seletividade obtida numa única célula mecânica convencional será normalmente inferior à obtida numa célula descontínua de laboratório, devido à existência de massa “curto-circuitada” (material que passa diretamente ao rejeito sem ter oportunidade de participar do mecanismo de “captura” pelas bolhas de ar). Por conseguinte, para uma mesma quantidade de material flotado em ambos os sistemas, para um tempo equivalente, é de se esperar uma recuperação metalúrgica inferior na célula contínua, e um menor teor do concentrado, que os valores observados no laboratório, prejudicando o scale-up.

As condições hidráulicas de distribuição de massa no produto (**SPLIT**) geralmente não permitem atingir a **Rcm** necessária com apenas uma célula mecânica de flotação. As células de coluna possuem mais recursos para operar, pois o tempo de residência é bastante alto (20 a 30 minutos, na prática industrial ⁽¹⁾). O **SPLIT** de massa concentrada permite atingir valores de **Rcm** próximos de dois, ou seja, até 50% da massa alimentada pode sair pelo fluxo de concentrado, dependendo um pouco da sua relação H/D (altura/diâmetro).

Tem-se comprovado que colunas industriais de menor H/D (10 a 20) atingem menor **SPLIT** de massa concentrada (maior **Rcm**) que as células de coluna de laboratório, de alto H/D (acima de 100). No **Item 1.7** veremos que, pela baixa área de contato físico entre as fases, a velocidade ascendente do fluxo de massa concentrada na coluna é maior que a observada nas células convencionais, que possuem maior área superficial de contato, precisando de alto consumo de água limpa para manter o bias positivo em contracorrente ⁽²⁾. Essa relação de fluxos em função da área é mostrada na expressão (1.2) no **Item 1.1**.

(1) Outras células pneumáticas, do tipo **Jameson**, operam com tempos de residência próximos de 5-6 minutos.

(2) Refere-se ao fato de que deve descer mais água de lavagem que aquela que sobe arrastada pelo alto fluxo mássico de transferência, para permitir a drenagem de partículas pouco hidrófobas de volta à polpa.

Os equipamentos de contato contínuo não permitem “visualizar” a interface, a qual é distribuída pelos contatos: bolha/partícula ao longo da célula. Fisicamente, algum grau de separação física polpa/espuma é produzido a uma determinada altura da coluna, mas que não caracteriza valores mássicos em equilíbrio, pois acabaria a transferência de massa, fato que comprovadamente não está ocorrendo. Para efeitos de scale-up do circuito Rougher (flotação) pode ser utilizada a 1ª Lei do **Modelo Operacional**, equação (1.12), onde o ponto de operação da coluna se encontra dentro da Curva de Seletividade obtida no laboratório e, no equilíbrio, como normalmente deveria operar, o ponto (R_e , R_{cm_e}) é o mesmo definido pelo laboratório, em células convencionais.

FLOTAÇÃO FRACIONADA

Para reduzir os riscos de curto-circuito e para atingir o tempo mínimo de flotação t_f , são utilizados bancos de flotação com quatro ou mais células mecânicas em série, como ilustrado na **Figura 1.5.3**. A combinação dos concentrados intermediários equivale ao concentrado da etapa, ademais, o rejeito da última célula corresponde ao rejeito da etapa. Um número conveniente de células de flotação conectadas em série elimina o problema de carga “curto-circuitada”, melhorando a seletividade do processo.

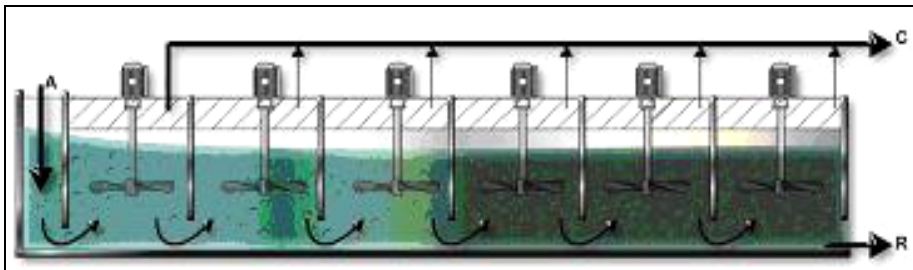


Figura 1.5.3 - Flotação Fracionada

Para um tempo de residência não inferior ao mínimo requerido pelo fenômeno natural a equação de scale-up do Rougher pode ser utilizada:

$$R \text{ (laboratório)} = R' \text{ (usina)}, \text{ para } R_{cm} = R_{cm}' \quad (1.17)$$

Mesmo operando próximo de uma condição “ideal” de flotação (equações 1.7 e 1.8), o perfil de velocidades dC/dt ilustrado na Figura 1.5.3 não é igual ao perfil obtido no laboratório, em célula descontínua, devido a fatores operacionais que distribuem a retirada de massa de forma mais ou menos equilibrada ao longo de todo o banco de flotação. Ou seja, a massa total flotada, numa condição “ideal”, poderia ser idêntica para os dois sistemas, de batelada ou contínuo fracionado. Entretanto, a evolução do fenômeno em função do tempo difere nos dois casos, como mostrado anteriormente na Figura 1.3.3. A flotação fracionada possui grandes vantagens para o processo:

- Eliminação do problema de curto-circuito.
- Redução do consumo de água em relação às colunas, pois sua maior área de contato reduz a velocidade unitária de transferência de massa, além disso, tem a possibilidade de alimentação auto-induzida de ar, mediante a sucção do sistema de agitação.
- Velocidade máxima de aproximação ao equilíbrio na fase polpa, pela agitação mecânica, e mais eficiente contato bolha/partícula.

- Possibilidade de atingir alto **SPLIT** de massa concentrada (**Rcm** < 1,5), como normalmente é necessário nas últimas etapas de limpeza. A coluna de contato contínuo tem sérias dificuldades hidráulicas para reduzir a **Rcm** para valores menores que 2, precisando-se mais de uma coluna, em série, para essas operações.
- Separação fracionada de concentrados, possibilitando a separação de fluxos, remoagem de mistos, etc.
- Visualização física da interface em equilíbrio, na forma de espuma branca ou muito pouco mineralizada, observada na última célula de flotação num banco Rougher bem operado.
- Esta última observação permite controlar adequadamente a operação Rougher, observando que a última alíquota de concentrado produzido possua um teor igual à alimentação e, ao mesmo tempo, evitar o consumo excessivo de reagentes.
- O scale-up a partir do laboratório, como já mencionado, funciona perfeitamente.

A desvantagem atribuída a esse sistema é a maior área utilizada dentro da usina, apesar de que esta maior área favorece a distribuição “suave” do fluxo mássico dos concentrados; porém, os modelos de células mecânicas de maior tamanho têm atenuado esse problema.

1.5.4 Dificuldades do Scale-Up

Continuando a listagem de fatores que afetam a flotação, iniciada no item 1.5.1 (fatores a e b), podemos agregar as seguintes situações que afetam a etapa de flotação em estado estacionário:

- c) Características da célula utilizada (aspectos hidrodinâmicos, volume interno efetivo, efeitos do curto-circuito, etc.).
- d) Mecanismo de produção efetiva de concentrado (atuação operacional). Refere-se ao **SPLIT** de massa concentrada/massa alimentada. Aplicação prática da 1ª Lei do Modelo Operacional.

*Una vez optimizadas las condiciones naturales del fenómeno, como establecido por el **Modelo Operacional**, el operador debe **inducir** los resultados metalúrgicos a sus valores óptimos, considerando los costos de operación envueltos (dosificación de reactivos, consumo de energía, etc.) y la interacción simultánea de las diferentes operaciones unitarias que intervienen en el proceso (molienda, bombeo, etc.).*

Uma vez otimizadas as condições naturais do fenômeno, como estabelecido pelo **Modelo Operacional**, o operador deve **induzir** os resultados metalúrgicos a seus valores ótimos, considerando os custos de operação envolvidos (dosagem de reagentes, consumo de energia, etc.) e a interação simultânea das diferentes operações unitárias que intervêm no processo (moagem, bombeamento, etc).

Uma boa utilização dos mecanismos macroscópicos (Cinética, Seletividade e Condições de Equilíbrio) permite avaliar e otimizar convenientemente a “Flotação Natural”, selecionando e quantificando as variáveis mencionadas no item b (item 1.5.1). Além disso, supõe-se um conhecimento prévio das características do minério (item a) e, com algum esforço, do equipamento a ser utilizado (item c, acima). A **Primeira Lei Operacional**, definida no item 1.4.3 deste Capítulo, permite avaliar convenientemente a atuação operacional (item d).

1.5.5 Flotação Composta

A **Flotação Composta**, como ilustrado na **Figura 1.5.4**, dependerá igualmente de:

- e) Operação do circuito: cargas circulantes, tratamento dos produtos intermediários ou mistos, número de etapas, operações adicionais de remoagem, etc.

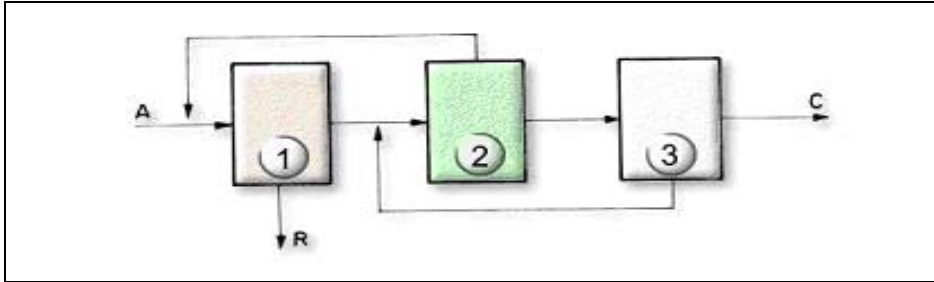


Figura 1.5.4 - Flotação Composta (circuito com várias etapas)

As variáveis descritas no item e, requerem uma abordagem totalmente diferente, baseada no processo real de flotação, e sua otimização constitui o maior espaço de atuação do operador de uma usina de flotação, como será visto no **Volume 2**. A Figura 1.5.4 ilustrou um caso comum de flotação composta, de forma resumida, onde não foram incluídas outras operações unitárias que fazem parte normalmente desses processos (remoagem, bombeamento, etc.), por não serem necessárias à explicação do conceito aqui exposto.

A abordagem desses tipos de operações deve incluir três etapas básicas:

- 1) Aperfeiçoar a flotação natural (tempo mínimo, reagentes, liberação, etc.);
- 2) Simular o processo real de concentração, de acordo com a Primeira Lei;
- 3) Otimizar o processo completo de acordo com a aplicação integral do modelo.

Os modelos tradicionais não têm permitido extrapolar para a prática industrial as etapas indicadas acima. O chamado “Locked Cycle Test” (ensaio de laboratório em bateladas que inclui a realimentação dos rejeitos intermediários do processo estudado) torna-se muito útil quando conduzido com os mesmos objetivos do que os do modelo aqui proposto (etapa 2 acima).

Em grande parte pelos aspectos citados neste item existe ainda uma grande confusão nas metodologias utilizadas para avaliar alguns processos, principalmente por:

- Identificação inadequada do mecanismo de ocorrência; por tanto, variáveis de medida e de controle também inadequadas.
- Avaliação dos resultados do processo e não do processo em si. Existe uma certa tendência em simular e projetar resultados, nem sempre otimizados. Por outro lado, na prática industrial, é comum orientar sistemas de controle automático até a maximização dos resultados globais da usina, em função de variáveis de entrada e medidas finais de saída, e não do fenômeno que ocorre no equipamento de contato, em cada operação unitária.

O problema com o processo industrial de flotação é que se torna fácil obter resultados razoáveis, porém é muito difícil obter excelentes resultados (Klimpel R., Mining Engineering, 1988); os fatores mais importantes são:

- Variabilidade do minério alimentado (aspectos físicos, metalúrgicos y propiedades de superficie);
- Variabilidade granulométrica na faixa de tamanho pretendida pela moagem;
- Características químicas da água utilizada (Ca^{++} , $\text{CO}_3^{=}$ e Fe^{++} , ou outros cátions metálicos solúveis);
- Presença de materiais orgânicos na água reciclada (por exemplo, retorno de reagentes solúveis ou parcialmente degradados);
- Falta de instrumentação on-line para monitoração e controle;
- Falhas de funcionamento dos equipamentos, em geral;
- Excesso de fluxo mássico em relação à capacidade instalada;
- Deficiente interação do operador com o processo;
- Deficiente sistema de controle da dosagem de reagentes.

1.6 Equilíbrio e Forças Impulsoras

1.6.1 Equilíbrio em Estado Não Estacionário

*Al establecer el Equilibrio entre las fases, en sistema no estacionario, cesa la transferencia relativa de masa entre ellas. Supongamos una pulpa cuyo mineral posee una ley media \underline{ac} de sustancia de nuestro interés, como ilustrado en la **Figura 1.6.1**. Creadas las condiciones físicas y químicas requeridas por la flotación natural (liberación, reactivos, etc.), al incorporar el flujo de aire algunas partículas van a ser rápidamente transferidas para la espuma, a la velocidad dm/dt . Una parte pequeña de esa masa vuelve a la pulpa junto con el agua drenada, a velocidad $d(m-C)/dt$.*

Ao estabelecer o Equilíbrio entre as fases, em sistema não estacionário, cessa a transferência relativa de massa entre elas. Suponhamos uma polpa cujo minério possui teor médio \underline{ac} de substância do nosso interesse, como ilustrado na **Figura 1.6.1**. Criadas as condições físicas e químicas requeridas pela flotação natural (liberação, reagentes, etc.), ao incorporar o fluxo de ar algumas partículas vão ser rapidamente transferidas para a espuma, na velocidade dm/dt . Uma parcela pequena dessa massa volta à polpa junto com a água drenada, a velocidade $d(m - C)/dt$.

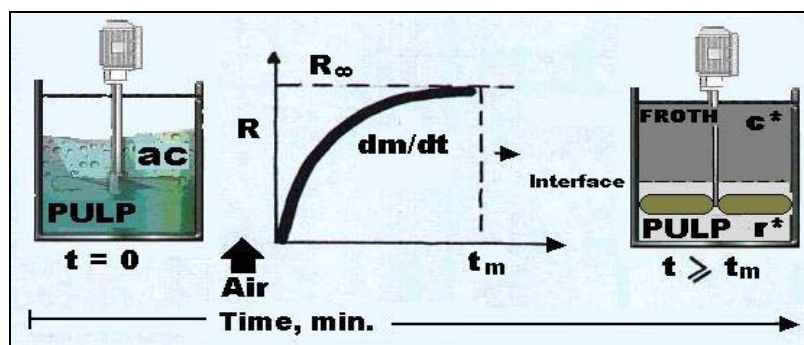


Figura 1.6.1 - Equilíbrio Dinâmico entre as Fases. Sistema Não Estacionário

Como ilustrado na Figura 1.6.1, a partir do tempo t_m cessa a transferência neta de massa, acontecendo o equilíbrio dinâmico entre elas, onde:

$$dm/dt = d(m - C)/dt = \text{próximo de "zero"} \quad (1.18)$$

Pelo potencial de hidrofobia que impulsiona a transferência, a camada total de espuma (concentrado) atinge o seu equilíbrio na concentração média \underline{c}^* , que é o teor da substância do nosso interesse. A fase espuma, mesmo em equilíbrio, possui internamente sua própria uniformidade ou organização por hidrofobia no eixo vertical da camada. A fase polpa, mediante agitação, mantém sua uniformidade baseada na homogeneidade total da fase, com teor médio \underline{r}^* . É a uniformidade das duas fases que faz deter a transferência de massa no equilíbrio. Em estado estacionário, para $t_f > t_f$ o equilíbrio dinâmico é também obtido. Com outra polpa de teor \underline{ac} superior ao ilustrado no exemplo o equilíbrio dinâmico seria atingido com novos valores de \underline{c}^* e de \underline{r}^* , também superiores aos observados na condição de equilíbrio anterior. Desse modo, podemos construir uma Curva de Distribuição do Equilíbrio (ou Curva de Equilíbrio) para o sistema espuma/polpa, como ilustrado na **Figura 1.6.2**.

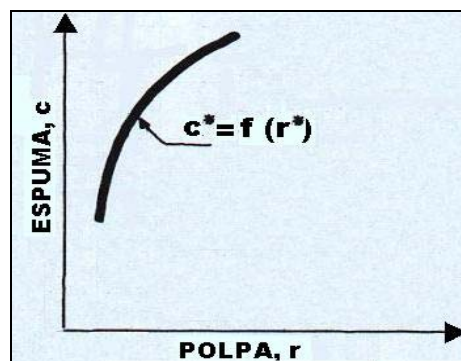


Figura 1.6.2 - Curva de Equilíbrio

Para a flotação Rougher, onde o teor alimentado não sofre grandes variações, o que realmente iremos obter no laboratório é o **Ponto de Equilíbrio**, onde os valores de \underline{c}^* e de \underline{r}^* irão resultar de outras experiências macroscópicas (Curvas Cinética e de Seletividade) que determinarão a **Recuperação de Equilíbrio do Rougher (Re)**, quando a última alíquota de concentrado \underline{c}_n possui o mesmo teor da alimentação \underline{a} (como ilustrado na Figura 1.3.2). A Curva de Equilíbrio terá especial utilidade nas etapas de flotação de limpeza, a qual, traçada para determinadas condições de flotação natural (reagentes, liberação, pH, etc.) é independente das quantidades utilizadas em cada fase e é influenciada apenas pelas condições de tempo de flotação, inclusive para o estado estacionário.

As seguintes conclusões devem ser lembradas:

- No estado de equilíbrio as concentrações não são iguais nas duas fases; o que se mantém igual é o potencial de hidrofobia, com cada fase na sua própria uniformidade. É essa igualdade de potencial que causa a detenção da transferência neta de partículas.
- Cada sistema de flotação (substância a concentrar, grau de liberação, reagentes, Eh-pH, etc.) estabelecerá sua própria relação de equilíbrio e deve ser estudada no laboratório para as condições efetivas do processo.
- Para um sistema que não está em equilíbrio, mesmo propositadamente (equipamentos de contato contínuo), os componentes entre as fases irão migrar de modo a tentar permanentemente levar o sistema para as suas condições de equilíbrio.

1.6.2 Equilíbrio em Estado Estacionário

Como a transferência neta de massa acontece da fase polpa para a espuma, deverá existir uma força impulsora na direção da transferência de massa, dentro de cada fase. As forças impulsoras ou diferenças de potencial de hidrofobia, que fazem tender o sistema para o equilíbrio, são aquelas que existem numa determinada posição do equipamento, onde as fases são contatadas, como ilustrado na **Figura 1.6.3**.

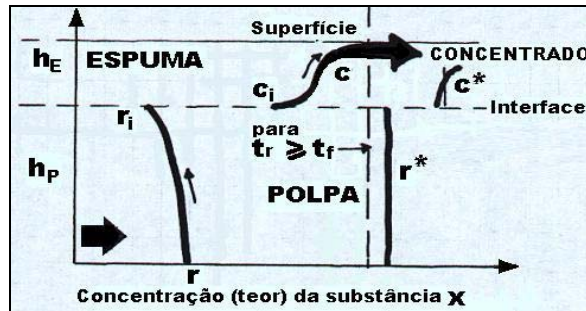


Figura 1.6.3 - Transferência de Massa entre as Fases

Num processo em estado estacionário, devido à transferência de partículas da polpa para a espuma, a concentração em cada fase muda a medida em que o fluxo de polpa avança pelo equipamento. No estado não estacionário, a concentração em cada fase muda através do tempo. Essas mudanças afetam também as forças impulsoras, as quais podem ser acompanhadas mediante balanços de massa. A concentração média da substância X avaliada em qualquer ponto da espuma concentrada, para uma alíquota com significado macroscópico, possui um teor médio \underline{c} no fluxo de massa concentrada, que cai para \underline{c}_i na interface. Na polpa, a concentração do fluxo que entra continuamente à célula cai de \underline{r} para \underline{r}_i na interface, até ficarem muito próximos estes valores na última célula do banco de flotação, quando $t_r > t_f$. Os valores de \underline{r} e de \underline{c} não são valores de equilíbrio, caso contrário não existiria transferência de massa para a espuma, como a rigor está acontecendo. Não é possível relacionar diretamente as concentrações \underline{r} e \underline{c} , como um gradiente, pois pertencem a fases diferentes. Ou seja, não serviria para descrever o fluxo de massa uma expressão do tipo:

$$\mathbf{K}_T \times \mathbf{A} \times (\mathbf{c} - \mathbf{r}) \quad (1.19)$$

Onde \mathbf{K}_T poderia ter sido um coeficiente total de transferência de massa.

Já temos dito que as duas concentrações \underline{r} e \underline{c} estão relacionadas de modo distinto entre as duas fases, mediante o potencial de hidrofobia entre elas (delimitadas por uma interface) que é a real força impulsora da transferência macromolecular entre as fases. Em operações em estado estacionário, para a escala molecular, foi comprovada experimentalmente a existência do estado de equilíbrio na interface (**Bird e outros, 1960**). Apenas para velocidades muito elevadas de transferência de partículas, como poderia acontecer em colunas de contato contínuo de alta relação H/D, ocorreria algum distanciamento do equilíbrio na zona de interface. O **Modelo Operacional**, conforme analogia introduzida para o processo de flotação, acredita que os valores de \underline{r}_i e \underline{c}_i da Figura 1.6.3 são valores de equilíbrio, dados pela Curva de Equilíbrio obtida experimentalmente, desde que seja cumprida a condição $t_r > t_f$, criando deste modo mais uma ponte de contato entre operações em estado não estacionário e em estado estacionário (scale-up) particularmente para as etapas de limpeza ou Cleaners.

Essa condição está estabelecida no Quarto Princípio do modelo, detalhado no **Volume 2**. O adequado tempo de residência no circuito e a estabilidade da camada de espuma e da interface contribuem para atingir e manter as condições de equilíbrio entre as fases, permitindo que: $c_i = c^*$ e $r_i = r^*$.

1.6.3 Forças Impulsoras e Linha de Operação

Imaginemos uma operação onde seja necessário colocar em contato uma polpa de teor \underline{r} com um concentrado de teor \underline{c} , da forma ilustrada na Figura 1.6.1 anterior, onde $\underline{ac} = \underline{c} + \underline{r}$.

Expressão global do contato: $\underline{c} + \underline{r} + ar \text{ -----} \rightarrow \underline{c}^* + \underline{r}^*$ (1.20)

Para um tempo $t > t_m$ (estado não estacionário) ou $t_r > t_f$ (estado estacionário) a expressão (1.20) poderia ocorrer. Na **Figura 1.6.4** é ilustrado o grau de desvio do equilíbrio em que se encontra a alimentação ao processo e a Linha de Operação. Essa representação, com base na concentração nas duas fases, é feita em analogia com o método clássico de McCabe-Thiele (**Treybal**, 1970), utilizando a Curva de Equilíbrio obtida em laboratório e ilustrada na Figura 1.6.2.

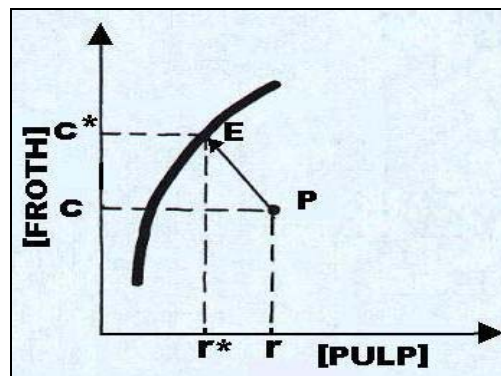


Figura 1.6.4 - Linha de Operação

O ponto \underline{P} ($\underline{r}, \underline{c}$) mostra o contato mássico global entre as duas fases (em estado estacionário ou não estacionário). O ponto \underline{E} ($\underline{r}^*, \underline{c}^*$) corresponde ao potencial de hidrofobia igual entre as fases, onde o fluxo neto de transferência acaba. Esse efeito é fácil de imaginar em células de laboratório. Em processos contínuos, em casos especiais, é possível encontrar a percepção física do equilíbrio na última célula de um banco de flotação fracionada, desde que atendido o tempo de residência mínimo.

Da equação (1.4), para a mesma área de contato, o fluxo de massa de \underline{P} até \underline{E} pode-se escrever como:

$$N_x / \text{área} = K_P (\underline{r} - \underline{r}^*) = K_E (\underline{c}^* - \underline{c}) \quad (1.21)$$

No sentido do fluxo isto é: $(\underline{c} - \underline{c}^*) / (\underline{r} - \underline{r}^*) = -(K_P/K_E)$ (1.22)

Onde K_P e K_E são os Coeficientes de Transferência nas fases polpa e espuma, respectivamente. O quociente $-(K_P/K_E)$ equivale à pendente da linha \underline{PE} , a Linha de Operação desse processo.

Se conhecêssemos os coeficientes de transferência de massa em cada fase, seria possível determinar as condições da interface e o fluxo de massa \underline{N}_x num determinado instante, seja graficamente, representando a Linha de Operação **PE**, ou bem analiticamente, resolvendo a equação (1.22) com a ajuda de uma expressão matemática para a Curva de Equilíbrio (obtida experimentalmente) do tipo:

$$c^* = f(r^*) \quad , \text{ Curva de Equilíbrio} \quad (1.23)$$

Para um processo em estado estacionário, como mostrado na Figura 1.6.3, a concentração dentro de cada fase vai mudando na medida em que o fluxo de polpa avança pelo banco de flotação. O valor máximo de uma alíquota do fluxo global de c , se encontra normalmente na primeira camada de espuma retirada da primeira célula do banco de flotação. A concentração na polpa atinge o seu valor mínimo em r^* , junto com o término da transferência neta de massa na saída do fluxo de rejeito, na última célula do banco. Analogamente, para o sistema não estacionário, a concentração de cada fase vai mudando em função do tempo de flotação, até atingir o equilíbrio no tempo t_m . A Linha de Operação **PE** é uma representação gráfica do Balanço de Massas, que percorre os pontos de entrada e de saída do equipamento. A avaliação macroscópica proposta permite trabalhar com valores mensuráveis em alíquotas de amostragens e também de maneira gráfica, como veremos.

1.7 Balancos Macroscópicos e Número de Etapas

1.7.1 Fluxo de Transferência de Massa

De acordo com a 1ª Lei do **Modelo Operacional**, descrita no item 1.4.3, é possível definir os fluxos mássicos de produto a partir da etapa de projeto de uma usina (mediante a **Rcm**). Na prática industrial os fluxos podem ser devidamente amostrados e analisados e, por outro lado, os circuitos otimizados irão operar sempre em condições próximas da Curva de Equilíbrio, possível de acompanhar pelo operador com o apoio desta nova abordagem. A equação que define o fluxo mássico de transferência de massa da substância \underline{x} é:

$$\underline{N}_x = \underline{K}_P \times \underline{A} \times (r - r^*) = \underline{K}_E \times \underline{A} \times (c^* - c) \quad (1.24)$$

Algum tipo de equação com base num balanço dinâmico de massas, do tipo utilizado para os Fenômenos de Transporte (Engenharia Química), poderia ser estabelecido a partir desta equação, como iremos discutir no **Capítulo 2**. Mas, apesar desse interessante exercício teórico, continuaremos na nossa abordagem operacional e deixaremos para o operador a tarefa de conduzir o fluxo mássico do processo e, os balanços em estado estacionário, obtidos a partir de amostragens periódicas na usina, serão suficientes para o seu controle.

Os fatores macroscópicos que afetam o fluxo \underline{N}_x são:

Coeficientes de Transferência ($\underline{K}_P, \underline{K}_E$):

A agitação na fase polpa acelera a transferência. A densidade e viscosidade da polpa não podem ser muito elevadas. Para o caso das colunas de flotação, a grande altura cria uma acentuada diferença de pressão entre o ponto em que a bolha de ar é alimentada e a superfície da camada de espuma, aumentando fortemente o gradiente físico e hidrófobo da bolha de ar, que é o meio de transporte das partículas, aumentando a sua velocidade de ascensão. Essa condição não é necessariamente benéfica já que o processo tem duas vias, considerando a absorção macromolecular (drenagem), e esta última é prejudicada pela alta velocidade de transferência, exigindo maior fluxo de água de lavagem para manter o bias positivo na coluna.

Área:

A área de contato para o processo de dessorção (polpa para espuma) está distribuída em milhares de contatos: bolha/polpa. Porém, para a drenagem da espuma (absorção), a área de contato possui enorme importância. Como foi indicado, o processo da coluna de contato contínuo possui menor área de drenagem que as células convencionais, retardando o processo de absorção, fato que é compensado com maior tempo de residência (altura) na camada de espuma e maior fluxo de água de lavagem. O **SPLIT** de massa concentrada, pelos aspectos hidráulicos dos equipamentos ⁽¹⁾, é prejudicado para baixas relações de H/D na coluna. Ao trabalhar com células convencionais, por exemplo, independente da sua necessidade de tempo de residência, o banco de flotação precisa de um número mínimo de células em série para atingir a massa concentrada que o processo requer. Células de coluna de tamanho industrial apresentam dificuldades nas últimas etapas de limpeza, onde se requer alto **SPLIT** de massa concentrada (**Rcm** < 1,5) ⁽²⁾.

Gradientes ($r - r^*$) e ($c^* - c$):

Apenas para aprovechar la analogía con los procesos químicos de transferencia de masa hemos expresado los gradientes en función de las concentraciones de sustancia y no por su diferencia efectiva de hidrofobia. Además, debemos recordar que la partícula no se mueve por sí sola, sino que a través de un medio de transporte que es la burbuja de aire.

Apenas para aproveitar a analogia com os processos químicos de transferência de massa temos expressado os gradientes em função das concentrações de substância e não pela sua diferença efetiva de hidrofobia. Além disso, devemos lembrar que a partícula não se movimenta por si só, mas através de um meio de transporte que é a bolha de ar. A maximização do Enriquecimento (quociente c/r) é o grande objetivo do processo e os estudos sobre Cinética e Seletividade referem-se à maximização desses gradientes. Reagentes adequados, pH da polpa, grau de liberação, tamanho da partícula e outros, são aspectos relativos a flotação natural (na fase polpa) principalmente. Na fase espuma, a organização do circuito com etapas em contracorrente e, em alguns casos com uma nova liberação (remoagem), favorecem o gradiente de concentração.

1.7.2 Flotação Rougher

A flotação Rougher representada na **Figura 1.7.1** corresponde a um processo em estado estacionário, de uma etapa, em correntes paralelas no mesmo sentido. O teor de alimentação do material, representado por **a**, corresponde à primeira polpa submetida ao processo de flotação e, por regra geral, não possui grande variabilidade de teor.

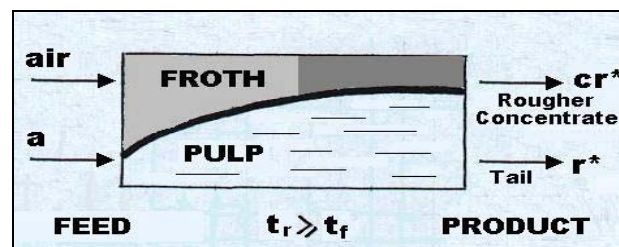


Figura 1.7.1 - Processo de Flotação Rougher

(1) Combinação clássica de vazão, pressão e área.

(2) Na medida em que a substância está sendo concentrada (Rougher, Cleaner, Recleaner) a quantidade de massa concentrada em relação à massa alimentada vá aumentando (**SPLIT**), ou seja, a **Rcm** diminui.

Características de liberação, de reagentes e outras condições da flotação natural irão definir o Ponto de Equilíbrio do Rougher, quando acontece que $R_e = R_{oo}$, sendo R_e a recuperação acumulada final obtida quando a última alíquota de concentrado retirada da célula é igual ao teor a da alimentação, levando em conta que $t_r > t_f$. Os valores a , r^* e cr^* são medidos experimentalmente. Da Figura 1.7.1 podemos fazer a seguinte análise:

$$\text{Massa: } A + ar \rightarrow R + CR \quad , \text{ para } t_r > t_f \quad (1.25)$$

Onde A , R e CR correspondem aos fluxos mássicos de minério (massa/tempo) na Alimentação, no Rejeito e no Concentrado Rougher, respectivamente.

O conteúdo ou distribuição da substância do nosso interesse para uma base [100] na alimentação é:

$$[100] = [A] \rightarrow [R] + [CR] \quad , \text{ para } t_r > t_f \quad (1.26)$$

Onde, $[A] = A \times a$; $[R] = R \times r^*$ e $[CR] = CR \times cr^*$

Substituindo os valores anteriores e utilizando a expressão (1.25) resulta que:

$$(R + CR) \times a = r^* \times R + cr^* \times CR \quad (1.27)$$

$$R \times (a - r^*) = CR \times (cr^* - a) \quad (1.28)$$

A expressão (1.28) corresponde a uma linha reta, a Linha de Operação do Rougher, cuja pendente é $-(R/CR)$ ao ajustar as forças impulsoras no sentido do fluxo. Na **Figura 1.7.2** é mostrada a Linha de Operação **PE**, que passa pelos pontos de entrada **P(a, a)** e de saída **E(cr*, r*)**.

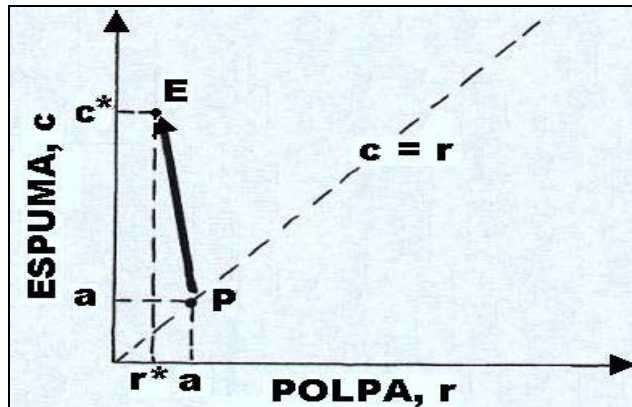


Figura 1.7.2 - Linha de Operação do Rougher

A linha de operação não é de muita utilidade para a operação Rougher, já que o ponto **E** é possível de definir no laboratório, mediante os mecanismos conhecidos de Cinética e de Seletividade (**Capítulos 2 e 3**). Em qualquer caso, para manter o scale-up a partir do laboratório, para otimizar o controle e a operação do circuito e, principalmente, para minimizar o consumo de reagentes, é muito conveniente operar o Rougher apenas no Ponto de Equilíbrio (cr^* , r^*). O Balanço de Massas da etapa é definido apenas para o ponto **E**, onde:

$$R_{cme} = A/CR \quad , \text{ da equação 1.14}$$

Também,
$$R_{cme} = 1 + (R/CR) \quad (1.29)$$

Expressando desse modo à 1ª Lei do **Modelo Operacional** em função da pendente da Linha de Operação, no Ponto de Equilíbrio (R_e , R_{cme}). Outras expressões utilizadas são:

$$\text{Recuperação do Rougher no Ponto de Equilíbrio: } R_e = \frac{(a - r^*) cr^*}{(cr^* - r^*) a} \quad (1.30)$$

$$\text{Razão de Concentração de Massa: } R_{cme} = \frac{(cr^* - r^*)}{(a - r^*)} \quad (1.31)$$

$$\text{Também, } cr^* = a \times R_e \times R_{cme} \quad (1.32)$$

Para similares condições de flotação (liberação, reagentes, tipos mineralógicos, etc.) para pequenas variações de teor de alimentação, o Concentrado Rougher de equilíbrio pode ser facilmente determinado pela expressão (1.32).

1.7.3 Concentração em Cleaners

Como indicado no item 1.6.1, a Curva de Equilíbrio de Concentração pode ser construída com dados experimentais obtidos no Laboratório. Uma vez equilibrada a flotação Rougher no Ponto de Equilíbrio, após testar a melhor condição de reagentes, liberação, pH, tempo mínimo t_m , etc., é possível seguir o procedimento indicado na **Figura 1.7.3**.

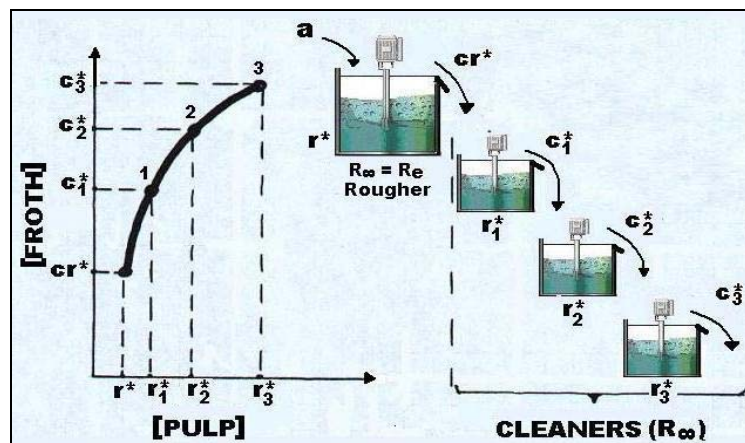


Figura 1.7.3 - Curva de Equilíbrio de Concentração

Después de juntar suficiente espuma (concentrado Rougher) flotada en condiciones de equilibrio, ella debe ser repulpada con agua limpia y reflatada hasta agotar la transferencia de masa en una primera limpieza, extrayendo alícuotas y midiendo c_1^ y r_1^* . Volver a flotar dos veces (o hasta tres) siguiendo el mismo procedimiento, como ilustrado en la Figura 1.7.3 arriba. El circuito de concentración o limpieza es alimentado con producto cr^* , y el objetivo metalúrgico del proceso es obtener un concentrado final c , al mínimo costo y máxima recuperación posible.*

Após juntar suficiente espuma (concentrado Rougher) flotada em condições de equilíbrio, ela deve ser repulpada com água limpa e reflatada até a exaustão numa primeira limpeza, extraíndo alíquotas e medindo c_1^* e r_1^* . Voltar a flotar duas vezes (ou até três) seguindo o mesmo procedimento, como ilustrado na Figura 1.7.3 acima. O circuito de concentração ou limpeza é alimentado com produto cr^* , e o objetivo metalúrgico do processo é obter um concentrado final c , ao mínimo custo e máxima recuperação possível.

Então, as seguintes perguntas devem ser respondidas: Qual será o valor final de Recuperação? (Figura 1.4.2); Quantas etapas serão necessárias?. O Modelo Operacional, com esta nova abordagem, pode responder a estas perguntas a partir do Laboratório. Na **Figura 1.7.4** está representada uma operação de flotação de limpeza ou Cleaner, em contracorrente, de acordo com o modelo de transferência macromolecular proposto.

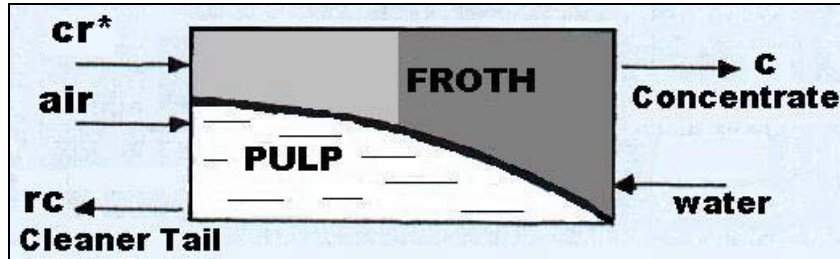


Figura 1.7.4 - Processo de Concentração

O fluxo cr^* representa o concentrado Rougher em equilíbrio, e o fluxo rc é o rejeito das operações de limpeza.

Balanco de Massas: $CR + \text{água} = RC + C$ (1.33)

Distribuição da Substância: $(RC + C) \times cr^* = rc \times RC + c \times C$ (1.34)

Também, $RC \times (cr^* - rc) = C \times (c - cr^*)$ (1.35)

$$\frac{(c - cr^*)}{(cr^* - rc)} = \frac{RC}{C} \quad (1.36)$$

Onde o fator (RC/C) é a pendente da Linha de Operação, positiva na direção do fluxo, e que passa pelos pontos **A**(cr^*, rc) e **P**(c, c), como ilustrado na **Figura 1.7.5**.

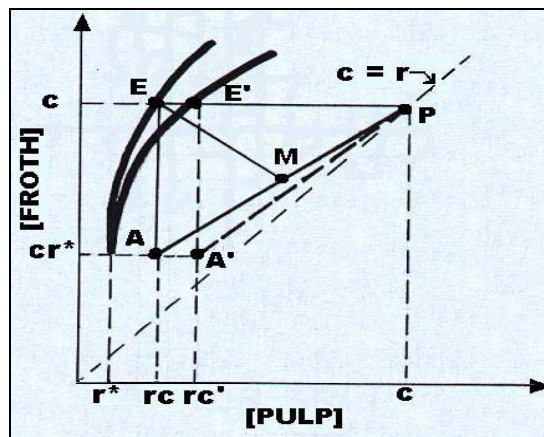


Figura 1.7.5 - Linha de Operação da Concentração. Uma Etapa

Para uma etapa de limpeza, em equilíbrio, o ponto **A** pode ser calculado graficamente seguindo as retas **PE** e **EA**. A Recuperação do processo de uma etapa de limpeza é:

$$R_c = \frac{(cr^* - rc)}{(c - rc)} \frac{c}{cr^*}, \text{ da Equação 1.30} \quad (1.37)$$

Para una mayor ley \underline{c} en el concentrado final corresponderá una mayor ley de \underline{rc} , por lo tanto una menor recuperación en la concentración. El valor final de \underline{c} no precisa ser exactamente el valor de equilibrio, mas puede ser obtenido en condiciones próximas a él utilizando un número conveniente de etapas. Por otro lado, procesos poco selectivos (problemas de liberación, baja hidrofobia, etc.) poseen diferente Curva de Equilibrio, como ilustrado por la curva de menor pendiente de la misma Figura 1.7.5, produciendo una mayor ley \underline{rc}' (en el nuevo Punto de Equilibrio E') y por lo tanto una menor recuperación \underline{Rc}' .

Para um maior teor \underline{c} no concentrado final corresponderá um maior teor de \underline{rc} , por tanto uma menor recuperação na concentração. O valor final de \underline{c} não precisa ser exatamente o valor de equilíbrio, mas pode ser obtido em condições próximas a ele utilizando um número conveniente de etapas. Por outro lado, processos pouco seletivos (problemas de liberação, baixa hidrofobia, etc.) possuem diferente Curva de Equilíbrio, como ilustrado pela curva de menor pendente da mesma Figura 1.7.5, produzindo um maior teor \underline{rc}' (no novo Ponto de Equilíbrio E') e por tanto uma menor recuperação \underline{Rc}' .

A Linha de Operação \underline{AP} é uma representação gráfica do Balanço de Massas do processo, que vai de um extremo a outro do equipamento. O ponto \underline{M} representa as concentrações globais das duas correntes que se cruzam na etapa e possui uma força impulsora que leva essa etapa para o equilíbrio, cuja pendente é, no sentido do fluxo:

$$\text{Pendente linha } \underline{ME} = \frac{(cr^* - c)}{(c - rc)} \quad (1.38)$$

Se a Linha de Operação tocasse a Curva de Equilíbrio em alguma parte, as fases em contato estariam em equilíbrio e a força impulsora seria nula, e por tanto o regime de transferência seria "zero". Outros cálculos do Balanço de Massas são:

$$\underline{Rcmc} = \frac{(c - rc)}{(cr^* - rc)} \quad (1.39)$$

$$\text{Também,} \quad c = cr^* \times R_c \times \underline{Rcmc} \quad (1.40)$$

$$\text{A recuperação total da usina é:} \quad R_T = R_e \times R_c \quad (1.41)$$

1.7.4 Número de Etapas e Eficiência

Para mejorar el desempeño del circuito, principalmente en procesos poco selectivos o cuando es necesario obtener una alta ley en el concentrado final, es conveniente dividir la concentración en varias etapas, en contracorriente, como ilustrado en la Figura 1.7.6.

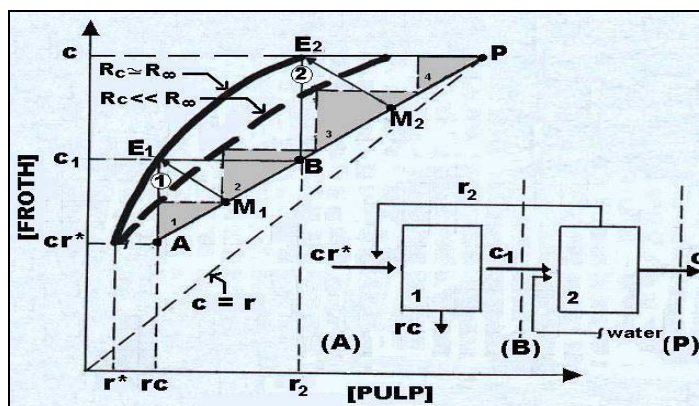


Figura 1.7.6 - Etapas Ideais de Concentração

Para melhorar a performance do circuito, principalmente em processos pouco seletivos ou quando é necessário obter um alto teor no concentrado final, é conveniente dividir a concentração em várias etapas, em contracorrente, como mostrado na **Figura 1.7.6**. As linhas das forças impulsoras $\underline{M_1E_1}$ e $\underline{M_2E_2}$ não são muito utilizadas nos nossos cálculos, porém, conceitualmente indicam que o circuito de limpeza é em contracorrente (linha \underline{AP}), mas cada etapa atua como se fosse fluxo paralelo, como de fato ocorre na prática, onde as linhas $\underline{M_1E_1}$ e $\underline{M_2E_2}$ são as Linhas de Operação de cada etapa individual.

METODOLOGIA:

- Conhecendo o valor de $\underline{cr^*}$ (concentrado de equilíbrio para a operação de desbaste ou Rougher) o projetista pode definir os valores de \underline{c} e $\underline{R_T}$ que justificariam o processo. Substituindo estes valores nas equações (1.37) e (1.41) pode ser calculado o valor de \underline{rc} . A Linha de Operação é traçada entre $\underline{A(cr^*,rc)}$ e $\underline{P(c,c)}$. O movimento gráfico avança de $\underline{AE_1}$, $\underline{E_1B}$, $\underline{BE_2}$ e $\underline{E_2P}$ até atingir ou superar o valor de \underline{c} pretendido (é muito difícil atingir um número inteiro de etapas ideais).
- Para o caso da Figura 1.7.6 duas etapas ficam muito ajustadas, de modo que três etapas seria o valor recomendável para o circuito. A etapa ideal (100 % de eficiência) apenas seria possível de atingir numa única etapa otimizada. As etapas de limpeza, por causa da carga circulante do reciclo de limpeza (neste caso o produto $\underline{r_2}$) perdem um pouco da sua seletividade; além disso, o operador ajusta a aproximação ao equilíbrio num ponto conveniente para atingir o teor \underline{c} no concentrado.
- Na **PARTE 2** deste **VOLUME 1**, onde trataremos estudos em Laboratório para o estado não estacionário, veremos que o conhecido teste chamado de "Locked Cycle Test", que simula operações em continuidade mediante experiências sucessivas em batelada reciclando os rejeitos, pode ser substituído por esta nova metodologia.
- Circuitos mal operados, com baixa aproximação ao equilíbrio, como ilustrado nas linhas pontilhadas da Figura 1.7.6 (para $\underline{Rc} \ll \underline{R_{00}}$), utilizam desnecessariamente uma grande quantidade de etapas para atingir o mesmo objetivo (4 neste caso). A curva pontilhada corresponde à Curva de Contato entre as fases (operação real da usina), a qual vai distanciando-se da Curva de Equilíbrio Teórico ($\underline{Rc} = \underline{R_{00}}$) de acordo com a qualidade da operação ou do inadequado layout (por exemplo, falta de células).

*Imaginemos una planta operando con baja eficiencia, como ilustrado por la curva punteada de la Figura 1.7.6 (4 etapas). Si desviásemos un poco de la pulpa en algún punto próximo de \underline{B} , por ejemplo, el concentrado del segundo Cleaner del circuito calificado como ineficiente, e instalásemos un equipo nuevo en paralelo al circuito y lo operásemos correctamente, aprovechando toda la fuerza impulsora (trayecto $\underline{B-E_2-P}$), quedaría la falsa impresión de que el equipo testado es más selectivo y eficiente que los equipos del actual circuito industrial y se podría concluir erradamente de que este equipo podría sustituir dos etapas actuales de flotación. Lo que ocurre es que la planta está mal operada, lejos del equilibrio, y precisa ser optimizada antes de cualquier evaluación de ese tipo. El lector ya habrá percibido que la comercialización de celdas de columna se ha utilizado frecuentemente de esa forma de evaluación, como será estudiado en profundidad en el **Volumen 2**.*

Imaginemos uma usina operando com baixa eficiência, como ilustrado pela curva pontilhada da Figura 1.7.6 (4 etapas). Se desviássemos um pouco da polpa em algum ponto próximo de \underline{B} , por exemplo, o concentrado do segundo Cleaner do circuito qualificado como ineficiente, e instalássemos um equipamento novo em paralelo ao circuito e o operássemos

corretamente, aproveitando toda a força impulsora (trajeto **B-E₂-P**), ficaria a falsa impressão de que o equipamento testado é mais seletivo e eficiente que os equipamentos do atual circuito industrial e poderia concluir-se erradamente que este equipamento poderia substituir duas etapas atuais de flotação. O que acontece é que a usina está mal operada, longe do equilíbrio, e precisa ser otimizada antes de qualquer avaliação desse tipo. O leitor já terá percebido que a comercialização de células de coluna tem-se utilizado freqüentemente dessa forma de avaliação, como será estudado em profundidade no **Volume 2**.

1.8 Critérios de Avaliação Metalúrgica e Aplicações

Os objetivos metalúrgicos de um processo são a **Recuperação** e o **Teor do Concentrado**. Na prática, o que se produz é uma certa quantidade de massa enriquecida e esses resultados metalúrgicos são consequência disso.

1.8.1 Recuperação

Refere-se à quantidade de substância de interesse obtida no concentrado em relação à quantidade de substância alimentada ao processo. Para uma base definida: $[A] = 1$ (1.42)

$$\mathbf{R} = [C] \quad (1.43)$$

É possível também exprimir a Recuperação em função dos teores nos fluxos de entrada e de saída do processo, ou da etapa estudada, de acordo com a seguinte expressão:

$$\mathbf{R} = \frac{(\mathbf{a} - \mathbf{r}) \mathbf{c}}{(\mathbf{c} - \mathbf{r}) \mathbf{a}} \quad (1.44)$$

Onde, **a**: teor da substância de interesse na alimentação (%);

r: teor da substância de interesse no rejeito (%);

c: teor da substância de interesse no concentrado (%).

Matematicamente, ambas as expressões são válidas para qualquer etapa ou para o processo completo. Outros conceitos de interesse são:

R_{oo}: Recuperação natural máxima de equilíbrio (recuperação “última”), considerando toda a massa concentrada durante um extenso tempo de flotação, suficiente para produzir a retirada de toda a espuma (assintota da “curva cinética”).

Re: Recuperação de Equilíbrio no Rougher, introduzida neste texto e de conhecimento prático de muitos operadores experientes, e que corresponde à recuperação metalúrgica do “Rougher” obtida até o momento em que a última alíquota de concentrado, retirada da última célula do banco de flotação, possui um teor idêntico à alimentação. Como já dito, retirar massa além desse ponto implicaria em “desconcentrar” o concentrado.

Será utilizada a **Recuperação** expressa na forma unitária, **R**, ou percentual, **R (%)**, de acordo com critérios de conveniência.

1.8.2 Enriquecimento

Corresponde ao quociente entre o teor do concentrado e o da alimentação, para uma etapa determinada ou para o processo global:

$$ER = c / a \tag{1.45}$$

Por outro lado:

$$a = [A] / A \tag{1.46}$$

$$c = [C] / C \tag{1.47}$$

Onde A e C são as massas de alimentação e de concentrado, respectivamente.

Utilizando a expressão (1.13) demonstra-se que:

$$R = \frac{c}{a} \frac{C}{A} \tag{1.48}$$

$$R = ER / R_{cm} \tag{1.49}$$

$$c = a R R_{cm} \tag{1.50}$$

$$R_{cm} = \frac{(c - r)}{(a - r)} \tag{1.51}$$

Outras fórmulas normalmente utilizadas são:

$$A = C + R \quad (\text{massas}) \tag{1.52}$$

$$[A] = [C] + [R] \quad (\text{distribuição}) \tag{1.53}$$

$$a A = c C + r R \tag{1.54}$$

1.8.3 Aplicações

O circuito ideal de flotação que surge da utilização do **Modelo Operacional** é ilustrado na **Figura 1.8.1**, junto com a analogia proposta, e corresponde ao resultado teórico da aplicação dos 4 (quatro) Princípios e das 3 (três) Leis do Modelo Operacional aplicado à Concentração de Massa por Flotação.

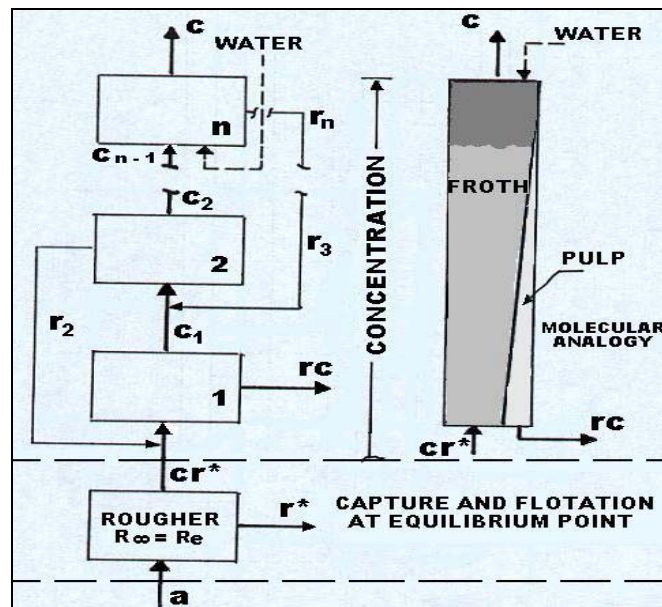


Figura 1.8.1 - Circuito Ideal de Flotação

Exemplo Conceitual:

Convidamos ao leitor a observar, com esta nova abordagem, um circuito qualquer de flotação, como por exemplo, o ilustrado na **Figura 1.8.2**, com duas etapas de limpeza (detalhes sobre circuitos e a sua complexidade serão discutidos no **Capítulo 7**).

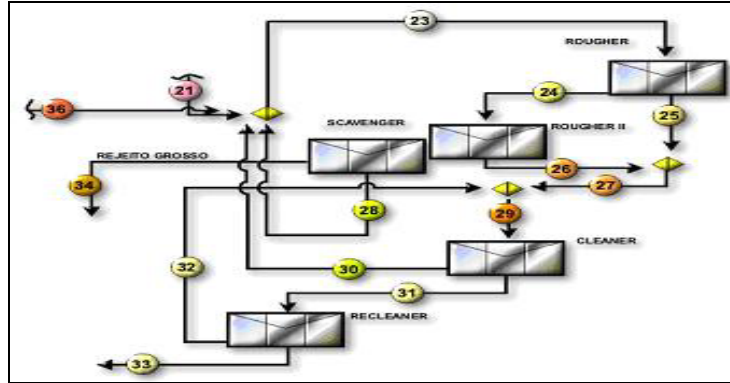


Figura 18.2 – Circuito Rougher - Scavenger em arranjo Simplex 2

O objetivo deste texto é analisar a operação unitária de flotação do ponto de vista da engenharia e não de modo estritamente científico. Atualmente existem diversas metodologias consagradas para estudar a cinética do fenômeno natural, a seleção de diversos reagentes, efeitos de pH (sobre o Eh da polpa), a liberação das partículas, o efeito da presença ou ausência de ânions, cátions, etc., tudo isto correto do ponto de vista científico, dando oportunidade para o minério “falar”, mas, do ponto de vista da engenharia, poucos conseguem enxergar se esta operação unitária está sendo bem executada, ou seja, bem arranjada e bem operada, **do ponto de vista da engenharia de processos**. Aqui se encontra o maior problema da flotação, como operação unitária.

Fosse um problema hidráulico, por exemplo, este seria facilmente previsto por qualquer técnico de bom senso, como ilustrado nas **Figuras 18.3 a e b**. O “processo”, utilizando determinadas bombas, consegue otimizar a energia utilizando apenas duas bombas ao invés de três, como ilustra o primeiro desenho, com notório desperdício de energia, impulsionando desnecessariamente o fluxo. Quantas etapas irá precisar o circuito ilustrado na Figura 18.2?. A solução do problema é uma tarefa de engenharia de processos.

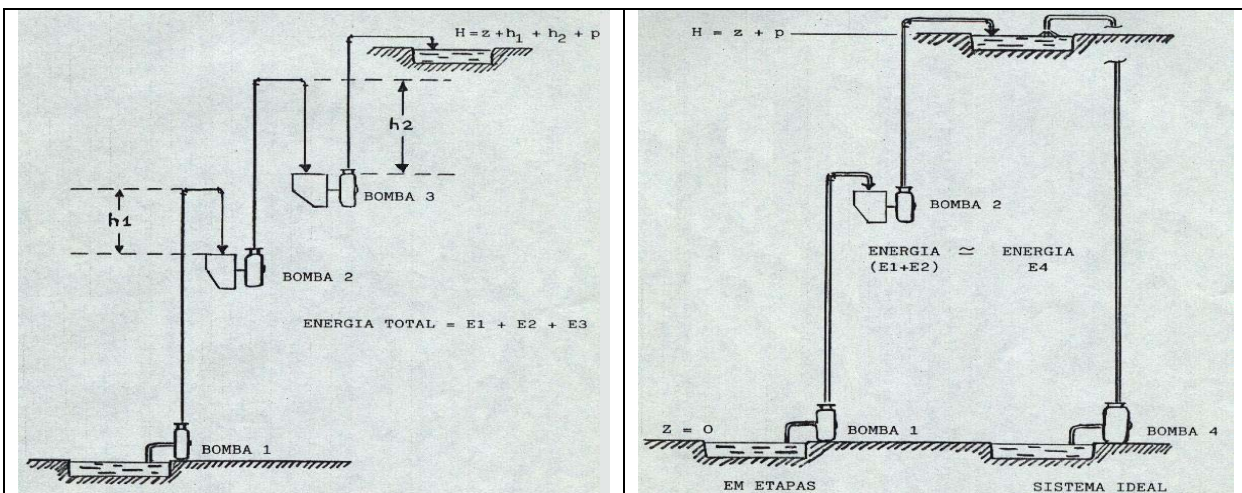


Figura 18.3 – Problema de Bombeamento por Etapas

No **Volume 2**, para operações industriais de flotação, observaremos que, de acordo com a nossa analogia com as operações químicas de transferência de massa, nas etapas de limpeza (Cleaners) existe uma transferência macromolecular de massa, entre duas fases. As partículas mais hidrófilas (ganga e mistos pobres) retornam desde a espuma para o fluxo de água que desce em contracorrente pela espuma mineralizada, de maneira análoga à absorção gasosa. O número de etapas pode ser calculado da forma indicada no item 1.7.3.

RESUMO

ROUGHER:

- Deve operar no Ponto de Equilíbrio (\mathbf{cr}^* , \mathbf{r}^*) e $\mathbf{R}_e = \mathbf{R}_{oo}$.
- Scale-up de acordo com a 1ª Lei, $\mathbf{R} = f(\mathbf{Rcm})$, introduzida no item 1.4.3.
- Deve operar em circuito aberto (sem Scavenger ⁽¹⁾ e sem reciclar o produto \mathbf{rc}).
- Aplicação do Primeiro Princípio, descrito no item 1.4.2.
- Aplicação do Segundo Princípio, que diz que a recuperação metalúrgica é independente do tempo de flotação, para $t_r > t_f$, como será comprovado no **Capítulo 2**. Este Princípio explica a pouca aplicabilidade prática de modelos cinéticos para o scale-up até operações em estado estacionário.

CLEANERS:

- O operador procura um produto \mathbf{c} , aproveitando o potencial de hidrofobia fornecido na etapa Rougher (administração do processo natural de flotação).
- Terceiro Princípio Operacional: A flotação é uma operação unitária de concentração de massa e os resultados metalúrgicos são uma consequência desta operação. Ou seja, \mathbf{R} e \mathbf{c} são funções da operação da usina, para $t_r > t_f$. (detalhes no **Volume 2**).
- Segunda Lei: Equação de Continuidade do Processo, $\mathbf{R}_c = f(\mathbf{R}_1, \mathbf{R}_2, \mathbf{R}_3, \dots, \mathbf{R}_n)$.
- Terceira Lei: O equilíbrio ótimo do circuito, para obter um determinado produto \mathbf{c} , e os menores custos de operação, são obtidos quando: $\mathbf{R}_1 = \mathbf{R}_2 = \mathbf{R}_3 = \dots = \mathbf{R}_n = \mathbf{R}_{oo}$.
- Ou seja, mediante a aplicação do Quarto Princípio, quando a Curva de Contato estiver muito próxima da Curva de Equilíbrio, como veremos no **Volume 2**.

CIRCUITO TOTAL:

A recuperação total do circuito mostrado na Figura 1.8.1 é: $\mathbf{R}_T = \mathbf{R}_r \times \mathbf{R}_c$ (1.55)

Onde,

$\mathbf{R}_r = \mathbf{R}_e$ (Rougher em Equilíbrio)

$\mathbf{R}_c = f(\mathbf{R}_1, \mathbf{R}_2, \mathbf{R}_3, \dots, \mathbf{R}_n)$, de acordo com a 2ª Lei, e $\mathbf{R}_1 = \mathbf{R}_2 = \mathbf{R}_3 = \dots = \mathbf{R}_n$ (3ª Lei).

(1) Paradigma divulgado por fabricantes de equipamentos que sugere instalar mais um banco de flotação para dar mais uma chance a \mathbf{r}^* de aumentar a transferência de massa, retornando concentrado pobre ($\mathbf{c}_n < \mathbf{a}$) de volta à alimentação do Rougher, prejudicando a performance da alimentação nova, mascarando os resultados metalúrgicos do circuito Rougher e prejudicando as relações de scale-up a partir do Laboratório. Diversas experiências do Autor têm comprovado a falta de utilidade do circuito scavenger.

1.8.4 Problemas

- 1) Numa usina de flotação de sulfetos de Cobre, 100 toneladas por hora de minério, com um teor de 1,2% Cu, são concentradas em 2,6 tph com 40% Cu. Calcular a Recuperação metalúrgica do processo e o teor de Cu no rejeito final. **Resposta:** $R = 86,67\%$; $r = 0,164\%$ Cu.
- 2) Num processo composto, como o ilustrado em **Figura 1.8.2**, utilizar os dados do Balanço de Massas para determinar:
 - a) Recuperação do circuito, utilizando as expressões (1.44) e (1.48).
Resposta: $R = 86,61\%$ e $86,76\%$.
 - b) Confirme o teor do concentrado final utilizando a expressão (1.50).
- 3) Ainda com relação à Figura 1.8.2, determinar a recuperação individual do circuito de Limpeza (Cleaner **C**). Verificar também o Enriquecimento e a **Rcm** desta etapa.
Resposta: $R = 78,96\%$; $ER = 2,95$; $Rcm = 3,74$.
- 4) Na mesma Figura, calcular o teor de alimentação do primeiro banco de Rougher (**ar**), além da porcentagem de distribuição de massa (RR) e o teor do rejeito (**rr**) nessa mesma etapa.
Resposta: $ar = 1,42\%$ Cu; $RR = 126,08\%$ massa; $rr = 0,39\%$ Cu.
- 5) Conhecendo o teor de alimentação, do concentrado e do rejeito (**a, c** e **r**), utilize as expressões (1.44) e (1.49) para determinar o SPLIT de massa obtida no concentrado final.
- 6) Demonstre a equação (1.50) a partir das equações (1.14) e (1.48).

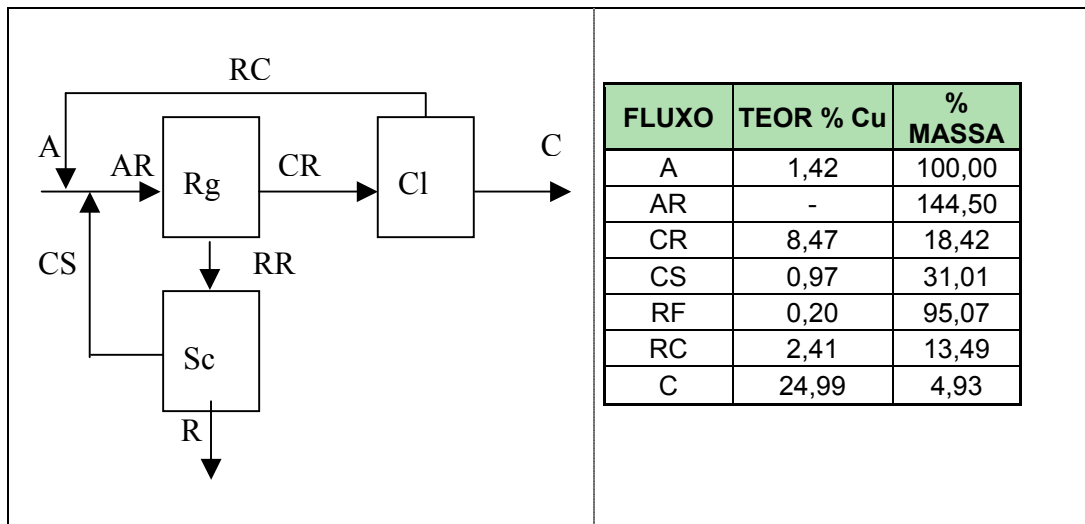


Figura 1.8.2 - Fluxograma e Balanço de Massas para Exemplos

CAPÍTULO 2 CINÉTICA DE FLOTAÇÃO

2.1 Sistema Cinético da Flotação

2.1.1 Estudo da Cinética de Flotação

*La Cinética de Flotación considera el estudio de la velocidad de transferencia macromolecular de la sustancia entre las fases y las variables que puedan afectarla, y la utilización de procedimientos de scale-up para convertir el tiempo de flotación medido en el laboratorio, en estado no estacionario, hasta las operaciones continuas, para determinar el tamaño de los equipos de contacto. Esos estudios son fundamentales para las etapas de investigación (desarrollo del proceso) y de proyecto de instalaciones industriales de flotación; además, los procedimientos de laboratorio acompañan la operación de las plantas de flotación, estudiando el comportamiento de nuevos reactivos, verificando el desempeño metalúrgico de minerales de diferentes zonas de la mina, junto con otros diversos estudios de apoyo operacional, como es tratado en la **PARTE 2** de este **Volumen**.*

A Cinética de Flotação abrange o estudo da velocidade de transferência macromolecular da substância entre as fases e as variáveis que possam afetá-la, e a utilização de procedimentos de scale-up para converter o tempo de flotação medido no laboratório, em estado não estacionário, até as operações contínuas, para determinar o tamanho dos equipamentos de contato. Esses estudos são fundamentais para as etapas de pesquisa (desenvolvimento do processo) e de projeto de instalações industriais de flotação; além disso, os procedimentos de laboratório acompanham a operação das usinas, estudando o comportamento de novos reagentes, verificando a performance metalúrgica de minérios de diferentes zonas da jazida, além de outros diversos estudos de apoio operacional, como é tratado na **PARTE 2** deste **Volume 1**.

O estudo da Cinética de Flotação 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, no **Item 2.3** será estudada a abordagem analógica com as reações químicas, de onde surgem os métodos clássicos chamados de **Modelos Cinéticos de Flotação**, que se utilizam dessa analogia para determinar as taxas de flotação ou constantes cinéticas, da forma como são estudadas as reações químicas. No **Item 2.5** serão estudados diversos modelos cinéticos, tanto empíricos como fenomenológicos. O **Modelo Operacional** utiliza o contexto cinético do processo apenas para verificar as condições de equilíbrio, como veremos no **Item 2.6**. Na usina industrial, ao contar com tempo de residência adequado ($t_r > t_f$), o fluxo mássico de concentrado é distribuído ao longo do banco de flotação, diferente do perfil de velocidades observado no laboratório. O trabalho experimental é imprescindível num estudo de flotação, pois cada minério testado e cada condição de processo (liberação, ambiente químico, etc.) irá gerar um diferente contexto cinético, de onde os resultados devem tratar-se de maneira apenas empírica; por isso determinados modelos cinéticos são chamados de “empíricos”. Mesmo se fosse possível aplicar a analogia que propõem os modelos cinéticos, a velocidade de flotação é normalmente tão alta que permite atingir condições de equilíbrio em curto espaço de tempo (2 a 7 minutos) e o equipamento de contato pode ser calculado apenas com base nos valores de equilíbrio, como o modelo sugere.

Levenspiel O. (1972) escreve sobre as reações químicas e afirma que se estas forem suficientemente rápidas, a ponto de serem considerados em equilíbrio, os projetos ficariam mais simplificados e as informações cinéticas não seriam necessárias, bastando para o projeto os dados de equilíbrio (que para o caso das reações químicas esses dados são extraídos de informações termodinâmicas), coincidindo com o **Modelo Operacional**, no sentido de que a flotação não precisa de tanto esforço experimental e teórico na compreensão da cinética do processo, mas apenas das condições de equilíbrio. **Barbery G.** (1984) e **Bourassa M., Barbery G e outros** (1988) vão ainda mais longe nos seus comentários, afirmando que, em vez dessas analogias cinéticas, a flotação está mesmo precisando de maior conhecimento dos aspectos fundamentais, como operação unitária, e que é o objetivo principal deste texto.

2.1.2 Velocidade de Flotação

La velocidad de flotación (dR/dt) sigue un comportamiento que puede ser registrado por la Curva Cinética, la cual es trazada experimentalmente. El conocimiento real de los datos de proceso, muestreos y análisis químicos, permiten establecer valores cuantitativos de Recuperación Acumulada en función del tiempo, de donde los modelos cinéticos extraen la constante cinética del proceso (k). Algunos modelos utilizan la velocidad de transferencia de masa de la flotación natural (dm/dt) con el mismo objetivo, considerando alternativas como: la evaluación de las fases pulpa y espuma por separado; la evaluación de diversos componentes de la misma sustancia x de interés, por grado de liberación, e inclusive diversas sustancias presentes en el mineral testado, propiciando la determinación de constantes cinéticas diferentes para cada caso. Por su parte, los modelos fenomenológicos establecen balances poblacionales basados en los procedimientos físicos de los Fenómenos de Transporte (Ingeniería Química), para establecer sistemas dinámicos de simulación, donde el flujo másico es monitoreado en función del avance por los equipos de contacto; esos modelos son mucho más complicados que los anteriores, llamados de empíricos.

A velocidade de flotação (dR/dt) segue um comportamento que pode ser registrado pela Curva Cinética, a qual é traçada experimentalmente. O conhecimento real dos dados de processo, amostragens e análises químicas, permitem estabelecer valores quantitativos de Recuperação Acumulada em função do tempo, de onde os modelos cinéticos extraem a constante cinética do processo (k). Alguns modelos utilizam a velocidade de transferência de massa da flotação natural (dm/dt) com o mesmo objetivo, considerando alternativas como: a avaliação das fases pulpa e espuma por separado; a avaliação de diversos componentes da mesma substância x do nosso interesse, por grau de liberação, e até mesmo diversas substâncias presentes no minério testado, propiciando a determinação de constantes cinéticas diferentes para cada caso. Por sua parte, os modelos fenomenológicos estabelecem balanços populacionais baseados nos procedimentos físicos dos Fenômenos de Transporte (Engenharia Química), para estabelecer sistemas dinâmicos de simulação, onde o fluxo mássico é monitorado em função do avanço pelos equipamentos de contato; esses modelos são muito mais complicados que os anteriores, chamados de empíricos.

O estudo cinético é focado geralmente na substância x do nosso interesse, mas, em muitas ocasiões, o estudo cinético comparativo entre diferentes substâncias presentes na rocha permite obter uma "visão cinética" da seletividade do processo (1).

(1) Refere-se ao fato de comparar as curvas cinéticas, verificando como a substância do nosso interesse flota de maneira preferencial com respeito a outras substâncias, inclusive a ganga.

A grande maioria das aplicações experimentais é realizada para a operação Rougher (fase polpa), mas a espuma repolpada nas etapas de limpeza pode ser também estudada dentro dos mesmos critérios. Alguns modelos chamados de multi-fases aplicam o estudo cinético sobre todas as fases do processo, incluindo a drenagem ou absorção macromolecular na espuma (duplo mecanismo).

2.1.3 Tempo de Contato e Scale-Up

As maiores dificuldades do estudo cinético de flotação 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 produção de massa concentrada 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 em estado estacionário. O estudo dessa passagem do tempo é o "scale-up", e pode ser definido nas operações contínuas com a ajuda de traçadores químicos, cuja concentração é monitorada na descarga do equipamento, em estudos chamados de RTD (Residence Time Distribution).

El Modelo Operacional, a diferencia de los modelos convencionales, no tiene interés en conocer el perfil de velocidades descrito por la Curva Cinética, por lo tanto de k , mas apenas de los valores de equilibrio (R_{00} y t_m). La falta de tiempo de residencia en la planta industrial ($t_r < t_p$) es señal de equipo de contacto mal dimensionado; el exceso de etapas y complejidad del circuito es señal de layout inadecuado; y la poca aproximación a las condiciones de equilibrio (Curva de Equilibrio), que se traduce en baja eficiencia de las etapas y exceso de masa reciclada, es señal de planta mal operada. El modelo propuesto no simulará plantas mal instaladas o mal operadas, mas definirá los criterios optimizados para el proyecto, a partir de estudios de laboratorio, y orientará al operador sobre el camino óptimo del flujo de masa concentrada, para inducir los resultados metalúrgicos siguiendo esta orientación. El Modelo Operacional es de optimización y no de simulación de condiciones aleatorias de la operación cotidiana de los procesos industriales. En este nuevo abordaje lo que se pretende optimizar es la Operación Unitaria de Flotación, en general.

O **Modelo Operacional**, diferentemente dos modelos convencionais, não tem interesse em conhecer o perfil de velocidades descrito na Curva Cinética, portanto de k , mas apenas dos valores de equilíbrio (R_{00} e t_m). A falta de tempo de residência na usina industrial ($t_r < t_f$) é sinal de equipamento de contato mal dimensionado; o excesso de etapas e complexidade do circuito é sinal de layout inadequado; e a pouca aproximação às condições de equilíbrio (Curva de Equilíbrio), que se traduz em baixa eficiência das etapas e excesso de massa reciclada, é sinal de usina mal operada. O modelo proposto não irá simular usinas mal arranjadas ou mal operadas, mas irá definir os critérios otimizados para o projeto, a partir de estudos de laboratório, e irá orientar o operador sobre o caminho ótimo do fluxo mássico do concentrado, para induzir os resultados metalúrgicos seguindo essa orientação. O **Modelo Operacional** é de **otimização** e não de simulação de condições aleatórias da operação cotidiana dos processos industriais. Nesta nova abordagem o que se pretende otimizar é a Operação Unitária de Flotação, em geral.

Na **Tabela 2.1.1** é apresentado um resumo dos aspectos que serão discutidos neste Capítulo.

Tabela 2.1.1 – Sistema Cinético da Flotação

ITEM	LABORATÓRIO	USINA
Estudo dos Parâmetros Cinéticos	VELOCIDADE DE FLOTAÇÃO dR/dt (CAPÍTULO 2.2)	
Analogia com as Reações Químicas SCALE-UP	MECANISMO CINÉTICO k (t^{-1}) (CAPÍTULO 2.3)	TEMPO DE CONTATO E SCALE-UP. $t_m \rightarrow t_f$
MODELOS CINÉTICOS (CAPÍTULO 2.5)		
1.- Analogia Química	$dR/dt \rightarrow k$	k laboratório = k usina
2.- De Probabilidades	$P_o = P_c P_a P_r$	$P_o = f(N^\circ \text{ de células})$
3.- De Multi-Fases	$dM_p/dt; dM_f/dt; dM_c/dt$ Constantes k, h e l .	k = fase polpa; h = fase espuma l = fase concentrado
4.- Constantes Distribuídas	$M_p(t) = f(k_s, k_f)$	k_s = partículas lentas k_f = partículas rápidas
5.- Modelos Contínuos	$M_p = f(t_r)$	$t_r = f(RTD) = f(N^\circ \text{ de células})$
6.- Mecanicista	FAF = fator de ar para flotação	F = força de aderência da partícula
7.- Populacional	$\alpha^p, \alpha^f, \alpha^r$ - Taxas de Flotação	Balanco populacional dinâmico
MODELO OPERACIONAL FLOTAÇÃO (Rougher)	Ponto de Equilíbrio: R_e, t_m	1ª Lei: $R = f(R_{em})$, para $t_r > t_f$
CONCENTRAÇÃO (Cleaners)	Curva de Equilíbrio: R_{oo}, t_m	Linha de Operação, para $t_r > t_f$

2.2 Velocidade de Flotação

2.2.1 Velocidade em Estado Não Estacionário

El estudio de la Velocidad de Flotación involucra los mecanismos de captura y de transporte de masa desde la fase pulpa para la espuma, de acuerdo con la hidrofobia de las partículas y de las características de las burbujas de aire (tamaño y cantidad) que constituyen el vehículo de transporte, además de otros factores. La extrapolación o scale-up de ese estudio nos lleva para la etapa de desbaste o Rougher en la escala continua, donde es efectuado el fenómeno de flotación natural y la separación inicial de la espuma mineralizada. En las operaciones de concentración o limpieza (Cleaners) la espuma repulpada puede ser evaluada de la misma forma, para definir el volumen de los equipos y el valor de equilibrio (R_{oo}). En la concentración, en verdad, todo es o ya fue espuma, y el mecanismo principal es ahora la absorción macromolecular gaseosa (lavado en contracorriente). Los otros mecanismos macroscópicos utilizados en la Concentración serán principalmente la Selectividad en la Espuma (Capítulo 3) y la Curva de Equilibrio (Capítulo 1).

O estudo da Velocidade de Flotação envolve os mecanismos de captura e de transporte de massa da fase polpa para a espuma, de acordo com a hidrofobia das partículas e das características das bolhas de ar (tamanho e quantidade) que constituem o veículo de transporte, além de outros fatores. A extrapolação ou scale-up desse estudo nos leva para a etapa de desbaste ou Rougher na escala contínua, onde é efetuado o fenômeno de flotação natural e a separação inicial da espuma mineralizada.

Nas operações de concentração ou limpeza (Cleaners) a espuma repolpada pode ser avaliada da mesma forma, para definir o volume dos equipamentos e o valor de equilíbrio (R_{∞}). Na concentração, a rigor, tudo é ou já foi espuma, e o mecanismo principal é agora a absorção macromolecular gasosa (lavagem em contracorrente). Os outros mecanismos macroscópicos utilizados na Concentração serão principalmente a Seletividade na espuma (**Capítulo 3**) e a Curva de Equilíbrio (**Capítulo 1**).

A Velocidade de Flotação 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 de flotação será determinada. A fim de ilustrar os conceitos apresentados neste Capítulo, lembraremos a seguir duas definições básicas de velocidade para o processo de flotação, estabelecidas em laboratório:

Velocidade de Flotação: É a expressão mais utilizada pela literatura sobre o tema, e corresponde à tangente (dR/dt) da curva que exprime a **Recuperação Metalúrgica** da substância de interesse em função do tempo de flotação, em sistema não estacionário (R vs. t). O **Modelo Operacional** utilizará essa mesma abordagem, porém com outros fins, estudando a **velocidade de aproximação ao equilíbrio** (onde o equilíbrio é R_{∞}). A velocidade de flotação, descrita dessa forma, é bastante simples de determinar experimentalmente e da sua análise é possível estabelecer uma analogia com as reações químicas, como mostrado no **Item 2.3**.

Velocidade de Transferência de Massa Polpa/Espuma: Corresponde ao transporte macromolecular de massa por flotação natural, como introduzido no **Item 1.3**, equação (1.6). Trata-se da tangente (dm/dt) à curva que exprime o **peso total de massa flotada** em função do tempo, em sistema não estacionário (m vs. t). A massa flotada por unidade de tempo e por unidade de volume pode ser descrita como: $v = (1/V) \times dm/dt$ (2.1)

Esta expressão geral pode ser simplificada em função da concentração da substância e, para uma base definida, da Recuperação Metalúrgica do processo (dR/dt), como já definido. Outros conceitos de velocidade, como o fluxo mássico em continuidade (estado estacionário), serão introduzidos ao longo deste Capítulo. O tempo não é uma variável nos sistemas em estado estacionário; nesses casos, o processo acontece à medida que o fluxo mássico percorre o volume interno do equipamento de contato. As partículas podem flotar com diferentes velocidades, dependendo de fatores tais como:

- a) Mineralogia, grau de liberação e outros fatores que alteram a sua hidrofobia.
- b) Ambiente químico, Coletor e outros aspectos que maximizam a hidrofobia.
- c) Aeração, Espumante, agitação e outros fatores que alteram o meio de transporte (bolhas de ar).
- d) Outros estímulos externos, como a diferença de pressão entre o ponto de captura e a camada superficial (que acelera a ascensão da bolha), o **SPLIT** de massa em função da área de contato, aspectos hidrodinâmicos, etc.

Todos esses fatores, aliados à complexidade intrínseca de se quantificar fenômenos de transporte macromolecular de massa em fases pouco homogêneas, como espuma e polpa, mostram a dificuldade de se representar matematicamente a Cinética de Flotação em processos contínuos, mas ainda quando essa representação está baseada em balanços populacionais dinâmicos do processo como um todo.

2.2.2 Curva Cinética

Pelo fato da velocidade de flotação variar com o tempo, em sistema não estacionário, pode-se deduzir o comportamento cinético através da curva que exprime a Recuperação Metalúrgica em função do tempo de flotação. Numa célula de laboratório é possível obter-se alíquotas de concentrado para diferentes tempos de flotação e, a partir de uma análise química que leve em conta igualmente o material não flotado, constrói-se um gráfico representando a Recuperação Metalúrgica acumulada em função do tempo, como ilustrado na **Figura 2.2.1**.

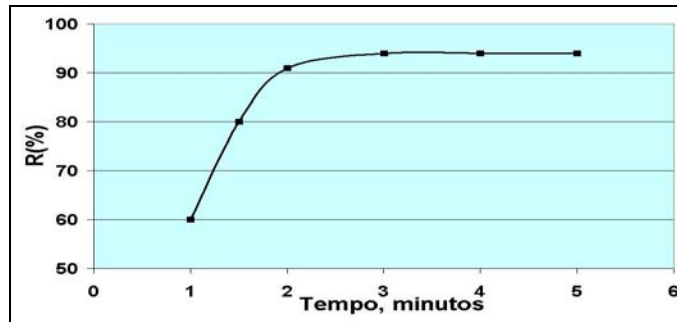


Figura 2.2.1 - Curva Cinética

A tangente à Curva Cinética, dR/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 (R_{00}). Da Figura 2.2.1, típica do fenômeno de flotação, tiram-se as seguintes conclusões:

- A curva cinética torna-se assintótica a partir de um determinado tempo.
- A curva da ilustração é contínua (e não discreta) o que, como veremos no **Capítulo 4**, é característico da dosagem única de reagentes, no início da experiência.
- A Recuperação de Equilíbrio (ou Recuperação Natural máxima) é: $R_{00} = R_5 = R_6$.
- A velocidade de aproximação ao equilíbrio (dR/dt) possui um comportamento semelhante ao da velocidade de transferência de massa da substância base (dm/dt).

Lindgren E. e **Broman P.** utilizam uma expressão parecida com a equação (1.6) para avaliar a flotação Rougher de um minério de Cu-Zn: $\ln(\% \text{ perdas no rejeito}) = -k t$ (2.2)

Os mesmos Autores propõem outra forma, que relaciona o teor residual de substância de interesse, no Rejeito, com o tempo de flotação; ou seja, a Curva de Desconcentração ($r \rightarrow r^*$), como ilustrado na **Figura 2.2.2** para uma experiência com minério de Cobre.

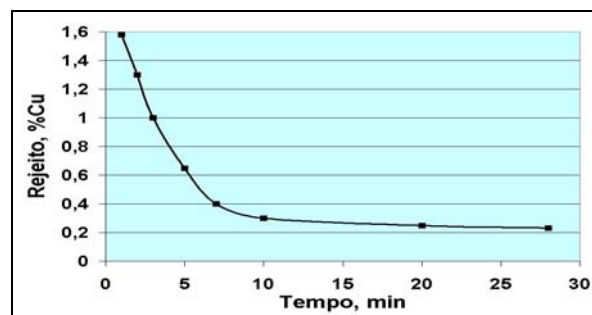


Figura 2.2.2 - Curva de Desconcentração (**Lindgren e Broman**)

As alíquotas amostradas são normalmente de concentrados parciais, de modo que o teor dos rejeitos deve ser calculado. É possível também representar graficamente a Curva Cinética de uma outra forma, algumas vezes mais conveniente: $-\ln(1-R)$ vs. t . Uma linha reta que possa resultar desta expressão significaria um comportamento cinético de 1ª ordem, de onde k pode ser extraída como pendente dessa linha. Um comportamento não linear pode ser interpretado como uma flotação de multicomponentes, com diferente taxa de flotação para cada componente. Resumindo, a Curva Cinética é uma consequência prática do fenômeno de transporte macromolecular de massa por flotação e depende da interação de diversas variáveis típicas do mineral de interesse, de modificações que provocam efeitos catalisadores ou seletivos (utilização de reagentes, principalmente) e de características físicas (densidade da polpa, altura da camada de espuma, grau de aeração, etc.) ou químicas (pH, por exemplo) das duas fases envolvidas (polpa e espuma). Trata-se de uma ferramenta muito útil para analisar o comportamento das diversas variáveis que podem ser modificadas a cada ensaio, embora por si só ela não seja suficiente para uma tomada de decisões num trabalho de pesquisa.

Exemplo 2.2.1:

Numa flotação de bancada (estado não estacionário) de laboratório para sulfetos de Cobre, de duração de 15 minutos, foram retiradas cinco amostras de concentrados parciais nos tempos indicados abaixo. Os resultados das análises desses concentrados, assim como do rejeito final são mostrados na **Tabela 2.2.1** a seguir:

Tabela 2.2.1 – Resultados Experimentais Exemplo 2.2.1

PRODUTO	TEMPO ACUMULADO (minutos)	MASSA (g)	TEOR CONCENTRADO (%Cu)
c₁	1	108,00	11,88
c₂	3	72,00	7,90
c₃	5	31,00	5,01
c₄	10	29,00	2,34
c₅	15	20,00	1,53
Rejeito	-	1.284,00	0,21

- Representar graficamente a curva cinética do ensaio.
- Determinar R_{00} , R_e , R_{cm} e ER para a recuperação total acumulada, além do teor médio \underline{c} do concentrado produzido.
- Verificar os resultados obtidos utilizando as expressões (1.44), (1.49) e (1.50).

Solução:

- Para representar-se a Curva Cinética é necessário calcular as recuperações acumuladas R_1 até R_5 . Multiplicando-se os valores do peso e do teor para cada produto parcial e dividindo-se o somatório desses valores pela quantidade total de massa alimentada, obtém-se o teor de alimentação, \underline{a} :

$$\underline{a} = \frac{\underline{c}_1 C_1 + \underline{c}_2 C_2 + \dots + \underline{c}_5 C_5 + r R}{A}$$

$$\underline{a} = 2.375,25/1.544 = 1,54 \%Cu$$

As recuperações parciais são obtidas da seguinte forma:

$$\underline{R}_i = [(c_i C_i) / (a A)] \times 100$$

E a recuperação acumulada é:

$$R_i = \sum R_i$$

Obtêm-se:	$\underline{R}_1 = 54,01 \%$	$R_1 = 54,01 \%$	$t = 1 \text{ min.}$
	$\underline{R}_2 = 23,95 \%$	$R_2 = 77,96 \%$	$t = 3 \text{ min.}$
	$\underline{R}_3 = 6,54 \%$	$R_3 = 84,50 \%$	$t = 5 \text{ min.}$
	$\underline{R}_4 = 2,86 \%$	$R_4 = 87,36 \%$	$t = 10 \text{ min.}$
	$\underline{R}_5 = 1,29 \%$	$R_5 = 88,65 \%$	$t = 15 \text{ min.}$

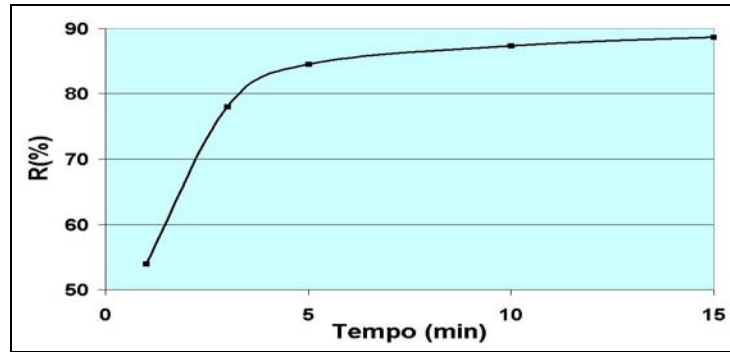


Figura 2.2.3 - Curva Cinética Exemplo 2.2.1

b) Da Curva Cinética, tira-se que $R_{oo} = 88,65 \%$. A análise da Tabela 2.2.1 permite concluir que a última alíquota de concentrado possui um teor quase idêntico ao da amostra de alimentação, ou seja,

$$R_e = R_{oo} = 88,65 \%, \text{ para } t_m = 15 \text{ minutos.}$$

A razão de concentração de massas é:

$$R_{cm} = A / (C_1 + C_2 + \dots + C_5) = 1,544 / 260 = 5,94$$

O teor médio do concentrado vale:

$$c = \frac{c_1 C_1 + c_2 C_2 + \dots + c_5 C_5}{C_1 + C_2 + \dots + C_5} = 8,1 \% \text{Cu}$$

Enriquecimento: $ER = 8,1 / 1,54 = 5,26$

c) Equação (1.44): $R(\%) = \frac{(1,54 - 0,21)}{(8,10 - 0,21)} \frac{8,10}{1,54} \times 100 = 88,65 \%$

Equação (1.49): $R(\%) = (ER / R_{cm}) \times 100 = (5,26 / 5,94) \times 100 = 88,6 \%$

Equação (1.50): $c = 1,54 \times 0,8856 \times 5,94 = 8,10 \% \text{Cu}$

Exemplo 2.2.2:

Utilize os dados do exemplo anterior e construa a Curva de Desconcentração.

Solução:

O total de massa alimentada é: $A = 1,544 \text{ g}$, por tanto:

$$1,544 \times (1,54/100) = 23,78 \text{ g de Cobre}$$

Para o tempo t_1 , $c_1 = 11,88\% \text{ Cu}$ e, $C_1 = 108 \text{ g}$

$$23,78 - (108 \times 11,88)/100 = 10,95 \text{ g de Cobre}$$

$$r_1 = 10,95 / (1,544 - 108) = 0,76\% \text{ Cu}$$

Do mesmo modo são calculados os valores apresentados na Tabela 2.2.2 e logo na Figura 2.2.4, a seguir:

Tabela 2.2.2 – Perfil de Desconcentração Exemplo 2.2.2

Tempo (min)	AVALIAÇÃO DO REJEITO		
	Cu	Massa (g)	Teor %Cu
0	23,78	1.544	1,54
1	10,95	1.436	0,76
3	5,26	1.364	0,39
5	3,71	1.333	0,28
10	3,03	1.304	0,23
15	2,72	1.284	0,21

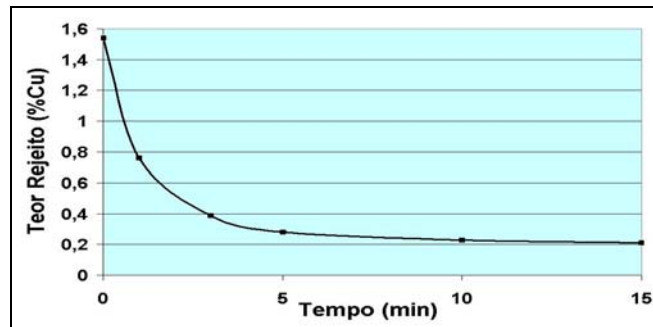


Figura 2.2.4 - Curva de Desconcentração Exemplo 2.2.2

Exemplo 2.2.3:

Utilize os dados do exemplo 2.2.1 para construir a Curva de Velocidade de Transferência de Massa, que relaciona a fração acumulada de massa flotada com respeito ao tempo (dm/dt).

Solução: Resultados na Tabela 2.2.3 e na Figura 2.2.5, a seguir:

Tabela 2.2.3 – Velocidade de Transferência de Massa Exemplo 2.2.3

Tempo (min)	Massa (g)	Massa acum. (g)
1	108,00	108,00
3	72,00	180,00
5	31,00	211,00
10	29,00	240,00
15	20,00	260,00

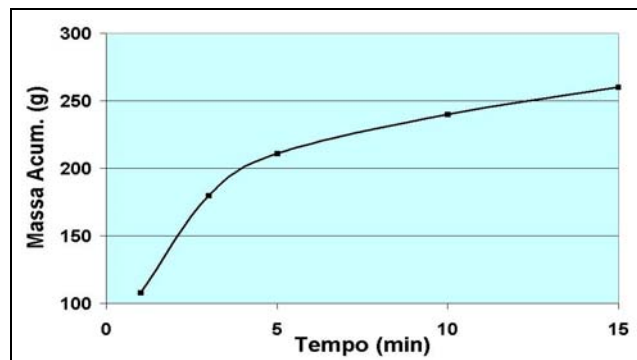


Figura 2.2.5 - Curva de Velocidade de Transferência de Massa Exemplo 2.2.3

2.2.3 Velocidade em 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 flotación 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 flotação 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.

$$\mathbf{v}' = d\mathbf{N}/dV \quad (2.3)$$

Onde \mathbf{N} (massa/tempo) é o fluxo de massa transferida para a fase espuma.

Teoricamente \mathbf{v}' teria que equivaler à mesma velocidade obtida no processo batch (\mathbf{v}), como mostrado na equação (2.1), porém, o fluxo apresenta muita ineficiência na sua distribuição de tempo dentro de equipamentos contínuos (curto-circuito, etc.), de modo que a velocidade \mathbf{v}' geralmente precisa de outros métodos para ser definida a partir do laboratório. Na Figura 1.3.3 (**Item 1.3**) é ilustrada a diferença do comportamento cinético entre o estado não estacionário e o estado estacionário. A expressão (1.10) do Primeiro Princípio Operacional estabelece que a taxa de produção de concentrado ($d\mathbf{C}/dt$) é normalmente inferior à taxa de transferência de massa por flotação natural ($d\mathbf{m}/dt$). A distribuição do tempo de residência em sistema estacionário é prejudicada pelos efeitos de curto-circuito e outros problemas (qualidade da agitação, hidrodinâmica da entrada à célula, etc.). A Recuperação em processos contínuos não é apenas comandada pela taxa de flotação, mas pelo tempo de residência da polpa.

No **Item 2.4** será 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 da célula agitada mecanicamente, todo o material possui a mesma probabilidade de sair dela. O tempo de residência é formulado, nesses casos, por distribuição do tipo exponencial (com o fator e^{-kt}), onde \mathbf{k} é a constante cinética. 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 flotação (t_f) para que a **Rcm** definida para a operação estudada seja atingida pelo operador da usina.

*El Modelo Operacional no tiene interés en estudiar el perfil de velocidades de flotación, mas apenas los valores de equilibrio del sistema, garantizando en la escala continua el tiempo mínimo de flotación (t_f) para que la **Rcm** definida para la operación sea alcanzada por el operador de la planta.*

2.3 Mecanismo Cinético da Flotação

2.3.1 Mecanismo para Uma Fase

A velocidade de concentração (ou de desconcentração da massa \underline{A} alimentada) 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:



A recuperação metalúrgica é um quociente entre os estados de concentração da substância do nosso interesse no produto e na alimentação, numa determinada etapa:

$$\text{Seja } \Delta R = R_2 - R_1 \quad \text{onde } R_1 = \frac{[C_1]}{[A_0]} \quad \text{e } R_2 = \frac{[C_2]}{[A_0]} \quad (2.5)$$

Onde, $[A_0]$ é a distribuição inicial da substância alimentada ($t = 0$).

$[C_1]$ e $[C_2]$ são as distribuições de substância no concentrado, no tramo ΔR .

$$\Delta R = \frac{[C_2] - [C_1]}{[A_0]} \quad (2.6)$$

Tomando como referência $[A_0] = 1$,

$$\Delta R = \Delta[C] \quad (2.7)$$

A velocidade de concentração da substância base no concentrado se escreve como:

$$v = dR/dt = d[C]/dt \quad (2.8)$$

A analogia com a reação química ilustrada na equação (2.4) nos permite expressar a velocidade em função das condições limites do fenômeno,

$$d[C]/dt = k [C] \quad (2.9)$$

Onde \underline{k} é a constante cinética de concentração (t^{-1}).

Também pode considerar-se que o produto da "reação" é criado como consequência da desconcentração da massa alimentada:

$$v = -k [A] \quad (2.10)$$

e portanto,
$$d[A]/dt = -k [A] \quad (2.11)$$

Desta forma,
$$\int d[A]/[A] = -k \int dt \quad (2.12)$$

$$\ln \frac{[A]}{[A_0]} = -k t \quad (2.13)$$

$$\text{Mas,} \quad \frac{[A]}{[A_0]} = 1 - R \quad (2.14)$$

$$\text{Portanto,} \quad R = 1 - e^{-kt} \quad (2.15)$$

$$\text{Ou bem,} \quad R(\%) = 100 (1 - e^{-kt}) \quad (2.16)$$

A constante cinética de 1ª ordem, k , corresponde à pendente da reta representada pela equação (2.15) num gráfico que relacione $-\ln(1-R)$ vs. t . O modelo cinético resultará consistente no caso de obter efetivamente uma linha reta (1ª ordem), sendo k a pendente.

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 (**Item 2.5**) Em ambos os casos, o valor da constante cinética só pode ser determinado experimentalmente. Na **PARTE 2** deste Volume é apresentada uma grande variedade de procedimentos experimentais para estudar a flotação natural, onde a Cinética de Flotação é uma das mais importantes ferramentas do laboratório. De acordo com o **Modelo Operacional**, a interpretação cinética do processo apenas deve servir para determinar o tempo mínimo de flotação natural t_m para atingir o equilíbrio (R_{∞}), e não para definir a distribuição de velocidades de flotação ao longo do tempo, como propõem os modelos cinéticos, onde a constante cinética k deve ser calculada.

Para fins apenas ilustrativos, comentaremos a seguir os procedimentos básicos para a determinação da constante cinética de flotação, em analogia com as reações químicas. Existem duas maneiras de analisar os dados cinéticos experimentais provenientes da flotação batch no laboratório: o método **integral** e o método **diferencial** (**Levenspiel O**, 1972 e **Smith J. M.** 1971). O método integral é o mais utilizado e já foi comentado brevemente no começo deste Capítulo. Após a seleção do modelo cinético e a sua correspondente equação de velocidade (por exemplo, dR/dt), após a integração dessa equação os dados de R e t devem ser relacionados num gráfico cartesiano, procurando obter uma reta (no caso de estar adequado o mecanismo escolhido para o modelo). No método de análise diferencial os dados são ajustados diretamente à equação de velocidade. O método integral, mesmo sendo o mais utilizado, exige que se estabeleça um determinado mecanismo de reação hipotética (modelo), o que não é necessário no método diferencial, que pode ser utilizado na pesquisa da equação empírica que melhor se ajuste aos dados.

Método Integral

Substituindo a equação (2.14) na equação (2.13), pelo **método integral** obtém-se:

$$-\ln(1-R) = kt \quad (2.17)$$

O gráfico de $-\ln(1-R)$ em função de t teria que resultar numa reta (se o processo se comportasse como homogêneo de 1ª ordem), cuja pendente é k . Obviamente, por numerosas razões já comentadas (diversidade mineralógica, diferente tamanho e liberação das partículas, etc.) o valor de k também é variável com respeito ao tempo, apresentando altos valores iniciais (partículas mais hidrófobas) e descendo até zero na assíntota da curva cinética.

Exemplo 2.3.1:

Do exemplo anterior (2.2.1), pede-se graficar a equação (2.15) e determinar os valores de \underline{k} .

Solução: Na Tabela 2.3.1 e na Figura 2.3.1 são apresentados os resultados.

Tabela 2.3.1 – Avaliação da Constante Cinética – Método Integral

TEMPO (min)	R	(1 - R)	ln (1 - R)	k
1	0,540	0,460	0,78	0,78
3	0,780	0,220	1,51	0,37
5	0,845	0,155	1,86	0,18
10	0,874	0,126	2,07	0,04
15	0,887	0,113	2,18	0,02

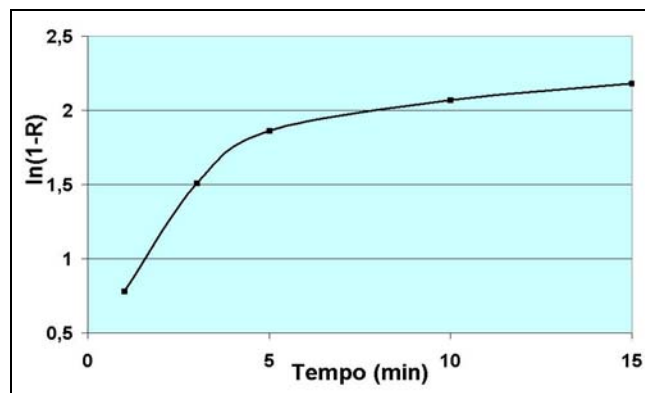


Figura 2.3.1 - Método Integral de Determinação da Constante Cinética

Método Diferencial

O **método diferencial** de análise, aplicado diretamente à equação diferencial de velocidade a ser testada, permite avaliar todos os termos da equação, inclusive a derivada dR/dt , e testa o ajuste da equação aos pontos experimentais. Esse método permite obter um valor médio de \underline{k} . Da equação (2.9),

$$d[C]/dt = -k [A] = dR/dt \quad (2.18)$$

Além disso, $[A_0] = 1$, de modo que, substituindo na equação (2.14):

$$[A] = 1 - R \quad (2.19)$$

$$dR/dt = -k (1 - R) \quad (2.20)$$

O método diferencial considera a construção de um gráfico de dR/dt vs. $(1-R)$; se obtivermos uma linha reta essa equação de velocidade será coerente com os dados.

Exemplo 2.3.2:

Determinar o valor de \underline{k} médio do exemplo 2.2.1, pelo método diferencial.

Solução:

Na Tabela 2.3.2 e Figura 2.3.2 são mostrados os resultados.

Tabela 2.3.2 – Avaliação da Constante Cinética – Método Diferencial

dR	dt	dR/dt	(1 - R)	(1 - R ₀₀)
0,541	1	0,541	0,460	0,347
0,240	2	0,120	0,220	0,107
0,065	2	0,033	0,155	0,041
0,029	5	0,006	0,126	0,013
0,013	5	0,003	0,113	0,000

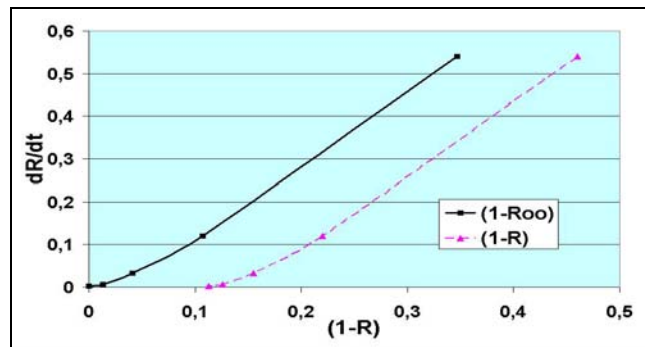


Figura 2.3.2 - Método Diferencial de Determinação da Constante Cinética

Alguns modelos utilizam a recuperação de equilíbrio (R_{00}), com o objetivo de cortar o gráfico na origem. O valor de k é o mesmo e corresponde a: $k = (0,538/0,347) = 1,55$

Klimpel R R. (1980) sugere a seguinte expressão para o estudo de laboratório:

$$R = R_{00} \left[1 - \frac{1}{kt} (1 - e^{-kt}) \right] \quad (2.21)$$

Onde é introduzida a recuperação de equilíbrio R_{00} .

Jowett A. (1974) sugere como opção, para células contínuas:

$$R = 100 \left[1 + (1 + k t_{ri})^{-n} \right] \quad (2.22)$$

Onde t_{ri} é o tempo de residência (V/Q) de uma célula i , e n é o número de células em série.

Também, **Jowett** apresenta uma nova metodologia de avaliação gráfica onde, reconhecendo que a recuperação de equilíbrio (R_{00}) é menor que 100%, assume como óbvio o fato de que diversos componentes, com diferente cinética de flotação, estão presentes na polpa alimentada ao processo (partículas muito grossas, mistos, lamas).

$$R = (R_{00} - R_L) (1 - e^{-k_H t}) + R_L (1 - e^{-k_L t}) \quad (2.23)$$

Onde,

R_L (%), é a recuperação das partículas com flotação mais lenta.

k_H , é a constante cinética das partículas mais rápidas (t^{-1}).

k_L , é a constante cinética das partículas mais lentas (t^{-1}).

Jowett propõe um método gráfico que pode resolver a equação (2.23) mesmo sem conhecer R_{00} , utilizando dados experimentais para R_L , k_H e k_L .

Rao T. C. e outros (1989) utilizam um método parecido para estudar em laboratório a cinética de flotação de minério de Carvão, separando o material da alimentação por tamanho e por composição química.

Bourassa M. e outros (1988) avaliam as constantes cinéticas numa usina piloto para flotação de Calcopirita, calculando k para cada célula dentro do banco. Os resultados são mostrados na **Tabela 2.3.3** a seguir.

Tabela 2.3.3 – Constantes Cinéticas em Continuidade

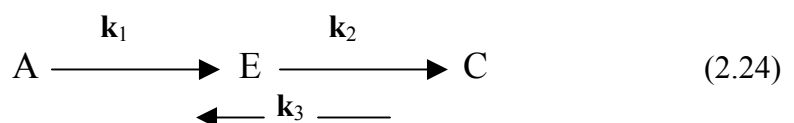
CIRCUITO	CÉLULA	tr (min)	k	k_f lab (1)	k_f usina (2)
Rougher	1	2,34	0,53	2,1	0,53
	2	2,42	0,17		
	3	2,56	0,19		
	4	2,59	0,20		
Scavenger	1	2,69	0,19	1,1	0,19
	2	2,73	0,08		
	3	-	-		
	4	2,86	0,09		
Cleaner	1	4,74	0,07	0,57	0,055
	2	5,70	0,04		
Recleaner	1	6,53	0,13	1,6	0,25
	2	7,76	0,36		

- (1) k_f : é a constante cinética de flotação obtida no laboratório para as partículas mais rápidas, de acordo com modelo de constantes cinéticas distribuídas, do tipo da equação (2.23).
- (2) k_f na usina: é obtido do primeiro banco de flotação do Rougher e do Scavenger, onde estariam flotando as partículas mais hidrófobas. No Cleaner e no Recleaner, onde as partículas já flotaram, é utilizado um valor médio do banco.

Para efeitos de scale-up, podemos observar na Tabela 2.3.3 que a relação (k_f lab. / k_f usina) é aproximadamente igual a 4 no circuito Rougher e chega a quase 10 nas etapas de limpeza, mostrando a pouca aplicabilidade desse tipo de modelagem.

2.3.2 Mecanismo para Duas Fases

Harris C. C. e Rimmer H. W. (1966) postulam que existe uma certa taxa ou fator de retorno desde a espuma até a polpa; como veremos no **Capítulo 3**, essa situação é interpretada como uma ação de limpeza que se produz na camada de espuma (já não é mais "flotação") e que favorece a outro mecanismo macroscópico considerado pelo Modelo Operacional: a **Seletividade**. Por outro lado, **Thorne G. C., Manlapig E. V. e outros** (1976), reconhecem que a flotação é um processo em dois estágios, na polpa e na espuma (eles chamam de "entrainment-drainage mechanism"): a) Captura seletiva nas bolhas de ar, e b) Arraste de massa na água, que passa através da espuma. Em concordância com o **Modelo Operacional**, esses autores afirmam que não todas as partículas que aparecem na fase espuma constituem o "Concentrado", já que algumas dessas partículas drenam de volta para a polpa. O anterior poderia sugerir uma analogia com uma reação química em duas fases, com um mecanismo de "reversibilidade" entre elas, da forma:



Onde, A: Alimentação; E: Espuma e C: Concentrado.

Com o objetivo de simplificar os cálculos iremos supor que a reação química é irreversível, o qual poderia ser válido para processos ideais (como a flotação Rougher em circuito convencional, onde podemos retirar, como concentrado, toda a massa flotada).



Desconcentração de A: $d[A]/dt = -k_1 [A]$ (2.26)

Concentração de E: $d[E]/dt = k_1 [A] - k_2 [E]$ (2.27)

Concentração de C: $d[C]/dt = k_2 [E]$ (2.28)

Da equação (2.26) $[A] = [A_0] e^{-k_1 t}$ (2.29)

Substituindo em (2.27) $d[E]/dt = k_1 [A_0] e^{-k_1 t} - k_2 [E]$ (2.30)

Assumindo que $[E_0] = 0$, a integral desta expressão é:

$$[E] = k_1 [A_0] \left\{ \frac{e^{-k_1 t}}{(k_2 - k_1)} + \frac{e^{-k_2 t}}{(k_1 - k_2)} \right\} \quad (2.31)$$

ou bem, $[E] = \frac{k_1 [A_0]}{(k_2 - k_1)} (e^{-k_1 t} - e^{-k_2 t})$ (2.32)

Por outro lado, $[A_0] = [A] + [E] + [C]$ (2.33)

De modo que: $[C] = [A_0] - [A_0] e^{-k_1 t} - \frac{k_1 [A_0]}{(k_2 - k_1)} (e^{-k_1 t} - e^{-k_2 t})$ (2.34)

$$[C] = [A_0] \left\{ 1 - e^{-k_1 t} - \frac{k_1}{(k_2 - k_1)} (e^{-k_1 t} - e^{-k_2 t}) \right\} \quad (2.35)$$

A concentração \underline{C} depende então de k_1 e k_2 , as quais são as constantes cinéticas de concentração nas fases polpa e espuma, respectivamente.

Para flotação Rougher, por exemplo, como a camada de espuma é pequena, podemos assumir que $k_2 \ll k_1$, de modo que a equação (2.35) se reduz a:

$$[C] = [A_0] (1 - e^{-k_1 t}) \quad (2.36)$$

Além disso, $\frac{[C]}{[A_0]} = \mathbf{R}$ (2.37)

De onde voltamos à expressão (2.15) $\mathbf{R} = 1 - e^{-k_1 t}$

Na flotação de limpeza, onde a camada de espuma é maior, com maiores tempos de flotação, essa simplificação da equação (2.35) não seria possível.

2.4 Tempo de Contato e Scale-Up

2.4.1 Tempo de Flotação

*El tiempo de flotación establecido en el laboratorio, en estado no estacionario, corresponde al tiempo mínimo necesario para alcanzar las condiciones de equilibrio (R_{00}). Ese tiempo mínimo del laboratorio, denominado t_m , fue introducido en el **Ítem 1.3** (Figura 1.3.3). La determinación y la extrapolación del tiempo t_m para la escala continua industrial (scale-up) son de enorme importancia para los costos de inversión de una planta de flotación, pues definen el volumen total de celdas en el circuito. Como ya comentado, el **Modelo Operacional** no estudiará el perfil de velocidades dR/dt ni la constante cinética k derivada de su evaluación, más apenas el tiempo t_m necesario para alcanzar el equilibrio. Esos estudios cinéticos serán complementados con la selectividad del proceso (**Capítulo 3**), donde la aplicación conjunto de esos aspectos macroscópicos definirá el scale-up mas apropiado para el proceso. Como antes indicado, un tiempo t_m inferior a 2 o 3 minutos podría significar el arrastre excesivo de ganga en el flujo de concentrado, además del probable exceso de reactivos que motiva esa aceleración del proceso. Por otro lado, un tiempo mayor influenciará en los costos de inversión y de operación de la planta.*

O tempo de flotação estabelecido no laboratório, em estado não estacionário, corresponde ao tempo mínimo necessário para atingir as condições de equilíbrio (R_{00}). Esse tempo mínimo do laboratório, denominado t_m , foi introduzido no **Item 1.3** (Figura 1.3.3). A determinação e a extrapolação do tempo t_m para a escala contínua industrial (scale-up) são de enorme importância para os custos de investimento de uma usina de flotação, pois definem o volume total de células no circuito. Como já comentado, o **Modelo Operacional** não irá estudar o perfil de velocidades dR/dt nem a constante cinética k derivada da sua avaliação, mas apenas o tempo t_m necessário para atingir o equilíbrio. Esses estudos cinéticos serão complementados com a seletividade do processo (**Capítulo 3**), onde a aplicação conjunta desses aspectos macroscópicos irá definir o scale-up mais apropriado para o processo. Como antes indicado, um tempo t_m inferior a 2 ou 3 minutos poderia significar o arraste excessivo de ganga no fluxo de concentrado, além do provável excesso de reagentes que motiva essa aceleração do processo. Por outro lado, um tempo maior irá influenciar nos investimentos e custos de operação da usina.

Para a operação Rougher o Ponto de Equilíbrio é atingido quando $R_e = R_{00}$, ou seja, quando a última alíquota de concentrado parcial c_n retirada da célula de laboratório possua um teor idêntico ao teor a da alimentação. Esse objetivo é alcançado mediante a correta dosagem de reagentes. Para a espuma repolpada do circuito de limpeza, o tempo t_m será aquele necessário para atingir o equilíbrio na exaustão do processo (R_{00}). O fator econômico associado ao tempo de flotação (maior volume e grande número de células) não aconselha a utilização de tempos excessivos de flotação no laboratório nem tempos de residência na escala contínua industrial muito superiores ao requerido pelo fenômeno natural, particularmente no Rougher, que recebe todo o fluxo alimentado à usina e onde os volumes de flotação utilizados são muito expressivos. Nas etapas de limpeza, o efeito de um maior tempo de residência que o necessário pelo fenômeno natural ($t_r \gg t_r$) pode ser utilizado em benefício da seletividade do processo, transferindo esse excesso de tempo para a fase espuma, o qual favorece a drenagem de partículas de ganga ou pouco hidrófobas e a limpeza do concentrado.

Smith H. W. e Ichiyen N. M. (1973), Sutherland D. N. e outros (1981), Jameson G. J. (1984) e Ashok Dey e outros (1989) concluem que o excesso de tempo de flotação conduz necessariamente ao incremento na quantidade de massa flotada (menor R_{cm}) e, portanto a um menor teor no concentrado. O **Modelo Operacional** discorda dessa afirmação, a qual poderia ser válida, excepcionalmente em alguns casos, apenas para a flotação natural ou produção de espuma. Na flotação real ou concentração, a massa flotada e efetivamente concentrada depende do operador da usina, de acordo com a R_{cm} requerida pelo processo, aproveitando o excesso de tempo em favor da seletividade e não da cinética do processo, como já indicado.

Os termos relativos ao tempo de flotação utilizados neste texto são:

t_m : tempo de flotação mínimo em estado estacionário (laboratório). No Rougher, o valor recomendável fica entre 3 a 7 minutos para atingir o ponto de equilíbrio ($R_e = R_{oo}$). Nos Cleaners, esse tempo é um pouco inferior ao Rougher (todas as partículas já flotaram anteriormente) para atingir a exaustão (R_{oo}).

t_f : tempo de flotação mínimo no estado estacionário (scale-up a partir do laboratório).

t_r : tempo de residência efetivo no circuito (V/Q), definido por equação (1.16).

2.4.2 Scale-Up do Tempo de Flotação

Refere-se à passagem do tempo t_m obtido no laboratório para o tempo t_f na escala contínua industrial, como ilustrado na **Figura 2.4.1**. Alguns modelos consideram dentro do scale-up a passagem do perfil completo de velocidades de flotação, como veremos ao longo deste item.

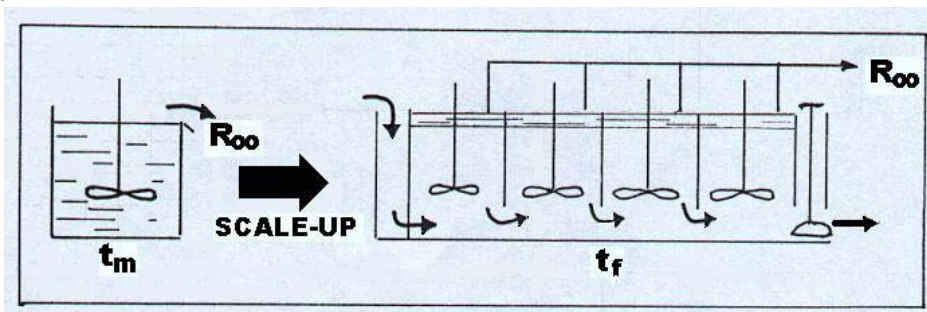


Figura 2.4.1 – Scale-Up do Tempo de Flotação

Em células contínuas existem diferentes problemas para a determinação do tempo real de residência, por causa de diversos eventos aos quais as partículas são submetidas, como ilustrado na Figura 1.4.3, que descreve o Primeiro Princípio. A partícula possui as seguintes opções de fluxo dentro do equipamento:

- Entra na camada de espuma;
- Fica circulando na polpa agitada;
- Sai pelo fundo para a célula seguinte;
- Probabilidade de circulação inversa (problema comentado por Nuñez P. e outros, 1985 e por Myczkowski Z. e Nawrocki J., 1988), ou seja, o caso muito pouco provável de voltar polpa de uma célula para a célula anterior no banco de flotação.

Esses problemas são resolvidos de duas formas: aplicação de critérios práticos de scale-up, garantindo que $t_r > t_f$, ou estudando cada situação específica mediante experiências de RTD, como veremos no item 2.4.4 a seguir. O **Modelo Operacional** utiliza critérios práticos para determinar o tempo de flotação na escala contínua industrial. A experiência de quase 100 anos permite utilizar esses critérios com bastante confiabilidade. A regra mais comum utiliza a seguinte expressão: $t_f = 2 \times 1,2 \times t_m = 2,4 t_m$ (2.38)

O fator de multiplicação 2 é empregado para compensar a menor eficiência de agitação da polpa nos bancos contínuos de flotação, nos quais observa-se que uma parcela importante da polpa passa de uma célula para outra sem ser “capturada” pelas bolhas de ar (curto-circuito). Esse fator 2 de scale-up foi demonstrado experimentalmente por **Kalapudas R. e Kallioinen J.** (1988) e por **Nesset J. E.** (1988). Já o fator 1,2 é recomendado por alguns projetistas para compensar as perdas de volume efetivo por causa de variações na altura da camada de espuma e, principalmente, para prevenir variações na taxa de alimentação da usina e na densidade da polpa. Esses últimos aspectos, considerados como distúrbios de entrada ao circuito, inviabilizam a utilização de valores exatos de tempo de residência ou da distribuição precisa desse tempo ao longo do processo, como pretendido por alguns modelos.

Nesset J. E. (1988) considera aspectos físicos e hidrodinâmicos nas células de flotação para concluir, experimentalmente mediante estudo de RTD, nos valores de scale-up mostrados na próxima **Tabela 2.4.1**, confirmando os critérios anteriores. É altamente recomendável comparar-se os valores práticos de tempo de residência observados em projetos similares (minérios semelhantes, mesmo tipo de células, etc.) para não sair muito fora da realidade industrial. Tabelas completas podem ser encontradas no SME-Mineral Processing Handbook (**Weiss N. L.** editor, 1985). Uma diferença significativa entre o valor de projeto obtido pela equação (2.38) e os valores comumente utilizados na prática industrial, sugere que as experiências de laboratório devem ser revisadas ou até mesmo refeitas.

Tabela 2.4.1 – Tempo Mínimo de Flotação

MATERIAL	LABORATÓRIO t_m (min)	ESCALA INDUSTRIAL t_f (min)
Cobre	6 a 8	13 a 16
Fosfato	2 a 3	4 a 6
Sílica (ferro)	3 a 5	8 a 10
Chumbo	3 a 5	6 a 8
Níquel	6 a 7	10 a 14
Zinco	5 a 6	8 a 12
Molibdenita	6 a 7	14 a 20

2.4.3 Dimensionamento do Circuito

O cálculo do número de células e sua disposição na usina (tamanho do banco, quantidade de bancos, etc.) é estudado em detalhe no **Volume 2** desta série. Definido o tempo t_f através da equação (2.38), o volume V de equipamentos para cada circuito (Rougher, Cleaner, Recleaner) é obtido de acordo com a seguinte expressão, onde Q é a vazão de polpa alimentada ao circuito.

$$V = Q \times t_f \quad (2.39)$$

Tempo Mínimo por Célula de Flotação

Con el objeto de minimizar el efecto negativo derivado de los problemas hidrodinámicos producidos en el interior de las celdas de flotación, por el mecanismo de entrada y salida de la pulpa, y que afectan significativamente la selectividad del proceso (cortocircuito), la experiencia industrial y las recomendaciones de los fabricantes de equipos indican que es conveniente considerar un tiempo mínimo de residencia en cada celda de flotación dentro del banco, particularmente en las celdas mecánicas convencionales. El Autor de este texto considera que ese tiempo mínimo no debe ser inferior a 1 (un) minuto.

Com o objetivo de minimizar o efeito negativo derivado dos problemas hidrodinâmicos produzidos no interior das células de flotação, pelo mecanismo de entrada e saída da polpa, e que afetam significativamente a seletividade do processo (curto-circuito), a experiência industrial e as recomendações dos fabricantes de equipamentos indicam que é conveniente considerar um tempo mínimo de residência em cada célula de flotação dentro do banco, particularmente nas células mecânicas convencionais. O Autor deste texto considera que esse tempo mínimo não deve ser inferior a 1 (um) minuto.

Myczkowski Z. e Nawrocki J. (1988) estudaram detalhadamente esses parâmetros para flotação de minério de Cobre, complementando estudos anteriores de outros autores (**Harris C. e outros** –1975 - e de **Jowett A.** - 1961), que tinham concluído, em laboratório, que a condição ideal de mistura que ocorre no interior de uma célula de flotação é atingida quando o fluxo de polpa equivale a 0,8 até 2,5 do volume da célula por minuto. Similar conclusão, para minério de fosfato, foi encontrada por **Woodburn e outros**, em 1971.

Número Mínimo de Células de Flotação

El efecto de cortocircuito es minimizado utilizando bancos de flotación con un número mínimo razonable de celdas de flotación, conectadas en serie. Como veremos más adelante, además del problema de tiempo de flotación (problema cinético) es necesario alcanzar un determinado SPLIT de masa concentrada/ masa alimentada (problema hidráulico), el cual aumenta en las etapas de limpieza. Este último argumento refuerza el hecho de mantener un número razonable de celdas por banco de flotación, como indicado al comienzo de este párrafo.

O efeito de curto-circuito é minimizado utilizando bancos de flotação com um número mínimo razoável de células de flotação, conectadas em série. Como veremos mais adiante, além do problema de tempo de flotação (problema cinético) é necessário atingir um determinado **SPLIT** de massa concentrada/massa alimentada (problema hidráulico), o qual aumenta nas etapas de limpeza. Este último argumento reforça o fato de manter um número razoável de células por banco de flotação, como indicado no começo do parágrafo. Utilizando o critério de 1 minuto por célula a Tabela 2.4.1 pode resultar muito útil para definir o banco de flotação. Diversos autores têm estudado esse aspecto, inclusive experimentalmente: **Sutherland D. N.** (1981) sugere um mínimo de 6 (seis) células, em geral; **Wilson R. A. e Dawson H. A** (1980) e **Arbitrer N e Weiss N.** (1970) sugerem um mínimo de 12 (doze) células em série. **Weiss N. L.**, 1985 (SME – Mineral Processing Handbook) propõe um mínimo razoável de 4 (quatro) células para minérios não metálicos (Fosfatos, Sílica, etc.), 6 (seis) células para minérios de Chumbo, Tungstênio e Zinco, e 10 (dez) células para Cobre, Molibdênio e Níquel. Para processos de baixa seletividade (baixa **Rcm** para atingir a Recuperação de Equilíbrio) são necessárias mais etapas na flotação de limpeza e maior quantidade de células por etapa.

Exemplo 2.4.1:

Num processo de flotação de sulfetos de Cobre foi determinado experimentalmente, em sistema não estacionário (batch), um tempo de flotação de 5 minutos para atingir o Equilíbrio na flotação Rougher. O projeto industrial considera o tratamento de polpa com 40% de sólidos em diversas linhas de flotação, com capacidade individual estimada em 400 t/h de minério, cuja gravidade específica é de 3,5 g/cm³. Pede-se selecionar o modelo de célula mais adequado e a quantidade necessária em cada linha, assumindo similar comportamento metalúrgico entre elas. Os modelos avaliados são: 300 ft³ (8,5 m³); 500 ft³ (14 m³) e 1000 ft³ (28 m³). Considere que as células de maior tamanho são mais econômicas.

Solução:

O tempo mínimo de flotação será de:

$$t_m = 5 \times 2,4 = 12 \text{ minutos (0,2 h)}$$

Vazão de polpa:

$$\% \text{ sólidos} = 100 \times \text{massa sólidos} / (\text{massa sólidos} + \text{água})$$

$$40 = 100 \times 400 / (400 + \text{água})$$

$$\text{água} = 600 \text{ t/h}$$

$$Q_{\text{polpa}} = 600 + 400/3,5 = 714,3 \text{ m}^3/\text{h}$$

Número de Células:

$$n = (t_f \times Q) / \text{Volume individual}$$

células de 300 ft³:

$$n = (0,2 \times 714,3) / 8,5 = 16,8 = 17 \text{ células}$$

células de 500 ft³:

$$n = (0,2 \times 714,3) / 14 = 10,2 = 11 \text{ células}$$

células de 1000 ft³:

$$n = (0,2 \times 714,3) / 28 = 5,1 = 6 \text{ células}$$

Critérios utilizados:

Pelo tempo mínimo, para compensar turbulência: 12/1 min = 12 células (como máximo).

Pelo número mínimo, para evitar curto-circuito: 10 células para minério de Cobre.

Ou seja, a melhor opção é utilizar 11 células de 500 ft³ no banco de flotação Rougher, para cada linha de processo.

2.4.4 Distribuição do Tempo de Residência em Estado Estacionário

Consideremos um equipamento de contato, de volume total V , sendo alimentado por polpa a um fluxo volumétrico Q . O tempo médio de residência é dado pela equação (1.16): $t_r = V/Q$. O problema dessa avaliação é que a polpa não possui um comportamento homogêneo respeito ao tempo; algumas partículas abandonam o banco de flotação em curto espaço de tempo (curto-circuito) e outras permanecem por um tempo excessivo, 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 2.4.2** 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 $[T_0]$.

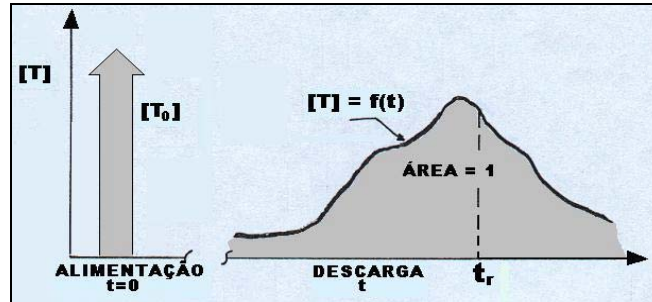


Figura 2.4.2 – Estudo de RTD (Sistema de Pulso de Entrada)

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 flotação. O valor de t_r corresponde ao valor médio obtido de acordo com a expressão (1.16), relacionando V/Q . 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, CaCl₂ ou KCl).

Nesset 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:

$$T = [T]/[T_0] \quad (2.40)$$

Além disso, como já comentado sobre a área embaixo da curva, ao representar-se graficamente em função de T temos que:

$$\int_0^{\infty} T(t) dt = 1 \quad (2.41)$$

Para um tempo t_1 ,

$$[A_1] = \int_0^{t_1} [A] T(t) dt \quad (2.42)$$

Onde $[A]$ é a concentração de substância do nosso interesse. Para uma reação de 1ª ordem é demonstrado no **Item 2.3** que:

$$[A] = [A_0] e^{-kt} \quad (2.43)$$

Onde $[A_0]$ é a concentração inicial da substância de interesse e k é a constante cinética de 1ª ordem. Substituindo em (2.42):

$$[A_1] = \int_0^{t_1} [A_0] e^{-kt} T(t) dt \quad (2.44)$$

Por outro lado, expressando a recuperação metalúrgica em função de $[A_0]$, para um tempo t_1 se obtém que:

$$[A_1] / [A_0] = 1 - R \quad (2.45)$$

Então:

$$R = 1 - \int_0^{t_1} e^{-kt} \times T(t) dt \quad (2.46)$$

Desse modo, na expressão (2.46) é incluído o cálculo do RTD para converter em tempo real o tempo contínuo deduzido pelo laboratório.

Núñez P., Rojas M. e Riquelme G. (Universidad Santa Maria, Chile, 1985) utilizam esse procedimento para simular a operação contínua dos circuitos Rougher e Cleaner na flotação de sulfetos de Cobre, verificando diferente distribuição do tempo de residência (RTD) para ambos circuitos, mediante traçadores radioativos.

Anderson M. A. e outros (1974) relatam experiências de medição de tempo de residência para células mecânicas de 500 ft³, na usina de Nevada Mines (da Kennecott Copper Co.), utilizando AgNO₃ como traçador. Na **Figura 2.4.3** são mostrados os resultados obtidos para a flotação Rougher (15 a 17 minutos), onde se observa que a configuração de banco permite que o efeito de curto-circuito seja eliminado a partir de 12 minutos.

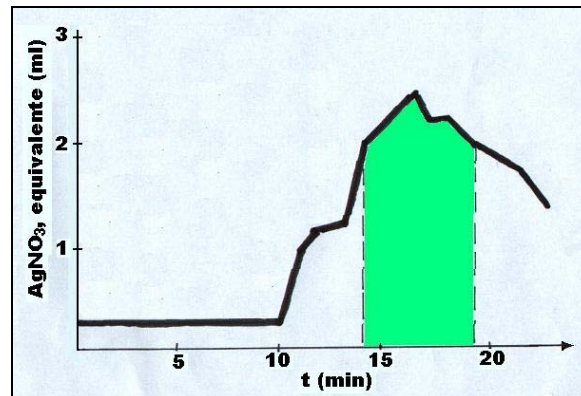


Figura 2.4.3 – Avaliação de Tempo de Residência por RTD (Anderson e outros, 1974)

2.4.5 Segundo Princípio Operacional

“EL COMPORTAMIENTO REAL DE LA FLOTACIÓN ES INDEPENDIENTE DEL TIEMPO DE RESIDENCIA, CUANDO ESTE ES SUPERIOR AL TIEMPO MÍNIMO PRECISADO POR EL FENÓMENO NATURAL DE FLOTACIÓN”

“O COMPORTAMENTO REAL DA FLOTAÇÃO É INDEPENDENTE DO TEMPO DE RESIDÊNCIA, QUANDO ESTE É SUPERIOR AO TEMPO MÍNIMO REQUERIDO PELO FENÔMENO NATURAL DE FLOTAÇÃO”.

Ou seja, $R \neq f(t)$, para $t_r > t_f$ (2.47)

*Algunos modelos cinéticos establecen que para un mayor tiempo de flotación se produce obligatoriamente una mayor cantidad de masa flotada, lo que no es necesariamente verdadero, puesto que el fenómeno es efectivamente de masa concentrada. En la práctica, para circuitos de limpieza, el efecto de concentración producido en la espuma tiende a mejorar la Curva de Selectividad que podría esperarse a partir de experiencias de laboratorio, para tiempo de residencia superior al tiempo mínimo. En un circuito bien operado, el exceso de tiempo de residencia es utilizado a favor de la selectividad (tiempo en la espuma) y no de la cinética de flotación (transferencia de masa pulpa/espuma), de la forma ilustrada en la **Figura 2.4.4** donde, dentro de ciertos límites prácticos, la cinética real de flotación (producción de concentrado) puede seguir un perfil de velocidades bastante diferente de aquél calculado a partir del laboratorio, cualquiera que sea el procedimiento de scale-up utilizado. Es por ese y por otros motivos que el **Modelo Operacional** no tiene interés en estudiar el perfil de velocidades obtenido a partir del laboratorio ni de la constante cinética que podría establecer su scale-up. En la práctica industrial ese perfil posee poca utilidad; en compensación, los valores de equilibrio pueden ser directamente extrapolados.*

Alguns modelos cinéticos estabelecem que para um maior tempo de flotação produz-se obrigatoriamente uma maior quantidade de massa flotada, o que não é necessariamente verdadeiro, pois que o fenômeno é efetivamente de massa concentrada. Na prática, para circuitos de limpeza, o efeito de concentração produzido na espuma tende a melhorar a Curva de Seletividade que poderia esperar-se a partir de experiências de laboratório, para tempo de residência superior ao tempo mínimo. Num circuito bem operado, o excesso de tempo de residência é utilizado em favor da seletividade (tempo na espuma) e não da cinética de flotação (transferência de massa polpa/espuma), da forma ilustrada na **Figura 2.4.4** onde, dentro de certos limites práticos, a cinética real de flotação (produção de concentrado) pode seguir um perfil de velocidades bastante diferente daquele calculado a partir do laboratório, qualquer que seja o procedimento de scale-up utilizado.

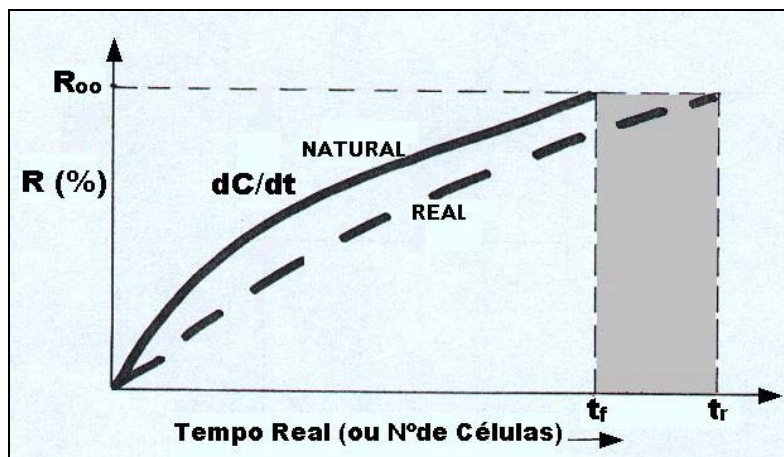


Figura 2.4.4 – Segundo Princípio Operacional

É por esse e por outros motivos que o **Modelo Operacional** não tem interesse em estudar o perfil de velocidades obtido a partir do laboratório nem da constante cinética que poderia estabelecer o seu scale-up. Na prática industrial esse perfil possui pouca utilidade; em compensação, os valores de equilíbrio podem ser diretamente extrapolados. **Klimpel R. R.** (1980) pelo contrário, afirma que o conhecimento do perfil de velocidades de flotação é mais importante que o conhecimento do valor de equilíbrio R_{oo} (talvez para fins científicos).

Degner V. R. (1986), em concordância com o Segundo Princípio, conclui que a taxa de remoção de espuma, na prática, modifica o fator cinético k obtido em testes de laboratório, mas não muda o fator de Estado de Equilíbrio (como ele denomina o valor R_{oo}).

Bourassa e outros (1988) chegam a essa mesma conclusão, comparando experiências de laboratório com os resultados de uma usina piloto, em continuidade, para minério de Cobre-Zinco, mantendo-se constante o valor de equilíbrio R_{oo} .

Forsdyke C. (1984) examina diversas variáveis que afetam à cinética do processo, tais como o fluxo de ar (produção de bolhas), a dosagem de espumante e a variação de temperatura. Em todos os casos foram observadas mudanças significativas da constante cinética k , mas nenhuma variação significativa em R_{oo} .

2.5 Modelos Cinéticos de Flotação

2.5.1 Introdução

Durante estes últimos anos, diversos autores têm desenvolvido e aperfeiçoado a simulação de processos com base na analogia com as reações químicas, para:

- a) Avaliar diferentes condições de flotação natural (coletor, espumante, pH, etc.) e verificar a seletividade do fenômeno, avaliando conjuntamente o comportamento da substância ou substâncias de interesse com respeito à ganga (**Klimpel R.** 1980).
- b) Simular a produção de concentrado em função do tempo de flotação, com o objetivo de dimensionar circuitos industriais e calcular o número necessário de células de flotação (**Smith H. W. e Ichiyen N. M.**, 1973; **Jowett A.**, 1974, **Weiss N. L.**, 1985; **Lindgren E. e Broman P.**).
- c) Otimizar circuitos de flotação com base na distribuição de tempos de flotação entre as diferentes etapas do circuito (**Sutherland D. N.**, 1981).

Todas as metodologias conhecidas apresentam algumas limitações no procedimento de scale-up para a escala industrial, principalmente nos últimos dois aspectos antes citados, b e c. Algumas dessas limitações são, na nossa opinião:

- 1) A Expressão cinética do fenômeno natural de flotação 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 produção de concentrado em função do tempo não tem concordância com o processo real de flotação (Segundo Princípio Operacional) e a concentração de massa depende da **Rcm** induzida pelo operador da usina (1ª Lei), para $t_r > t_f$.

Os modelos cinéticos podem ser divididos em dois grupos: Modelos Empíricos (relações gerais de entrada/saída obtidas experimentalmente) e Modelos Fenomenológicos (utilizando equações de conservação derivadas dos Fenômenos de Transporte, da forma utilizada pela engenharia química, **Bird e outros** 1960). Os modelos fenomenológicos requerem conhecimento sobre os aspectos físicos e químicos dos subprocessos principais e o seu desempenho. Os modelos empíricos não precisam desse conhecimento, e sua aplicação é restrita para determinadas condições operacionais.

Década de 70

Woodburn E. T., Kropholler H. W. e outros (1976) fazem uma análise histórica e comparativa entre as diversas tendências de modelagem cinética da flotação, onde concluem que a predição do desempenho de ensaios em pequena escala, em batelada, para processos contínuos industriais não dispõe de um adequado scale-up, principalmente pela dificuldade de simular os efeitos de aeração nas células contínuas. Os Autores comentam o desenvolvimento dessa abordagem no período 1962-1976, data da publicação.

Jowett (1974) define um modelo de três níveis, de acordo com a flotabilidade de cada espécie: rápida, lenta ou do componente não flotável (sem diferença entre tamanhos das partículas). O Autor acredita que a taxa de remoção da espuma deva ser incorporada nos modelos cinéticos (lembramos que o **Modelo Operacional** define a **Rcm**, que reflete o conceito sugerido por Jowett).

Linch (1973) assume que as partículas entram na fase espuma, aderidas às bolhas de ar, e retornam para a polpa quando as bolhas entram em colapso. Em trabalho conjunto entre **Linch, Johnson e McKee** é definido experimentalmente um "fator de classificação" em função do tempo de residência na espuma e/ou através da altura da camada de espuma. **Engelbrecht e Woodburn** (1975) definem uma relação linear entre o fluxo de água e a aeração em função de uma camada de espuma de espessura constante. **Cramer** (1975) reporta uma boa correlação para a flotação Rougher, aproveitando a similitude existente na velocidade de retirada da espuma entre operações em laboratório e o circuito industrial (pouca espessura da camada de espuma, comum no banco Rougher). Obviamente, o scale-up não funciona para as operações de limpeza, onde a camada de espuma é maior.

Década de 80

Mehrotra S. P. e Padmanabhan N. P. H. (1990) e logo depois, **Fichera M. A e Chudacek M. W.** (1992), fazem um completo levantamento das diversas tendências seguidas pelos modelos conhecidos de flotação, todos eles baseados na analogia cinética, onde concluem que nenhum deles apresenta uma razoável aceitação na prática industrial. Esse trabalho, além de ser mais atualizado que o anterior (Woodburn, 1976), apresenta um particular agrupamento desses modelos, cuja organização iremos utilizar neste Capítulo. Os modelos cinéticos, que chamaremos posteriormente de "Empíricos", são:

- 1) Modelos Cinéticos Baseados em Analogia Química.
- 2) Modelos de Probabilidades.
- 3) Modelos de Multi-Fases.
- 4) Modelos com Constantes Cinéticas Distribuídas.
- 5) Modelos Contínuos de Flotação.

Na data do artigo, **Mehrotra e Padmanabhan** afirmam que ainda não é possível utilizar esses modelos com razoável sucesso prático na indústria. Os quatro primeiros grupos são do tipo batch e, quando adicionados de algum conceito de distribuição do tempo de residência, podem ser convertidos em modelos contínuos de flotação, como os do grupo 5. Ainda persistem algumas limitações sérias que impedem a utilização prática desses modelos:

- Nenhum desses modelos explica convenientemente o processo de flotação.
- A constante cinética pode variar muito entre células diferentes, pelos aspectos mecânicos envolvidos (aspectos hidrodinâmicos, densidade da polpa, aeração, etc.).
- É de aceitação generalizada o fato de que a flotação é um processo de várias fases, e qualquer modelo teria que levar isso em consideração.
- Os testes cinéticos executados em células de laboratório não representam o circuito industrial de flotação. Mais ainda quando existem distúrbios de entrada impossíveis de prever, como a variação de fluxo mássico e da densidade, entre outros aspectos.

Tendência Atual

Uma evolução mais recente foi tentada por **Bascur e Herbst** (1984) e também por **Radoev e outros** (1990), utilizando um interessante enfoque mecanicista que considera o processo físico da flotação, da forma como os Fenômenos de Transporte interpretam os processos da engenharia química (**Bird e outros**, 1960).

As equações gerais de conservação (balanço dinâmico de massas) consideram detalhes tais como: o número de partículas capturado por cada bolha, a concentração de bolhas na polpa e a velocidade de captura. As partículas livres (não capturadas) são submetidas à mesma análise. Esse tipo de abordagem é definido como Modelos "Fenomenológicos", e serão tratados ao final deste Capítulo.

2.5.2 Modelos Cinéticos Empíricos

1.- MODELOS CINÉTICOS BASEADOS EM ANALOGIA QUÍMICA

A primeira descrição da flotação em função do tempo foi desenvolvida por **García e Zuñiga** (Santiago, 1935), em experiência semibatch. A equação (1.6) do **Item 1.3** reflete exatamente esse primeiro conceito introduzido por García e Zuñiga, e que logo foi descrito matematicamente por **Beloglazov** (1939) da forma antes indicada, isto é:

$$dm/dt = -k m \quad , \text{equação (1.6)}$$

Arbitrer e Harris (1962) ampliam esse conceito ao considerar diversas espécies minerais presentes na polpa (i espécies) e diferente ordem da reação química utilizada na analogia (não necessariamente de 1ª ordem).

$$dm/dt = -k \sum_{i=1}^N m^{ni} \quad (2.48)$$

Muitos autores recomendam a simplificação desta equação, mantendo $n = 1$ (1ª ordem). **Plaskin e outros** (1956) consideram incorreto utilizar o mesmo valor para n durante todo o processo de flotação, devido às mudanças de condições através do tempo, aonde até a forma das bolhas mineralizadas vai mudando. **Kakovskii** (1954) e **Krokhin** (1956) dividem o processo de flotação em diversas etapas, descritas por equações separadas. Conceitos limites foram introduzidos por **Morris T. M.** (1952), onde define a variável m_{oo} (equivalente a R_{oo}) na assíntota da curva cinética, onde $k = 0$. Por outro lado, **Jowett e Safvi** (1960) acreditam que a polpa normalmente alimentada aos processos de flotação contém materiais com diferentes valores de k , abrindo uma linha de pesquisa que será mais bem detalhada no Grupo 5, dos modelos cinéticos empíricos. **Krokhin** (1974-1980) relata experiências de flotação com mistura controlada de diferentes espécies minerais e observa que a constante cinética global da experiência decresce durante o curso do processo, por um fator de 2 até 5 vezes, e que essa falta de relação linear se deve à diferença de tamanho entre as partículas flotáveis.

2.- MODELOS DE PROBABILIDADES

Esta abordagem foi idealizada por **Schuhmann** (1942) e introduz conceitos de probabilidades para descrever o processo de flotação, do tipo:

$$P_o = P_c \times P_a \times P_r \quad (2.49)$$

Onde,

P_o = probabilidade global de flotação de uma partícula.

P_c = probabilidade de colisão (contato).

P_a = probabilidade de adesão (captura).

P_r = probabilidade de retenção dessa partícula pela bolha.

Essas probabilidades são assumidas como estocásticas e independentes. **Tomnlinson e Fleming** (1965) modificam o valor de P_r para o produto entre P_e (probabilidade de ascensão da bolha mineralizada desde a polpa até a fase espuma) e P_f (probabilidade de arraste de material desde a espuma até voltar para a polpa).

$$P_o = P_c \times P_a \times (P_e \times P_f) , \text{ para duas fases} \quad (2.50)$$

3.- MODELOS DE MULTI-FASES

Arbitrer e Harris (1962) e posteriormente **Harris e Rimmer** (1966), propõem a existência de duas fases no processo: polpa e espuma. O modelo proposto teria aplicabilidade tanto para operações semibatch ou contínuas, e apresenta separadamente as equações cinéticas que definem a taxa de remoção de massa na fase polpa (M_p), na fase espuma (M_f) e a taxa de remoção do concentrado (M_c).

$$dM_p/dt = -k M_p + h M_f \quad (2.51)$$

$$dM_f/dt = -k M_p - (h + l) M_f \quad (2.52)$$

$$dM_c/dt = l M_f \quad (2.53)$$

Onde k , h e l correspondem às constantes cinéticas respectivas. Esse modelo de duas fases, por extensão, dividindo a polpa e a espuma em diversas fases misturadas pode-se transformar num modelo de mais fases. Outros autores criaram uma variante desse modelo, introduzindo o conceito de constantes cinéticas distribuídas (**Ball e outros**, 1970-1974).

Harris (1966) introduz o conceito de "gradiente de concentração", conceito também utilizado pelo **Modelo Operacional**, entre as diversas fases da espuma.

Diversos autores (**Niemi**, 1966; **Woodburn e Loveday**, 1966 e **Imaizumi e Inoue**, 1965) continuaram a assumir, na época, que para uma adequada taxa de retirada de espuma, sem permitir a formação da chamada "camada de espuma", a taxa de retorno de material para a polpa seria desprezível e, portanto, não se justificaria um modelo de duas fases, como seria o caso do Rougher. Como indicado pelo **Modelo Operacional**, essa simplificação não é possível de efetuar para as etapas de limpeza, que operam com altas camadas de espuma para favorecer a seletividade do processo de drenagem.

Ligang Chang e outros (1988) desenvolvem um modelo dinâmico de duas fases: a polpa e a camada de espumas, ambas idealmente misturadas. A flotação (a partir da polpa) e a volta de partículas de ganga (desde a espuma) seriam ambas de comportamento cinético de 1ª ordem. Os Autores utilizam diversos grupos de materiais (por flotabilidade e faixa granulométrica), e o teor de substância no concentrado é igual ao teor na espuma. A fase polpa não é homogênea (idealmente misturada), da forma descrita por Ligang Chang, mas possui uma certa uniformidade baseada no gradiente de hidrofobia.

4.- MODELOS COM CONSTANTES CINÉTICAS DISTRIBUÍDAS

Levando em consideração a distribuição granulométrica da alimentação, o teor das substâncias presentes, propriedades de superfície, hidrofobia, etc., parece razoável esperar que cada material flotável possua diferente valor de constante cinética k . **Kelsall** (1961) apresenta um sistema discreto, considerando apenas dois componentes, um de rápida flotação e outro de flotação lenta, da seguinte forma:

$$M_p(t) = M_p(0) \{ \Phi e^{-k_s t} + (1 - \Phi) e^{-k_f t} \} \quad (2.54)$$

Onde,

$M_p(t)$ = massa remanescente na célula após o tempo t .

Φ = proporção de massa com menor velocidade de flotação.

k_s e k_f = constantes cinéticas para flotação lenta e rápida, respectivamente.

Bourassa e outros (1988) utilizam essa expressão para comparar testes semibatch de laboratório com uma usina piloto, obtendo uma relação de (k laboratório/ k usina) próxima de 4 na operação do Rougher e entre 8 a 10 nas etapas de Cleaner e Recleaner, respectivamente, demonstrando a pouca utilidade prática dessas abordagens (detalhes na Tabela 2.3.3). A experiência piloto feita pelos autores utilizou um número muito baixo de células em cada banco (4 em Rougher e apenas 2 nos bancos de limpeza), o qual, somado ao efeito das cargas circulantes, deve ter distanciado muito a operação do seu ponto de equilíbrio; por outro lado, a comparação entre os dois sistemas (laboratório e usina piloto) deve ter sido feita com diferentes bases de **Rcm** (SPLIT de massa concentrada).

A expressão (2.54) pode ser dividida em mais espécies (com diferente k), como estudado por: **Pogorely** (1961), **Imaizumi e Inoue** (1965), **Huber-Panu** (1965 e 1970), **Black e Faulkner** (1972), **Tille e Panou** (1968), **Woodburn, King, Buchalter e Piper** (1970) e **Kaphur e Mehrotra** (1981). Posteriormente, **Padmanabhan** (1987 e 1990) ampliou esse conceito para as diversas etapas de flotação: Rougher, Cleaner e Recleaner.

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. Essa abordagem complementa o modelo cinético de autoria de **King R. P** (1972) utilizado pela equipe de Lin.

Jowett A (1974) estabelece uma separação entre partículas de flotação rápida ou lenta, como mostrado anteriormente na equação (2.23), **Item 2.3**.

5.- MODELOS CONTÍNUOS DE FLOTAÇÃO

As células de flotação, quando operam em continuidade, atingem o chamado estado estacionário, onde a concentração de partículas e de reagentes permanece constante. Nessa abordagem, tem fundamental importância o tempo de residência das partículas dentro da polpa, o qual pode ser observado dentro de duas condições limites: fluxo do tipo tubular ("plug"), onde todas as partículas demoram o mesmo tempo ou, no outro extremo, como mistura ideal ("fully mixed") onde existe completa homogeneidade da polpa e, dentro da célula, todo o material possui a mesma probabilidade de sair dela.

Mehrotra e Saxena (1983) observam que numa célula contínua apenas uma parte dela se comporta como um misturador perfeito, e o resto da célula apresenta uma zona morta. **Thorne e outros** (1974 e 1976) usaram essa abordagem na simulação de circuitos de flotação de sulfetos. **Jowett** propõe também uma expressão para células contínuas, já mostrada na equação (2.22). Por outro lado, no Item 2.4.4 é desenvolvida a equação (2.46), que expressa a recuperação em sistema contínuo em função da RTD, sistema que foi utilizado por **Nuñez e outros** (1985).

2.5.3 Modelos Cinéticos Fenomenológicos

6.- MODELOS CINÉTICOS BASEADOS NUMA ABORDAGEM MECANICISTA

São definidos alguns subprocessos e os seus respectivos mecanismos de ocorrência:

- a) Captura das partículas pelas bolhas de ar, na fase polpa, seguida de sua transferência para a fase espuma.
- b) Movimentação das partículas mineralizadas dentro da coluna de espuma.
- c) Precipitação seletiva do gás dissolvido na água, na superfície das partículas minerais.
- d) Captura de partículas na base da coluna de espuma, por agitação da polpa.

Os dois primeiros mecanismos são os mais importantes. Por exemplo, o primeiro mecanismo possui diversas etapas: adsorção de reagentes na superfície das partículas, colisão entre partículas e bolhas, captura, problemas de "soltura" parcial de partículas das bolhas de ar por causa da força de gravidade ou outras forças, instabilidade da espuma, etc. No desenvolvimento matemático desses modelos, de altíssima complexidade, as equações cinéticas substituem a função do tempo pela quantidade e propriedades das bolhas de ar introduzidas na polpa (elemento de transporte). Desse modo, o fator de ar para flotação (chamado de FAF) se constitui numa constante similar à constante cinética k comumente utilizada na flotação. A dificuldade de quantificar essa nova variável, muito mais difícil que a medição da distribuição do tempo em operações contínuas, como utilizado nas outras abordagens cinéticas, faz essa abordagem muito pouco válida para fins práticos. Alguns trabalhos nessa área foram apresentados por **Laplante, Toguri e Smith** (1983-1984), **Szatkovskii e Freyberger** (1985) e **Flynn e Woodburn** (1987).

Radoev B. P. e outros (1990) realizam uma interessante abordagem mecanicista onde a flotação é tratada como um fenômeno de transporte, da forma correntemente utilizada na engenharia química. Essa mesma abordagem foi tentada anteriormente por **Mika e Fuerstenau** (1968) e **Bilsing e Geidel** (1984). Os balanços macroscópicos estão baseados em duas equações conjuntas, uma relativa às partículas capturadas pelas bolhas de ar, e suas complexas interações (colisão do sólido com a superfície gás/líquido, aspectos de turbulência, etc.) e outra para as partículas livres (não capturadas). O trabalho de Radoev é profundamente teórico e com diversas condições limites, onde as coordenadas espaciais estão limitadas ao eixo vertical (z). Essa abordagem define uma força F de atração ou aderência da partícula na superfície gás/líquido. Experiências de **Varbanov e outros** (1988) têm medido essa força tentando separar as partículas aderidas mediante a força centrífuga. Quanto maior valor de F , maior será a recuperação da substância. A equipe de Radoev acaba reconhecendo as dificuldades de comprovar experimentalmente essa abordagem nas operações industriais.

7.- MODELO POPULACIONAL DINÂMICO

Apresentado por **Bascur e Herbst** (1984), o modelo inclui uma grande quantidade de variáveis físicas (manipuladas e controladas) e trata-se de um balanço populacional que considera as características hidráulicas dos contatos entre as fases: sólido, líquido e gás. O modelo representa a performance de cada espécie mineralógica selecionada, em qualquer faixa granulométrica, onde cada tipo de partícula pode encontrar-se dentro do sistema em qualquer um destes 4 estados: livre na polpa, capturado na polpa, livre na espuma, capturado na espuma. A água pode estar em duas partes, na polpa ou na espuma. Os mecanismos de transferência na interface estão representados por equações cinéticas, incluindo captura/liberação e entrada na espuma/drenagem. Em cada caso, as influências de variáveis manipuladas tais como: taxa de aeração, adição de espumante, agitação, nível da polpa e nível da espuma, que interferem na transferência na interface, são também consideradas nas equações do modelo. A abordagem usada para descrever o transporte hidráulico através da espuma, além de considerar o efeito da água (entrada de partículas de ganga/drenagem), considera o tamanho das bolhas, em função da concentração do espumante e as condições de agitação. A altura da camada de espuma é determinada pelo mecanismo de remoção de espuma.

As equações apresentadas pelo modelo de Bascur podem ser resumidas de acordo com as expressões criadas pelo **Modelo Operacional**, que representam o movimento mássico ilustrado na **Figura 2.5.1** e que descrevem o Primeiro Princípio do Modelo Operacional. O Inventário de Partículas na Polpa (por espécie), em função de tempo, dI_P/dt :

$$dI_P/dt = \underset{\text{(ALIMENTAÇÃO)}}{dA/dt} - \underset{\substack{\text{TRANSPORTE} \\ \text{(ÁGUA + AR)}}}{dm/dt} + \underset{\text{(DRENAGEM)}}{d(m - C)/dt} - \underset{\text{(REJEITO)}}{dR/dt} \quad (2.55)$$

O mesmo ocorre na espuma: $dI_E/dt = dm/dt - d(m - C)/dt - dC/dt \quad (2.56)$

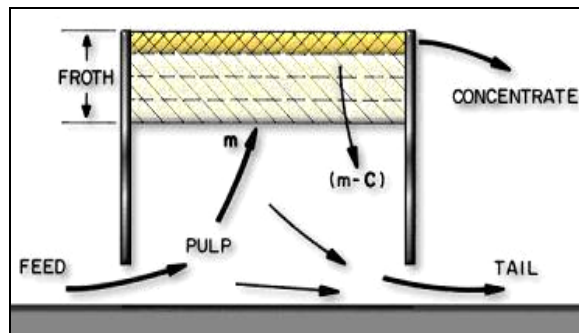


Figura 2.5.1 - Balanço Populacional em Células Contínuas

O modelo determina taxas específicas de flotação para a fase polpa (α^P), de concentração na fase espuma (α^E) e da drenagem (α^R), os quais são calculados experimentalmente numa mini usina piloto de apenas uma célula contínua, criada especialmente para a comprovação do modelo. O scale-up dessas taxas, como comentado anteriormente, não apresenta confiabilidade na prática industrial, como comprovado por **Bourassa e outros** (1988) no item 4, sobre modelos com constantes cinéticas distribuídas.

A principal aplicação desse modelo é feita pelos autores em associação com sistemas de controle automático, onde se conta com a ajuda do filtro Kalman (detalhes na **PARTE 5, Volume 2** da série), que consiste num algoritmo estatístico avançado que permite estimar valores difíceis de medir, filtrar ou modificar valores que estão fora da faixa estabelecida pelo modelo e, inclusive, modificar os próprios parâmetros do modelo (filtro Kalman estendido). A rigor, o modelo não permite simular manualmente o processo nem aporta maiores esclarecimentos sobre o processo de flotação como operação unitária.

Se a usina fosse como uma cidade e as ruas fossem as linhas de fluxo, poderíamos imaginar a flotação como um processo de transporte de massa por aquela cidade, de um extremo a outro, onde as partículas são transportadas por um carro. Os **modelos empíricos**, no laboratório, podem definir o combustível mais conveniente, o modelo do carro, condição de combustão, calibragem de pneus, etc., além disso, até um modelo de possível tempo de demora para o percurso pode ser feito, definindo a velocidade média do carro e um trajeto teórico (estudo cinético empírico), mas, na hora de enviar o carro pela cidade, são obrigados a apenas esperar no laboratório até o motorista voltar e informar os **resultados reais** do percurso (sem importar qual é esse percurso), onde o modelo será confrontado na sua qualidade de predição desses resultados aleatórios e, se os resultados fossem maus, se poderá culpar ao combustível ou carro, etc., mas sem conhecer o percurso que o motorista seguiu, de modo que para cada viagem poderemos ter um resultado diferente. Os **modelos fenomenológicos** pretendem fazer o mesmo, apenas que por **controle remoto**, sem motorista, controlando a marcha do carro desde o laboratório, ainda sem conhecer a melhor opção para o trajeto.

O **Modelo Operacional** consegue interpretar claramente o mapa da cidade e definir o caminho mais conveniente para o processo, como operação unitária (o mais próximo possível da linha reta, ou caminho mais curto), e **orientar o motorista** para seguir essa rota. Os resultados sempre serão ótimos, comparáveis e padronizados, para qualquer combustível (o consumo será mínimo) ou carro escolhido, ou para qualquer outra variável que possa ser estudada no laboratório (flotação natural). Lembramos mais uma vez que cada minério é um minério, mas, da mesma forma, cada operação unitária é uma operação unitária, e esta deve ser ótima, qualquer que seja o minério processado. Após aplicar os conceitos introduzidos neste texto, o leitor poderá perceber que os minérios poderão apresentar bons ou maus resultados, por causas inerentes à sua mineralogia; mas sempre devem ser bem flotados.

*Si la planta de flotación fuese como una ciudad y las calles fuesen las líneas de flujo, podríamos imaginar la flotación como un transporte de masa por aquella ciudad, de un extremo a otro, donde las partículas son transportadas por un automóvil. Los **modelos empíricos**, en el laboratorio, pueden definir el combustible más conveniente, el modelo del vehículo, condición de combustión, calibración de neumáticos, etc., además, hasta un modelo de posible tiempo de demora para el trayecto puede ser hecho, definiendo la velocidad media del vehículo y una ruta teórica (estudio cinético empírico); pero, en el momento de enviar el automóvil para la ciudad, están obligados a apenas esperar en el laboratorio hasta que el chofer vuelva e informe los **resultados reales** del recorrido (sin importar cual es ese recorrido), donde el modelo será cotejado en su calidad de predicción de esos resultados aleatorios y, si los resultados fueren malos, se podrá culpar al combustible o automóvil, etc., más sin conocer el trayecto que el chofer siguió, de modo que para cada viaje podremos tener un resultado diferente. Los **modelos fenomenológicos** pretenden hacer lo mismo, sólo que por **control remoto**, sin chofer, controlando la marcha del carro desde el laboratorio, todavía sin conocer la mejor opción para el trayecto.*

*El **Modelo Operacional** consigue interpretar claramente el mapa de la ciudad y definir el camino más conveniente para el proceso, como operación unitaria (lo más próximo posible de la línea recta, o camino más corto), y **orientar al chofer** para seguir por esa ruta. Los resultados siempre serán óptimos, comparables y estandarizados, para cualquier combustible (el consumo será mínimo). Cada mineral tiene sus particularidades, mas cada operación unitaria también, y esta última debe ser optimizada cualquiera que sea el mineral tratado. Después de aplicar los conceptos introducidos en este texto, el lector podrá percibir que los minerales podrán presentar buenos o malos resultados, por causas inherentes a su mineralogia; pero siempre deben ser bien flotados.*

2.6 Aplicações da Abordagem Cinética

Todos os modelos apresentados no Capítulo anterior, com diferentes metodologias, perseguem três objetivos básicos de grande importância para o processo:

- 1).- Análise das variáveis que afetam a flotação natural (reagentes, liberação, etc.).
- 2).- Simulação de processos contínuos a partir de informação obtida no laboratório.
- 3).- Otimização de processos de flotação (circuitos).

2.6.1 Variáveis que Afetam a Flotação Natural

Neste item veremos alguns aspectos que prejudicam o scale-up de condições operacionais do laboratório com a prática industrial. O **Modelo Operacional** tem recomendado que o estudo dessas variáveis deve basear-se nos mecanismos macroscópicos introduzidos na **PARTE 1** deste volume, e eles são, para a Flotação (Rougher): a Cinética (aproximação ao equilíbrio) e a Seletividade. Para a flotação de limpeza deve ser usada a Curva de Equilíbrio de concentração. Deste modo, o processo é agora de Concentração de Massa por Flotação.

Como observado ao longo deste capítulo, a Cinética do processo é estudada com base nos resultados metalúrgicos em função do tempo de flotação (laboratório) ou do tempo de residência em processos contínuos. Por sua parte, a Seletividade, será convenientemente explicada no próximo **Capítulo 3**, onde sua avaliação corresponde à expressão gráfica da 1ª Lei do Modelo Operacional, equação (1.12).

Para estudos de laboratório, a abordagem cinética de modelagem da flotação é utilizada extensivamente aos diversos componentes de interesse no minério, incluindo a ganga, observando o comportamento cinético de todos eles frente às diversas condições testadas. Desse modo, do ponto de vista cinético, a diferença de velocidades de flotação ao longo da Curva Cinética entre a ganga e a substância do nosso interesse, e a diferença relativa entre os valores de R_{00} para ambas espécies, também representa o grau de seletividade do processo. Como numa reação química, a adição do espumante atua como catalisador no transporte de massa, incrementando a velocidade de flotação. Tudo isso, ainda, apenas para fins qualitativos. Alguns aspectos que prejudicam o scale-up são:

Ação de Limpeza na Camada de Espuma

Como já indicado, **Arbitrer e Harris** (1962) e **Harris e Rimmer** (1966) introduzem o conceito de taxa de retorno, a qual não depende do tempo de flotação na fase polpa (captura e flotação natural) e por tanto do estudo cinético convencional. Posteriormente, **Ball, Kapur e Fuerstenau** (1970) e **Ball e Fuerstenau** (1974), incluem no modelo uma determinada velocidade de retorno da fase espuma para a polpa.

Como descrito no item 1.4.2, o Primeiro Princípio Operacional é ratificado por **Woodburn e Kropholler** (1976), os quais observam que em uma camada profunda de espuma existe um aumento na densidade de sólidos, quando medida verticalmente a partir da interface polpa/espuma (e a quantidade relativa das diversas espécies sólidas presentes também varia). Na abordagem cinética do processo esse fenômeno teria que ser incluído.

Fator de Classificação Ganga/Água

Buchalter e King (1974), **Engelbrecht e Woodburn** (1975), **Johnson e Linch** (1973) e **Jonhson, McKee e Linch** (1974) concordam em atribuir ao SPLIT de água dentro da célula ⁽¹⁾ uma grande importância, como forma de criar uma base de referência para modelar o mecanismo de seletividade na camada de espuma. **Jowett** (1966) já tinha postulado que existe uma forte interação entre a ganga e a recuperação de água no concentrado. Utilizando o modelo gerado pelo grupo JKMRC (Austrália), **Bishop e White** (1974) encontram que o fator de classificação Ganga/Água é inversamente proporcional à densidade da polpa, a mesma observação experimental foi efetuada por **Linch e outros** (1974). O fator de classificação é também uma função do tamanho da partícula e sua densidade. Além disso:

- O fator de classificação é afetado pelo tempo de residência das partículas dentro da fase espuma (Bishop e White, 1974).
- O fator de classificação é constante para um determinado tamanho de partícula (**Linch e outros**, 1973).

Taxa de Aeração e Interação Partícula/Bolha

A taxa de aeração define diretamente a quantidade de água transportada para a espuma e a capacidade de carga da bolha e, por conseguinte, a capacidade mássica (alta taxa) ou a melhor seletividade (baixa taxa).

Tamanho da Partícula e Característica Mineralógica

O fato de que diferentes tamanhos de partículas flotam a diferentes taxas é conhecido há muitos anos (**Gaudin e outros**, 1942). **King e outros** incorporam no modelo o efeito da hidrodinâmica da partícula, sua hidrofobia de superfície e a classificação na espuma.

Ativação e Depressão

Ocepek e Rihar (1969) estudam a dependência da constante cinética em relação à adição de coletor, para determinados tamanhos de partículas, e o efeito da aeração em diferentes taxas. Diversos trabalhos desenvolvidos até 1976, principalmente das equipes da JKMRC (Austrália) e da N.I.M. (África do Sul), não conseguem substituir o método consagrado por **Harris e Rimmer** (1966), o qual, por sua parte, não apresenta um adequado scale-up. **Flint L. R.** (1974) - citado em artigo de **Ives J. K.** (1984) - reconhece que na abordagem cinética do fenômeno a taxa de flotação teria que ser controlada pelo mecanismo de seletividade na espuma.

Em definitivo, todos estes modelos cinéticos devem ser utilizados apenas para fins qualitativos, para avaliação, no laboratório, de diversas condições sobre a flotação natural (reagentes, pH, liberação, etc.), e não para o scale-up em projetos industriais, muito menos para a simulação com fins de otimização dos processos.

(1) Separação da água presente no processo entre o rejeito e o concentrado. Análogo ao conceito de SPLIT nos hidrociclones.

2.6.2 Simulação e Otimização de Processos

A Curva Cinética pode representar o perfil de velocidades de Recuperação, dR/dt (concentração) e também a produção de massa através do tempo, dm/dt , para determinadas condições de teste, onde alguns aspectos foram introduzidos pelo **Modelo Operacional**:

- Na prática, o concentrado retirado em células contínuas de flotação, dC/dt , não segue o mesmo perfil esperado a partir do laboratório.
- Na flotação Rougher, para o ponto de equilíbrio (R_e , R_{cme}), mesmo em diferentes bases de tempo, o circuito industrial, quando bem operado, atinge o mesmo ponto de equilíbrio observado no laboratório, onde toda a massa concentrada é retirada do banco (obtenção de espuma branca na última célula).
- Na flotação de limpeza, uma vez superado o tempo mínimo de flotação requerido pelo fenômeno natural ($t_r > t_f$), a usina pode ser "operada" na procura do teor necessário no concentrado, trabalhando o mais próximo possível da Curva de Equilíbrio do sistema, ou seja, para uma recuperação nas etapas de limpeza próxima de R_{oo} .

Se aos aspectos anteriores adicionamos as atuações operacionais relativas a um processo composto (cargas circulantes, remoagem, separação de mistos, etc.), poderemos concluir que a simulação e otimização de processos de flotação, pelos modelos convencionais, são atividades muito pouco precisas. Por exemplo, **Broussaud A** (1988) conclui que a validade dos modelos cinéticos empíricos está limitada ao fato de que os fatores que mudam a cinética do processo permaneçam constantes. Esses fatores são:

- condições hidrodinâmicas: turbulência, aeração, etc. Essas condições ainda são difíceis de extrapolar entre diferentes tamanhos e/ou tipos de células.
- flotabilidade: ela muda devido às mudanças de reagentes, presença de finos, etc.

De acordo com Broussaud, é muito difícil o scale-up entre o laboratório e uma usina piloto, também entre uma usina piloto e uma usina industrial, mesmo estando estes últimos casos em base contínua de avaliação. Contraditoriamente, **Fichera e Chudacek** (1992) acreditam que esses modelos cinéticos conseguem lidar com a avaliação de diferentes máquinas de flotação, levando em conta parâmetros calculados de taxa de aeração e intensidade de agitação, coisa que na prática não tem sido comprovada.

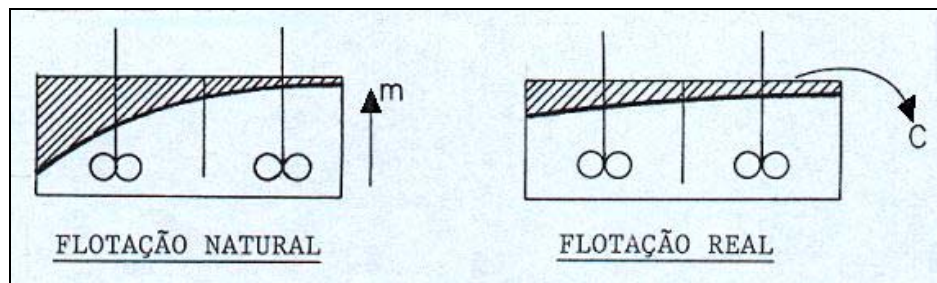
Kalapudas R. e Kallioinen J. (1988) concluem que os resultados obtidos em laboratório e os da usina industrial podem ser comparados unicamente se estes resultados metalúrgicos forem os mesmos entre ambos sistemas, na etapa que estiver sendo avaliada. Isto é, se a amostragem de uma usina industrial indica que, para a substância do nosso interesse, o concentrado possui um teor de $c = 20\%$ para uma recuperação $R = 85\%$, esses valores seriam comparáveis (do ponto de vista cinético) com o laboratório, quando este proporcione aproximadamente os mesmos valores. No **Capítulo 3** veremos que essa condição ainda não é suficiente, e que a real comparação entre os sistemas deve considerar também a Rcm. **Dowling Jr. E. C. e outros** (1986) e **Woodburn E. T. e outros** (1976) utilizam muito o conceito de que esses modelos teriam que prever a operação contínua industrial, configurando a tendência (objetivos) de simulação desses modelos, diferentemente do **Modelo Operacional**, que pretende otimizar as operações.

Dowling Jr. e outros estabelecem que o primeiro requisito de um modelo é que este deve proporcionar uma boa aproximação com os dados observados na prática industrial. Ou seja, do ponto de vista da abordagem proposta, o modelo deve ter parâmetros de otimização que possam prever a distribuição da taxa de flotação idêntica à observada nas usinas.

Em definitivo, a abordagem convencional procura um modelo que imite a realidade, qualquer que seja esta realidade, onde o autor do modelo diz: **o cliente sempre tem a razão e farei um modelo que consiga imitar a sua usina**. O **Modelo Operacional** estabelece a operação unitária ótima de flotação, qualquer que seja o minério flotado.

RESUMO CONCEITUAL

Em resumo, se considerássemos que as partículas não são totalmente homogêneas; que em processos contínuos os estímulos externos (principalmente aeração) são difíceis de manter constantes em relação à vazão ou fluxo mássico da alimentação, e que existe uma enorme dificuldade para representar o fenômeno de transferência macromolecular de massa em fases pouco homogêneas (polpa e espuma), podemos apenas atribuir um grande mérito acadêmico aos esforços de modelagem através de analogias cinéticas, mas não temos condição prática, até hoje, de utilizar essa abordagem na simulação de processos industriais de flotação, muito menos na sua otimização. **Barbery G** (1984) e **Bourassa M., Barbery G. e outros** (1988) lamentam que os maiores esforços na pesquisa aplicada sobre a flotação se concentram na tentativa de avaliar no laboratório e extrapolar taxas cinéticas e não no conhecimento dos aspectos fundamentais da flotação, como operação unitária, da forma como são tratadas as operações no campo da engenharia química. Isso é o que o **Modelo Operacional** propõe neste texto.



Item	MODELOS CINÉTICOS	MODELO OPERACIONAL
Fenômeno	Flotação	Concentração de Massa por Flotação.
Produto	Massa Flotada (dm/dt)	Massa Concentrada (dC/dt)
Mecanismo	Natural	Natural + Operacional
Recuperação	$R = f(t)$	$R = f(Rcm)$, para $t_r > t_f$
Objetivo Metalúrgico	Máxima Recuperação em R_{00}	Máxima Seletividade (R e c) no Ponto de Equilíbrio ($R_{00} = R_e$)

CAPÍTULO 3 SELETIVIDADE

3.1 Seletividade na Flotação

*La Selectividad es una forma de medir la eficiencia de separación del proceso de flotación. En este Capítulo serán discutidas diversas definiciones, métodos de evaluación y la utilidad práctica de la Selectividad, como mecanismo macroscópico de la flotación. La Selectividad ha sido un mecanismo muy poco discutido en la literatura convencional sobre el tema de la flotación, tanto en los procedimientos de laboratorio como en la práctica industrial. El **Modelo Operacional** pretende estudiar la flotación como Operación Unitaria, en función de los mecanismos macroscópicos seleccionados por el modelo, y la Selectividad es uno de ellos.*

A Seletividade é uma forma de medir a eficiência de separação do processo de flotação. Neste Capítulo serão discutidas diversas definições, métodos de avaliação e a utilidade prática da Seletividade, como mecanismo macroscópico da flotação. A Seletividade tem sido um mecanismo muito pouco discutido na literatura convencional sobre o tema da flotação, tanto nos procedimentos laboratoriais como na prática industrial. O presente texto pretende estudar a flotação como Operação Unitária, em função dos mecanismos macroscópicos selecionados pelo modelo, e a Seletividade é um deles ⁽¹⁾.

Schulz N. F. (1970), estabelece como conceito de seletividade a Eficiência de Separação (**Se**) entre a substância de interesse e a ganga:
$$S_e = R_a - R_g \quad (3.1)$$
 Onde **R_a** é a recuperação da substância de interesse e **R_g** é a recuperação da ganga.

Existe também o conceito de “Processo de Flotação Seletiva” para denominar a chamada Flotação Diferencial, que considera a produção de concentrados de diferentes substâncias a partir do mesmo minério alimentado à usina. **Koivistoinen P. e Miettunen J.** (1984) relatam experiências de "Flotação Seletiva" no concentrador de Pyhasalmi, na Finlândia, onde é produzido concentrado de Cobre (Calcopirita) num primeiro desbaste e, mediante flotação sucessiva dos rejeitos, são produzidos a seguir concentrados de Zinco, Pirita e Barita.

Normalmente, nos trabalhos convencionais de laboratório, dois procedimentos principais são utilizados na avaliação da seletividade, principalmente para fins qualitativos e não como mecanismo macroscópico para projetos de engenharia ou de otimização. Esses procedimentos são: 1) Curva Cinética comparativa entre substâncias (comentado no item 2.2.2 do capítulo anterior); e 2) gráfico que relaciona a recuperação da substância do nosso interesse com o teor obtido no concentrado, considerando as mesmas alíquotas que normalmente são utilizadas para construir a Curva Cinética. A seletividade não é fácil de expressar como um índice numérico, pois ela depende ao menos da localização de um ponto em duas dimensões (eixos \underline{x} e \underline{y}) e, para comparar a seletividade entre dois minérios ou entre duas condições de flotação, ao menos um desses pontos deve permanecer constante, para manter a mesma base de avaliação.

(1) Os mecanismos macroscópicos considerados pelo Modelo Operacional para o estudo da Concentração de Massa por Flotação, e tratados na **PARTE 1** do texto são: a Cinética, a Seletividade e as Forças Impulsoras de transferência macromolecular entre as fases, que levam o processo até o Equilíbrio.

Por exemplo, duas condições são comparadas: $(x_1, y_1) > (x_2, y_2)$. A condição 1 será mais seletiva se acontece: $x_1 > x_2$, para $y_1 = y_2$; ou $y_1 > y_2$ para $x_1 = x_2$. É muito comum ouvir expressões do tipo: "o minério tal apresenta maior recuperação que este outro" ($x_1 > x_2$) ou "o teor do concentrado é melhor nesta condição de flotação" ($y_1 > y_2$), esquecendo que está faltando a base de referência, por exemplo, é provável que a massa concentrada (**Rcm**) seja diferente. Mantendo uma mesma base de referência, deveriam ser utilizadas frases do tipo: "esse minério ou essa condição de flotação é mais seletiva".

Outros diversos conceitos que definem a seletividade são usados na prática industrial; por exemplo, é chamado de flotação seletiva um processo de concentração onde a substância de interesse, normalmente de baixo teor no minério e com alta diferença de hidrofobia com respeito à ganga, produz um concentrado de alto teor, ou seja, com alto enriquecimento (**ER**). Alguns minérios metálicos são altamente seletivos, como os minérios de Cobre, por exemplo, que atingem enriquecimentos de 40 ou mais unidades (**c/a**), em apenas 2 a 2,5% da massa total alimentada, ainda com altas recuperações e baixo consumo de reagentes. **Crozier R. D.** (1990) define como flotação não seletiva ao processamento de alguns minérios não metálicos, por exemplo, o Fosfato, onde o **SPLIT** final de massa concentrada chega a quase 20 ou 25% da massa total alimentada à usina (**Rcm** = 4 ou 5), pela mesma razão, o consumo de reagentes chega a ser quase 10 vezes superior ao consumo observado em processos altamente seletivos.

Também é comum ouvir de operadores experientes o uso da expressão de flotação seletiva, principalmente nas etapas de limpeza, caracterizando a operação "suave", quando a etapa é operada com alta **Rcm**, concentrando apenas a camada superior da espuma enriquecida. Pelo contrário, é chamada de flotação "pouco seletiva" a operação "rápida", quando o operador reduz a abertura da comporta de descarga e aumenta o **SPLIT** de massa concentrada, sacrificando o teor do concentrado. O leitor terá que prestar atenção a essa variada utilização do conceito de seletividade, mas, do ponto de vista quantitativo, o **Modelo Operacional** irá definir o seu próprio conceito de Seletividade, como mecanismo macrofenomenológico, e este resultará da expressão gráfica da 1ª Lei do modelo, introduzida no item 1.4.3, equação (1.12), do **Capítulo 1**.

3.2 Mecanismos da Seletividade

La Selectividad de la flotación se define como un factor de separación entre las partículas mineralizadas de nuestro interés y la ganga (u otras partículas poco hidrófobas), y esa selectividad puede ser modificada mediante la acción de diversas variables (reactivos, liberación, tiempo de flotación, etc.) como será explicado al final de este Capítulo. Para una condición de flotación definida (reactivos, pH, liberación, etc.) la selectividad es explicada mediante dos mecanismos principales: la adherencia o captura de partículas de nuestro interés en las burbujas de aire, en la fase pulpa (selectividad en la pulpa), y por el gradiente de hidrofobia que es producido en la camada de espuma (selectividad en la espuma).

A seletividade da flotação é definida como um fator de separação entre as partículas mineralizadas do nosso interesse e a ganga (ou outras partículas de baixa hidrofobia), e essa seletividade pode ser modificada mediante a ação de diversas variáveis (reagentes, liberação, tempo de flotação, etc.) como iremos explicar ainda no final deste Capítulo.

Para uma condição de flotação definida (reagentes, pH, liberação, etc.) a seletividade é explicada mediante dois mecanismos principais: a aderência ou captura de partículas do nosso interesse nas bolhas de ar, na fase polpa (seletividade na polpa), e pelo gradiente de hidrofobia que é produzido na camada de espuma (seletividade na espuma).

3.2.1 Seletividade na Fase Polpa

Este primeiro mecanismo é de fundamental importância para a etapa Rougher, tanto nos trabalhos de laboratório como na prática industrial, onde interagem os reagentes de flotação, a agitação e a alimentação de ar, entre outros aspectos. A captura das partículas do nosso interesse requer de um determinado tempo de flotação ($t_r > t_f$) e de determinadas condições de operação e de layout para evitar o efeito do curto-circuito, que é um dos aspectos mais prejudiciais nesse primeiro mecanismo da seletividade, como ilustrado na **Figura 3.2.1**, que representa uma célula unitária de flotação operando em estado estacionário, onde e se refere à espessura da camada de espuma que está sendo retirada como concentrado.

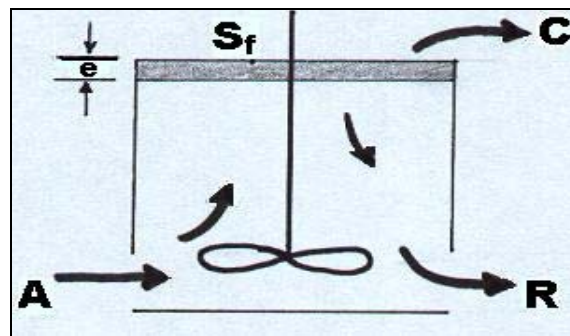


Figura 3.2.1 - Seletividade na Fase Polpa

A célula apresenta uma área definida de saída do concentrado, que chamaremos de S_f , superfície de flotação. Como ilustrado na Figura 3.2.1, o primeiro mecanismo de seletividade acontece na polpa, quando o fenômeno de flotação decide sobre o que vai flotar e o que vai seguir no fluxo dos rejeitos, e por isso será também chamada de seletividade da flotação, para diferenciá-la da seletividade da concentração, que acontece na camada de espuma. Obviamente, para facilidade de compreensão da figura, é necessário lembrar que as partículas já foram convenientemente liberadas e condicionadas antes de entrar na célula de flotação.

As células mais modernas, de tamanhos gigantes, utilizadas freqüentemente na flotação Rougher, têm propiciado um pequeno aumento da espessura e devido à redução proporcional da superfície de flotação, pelo maior volume individual da célula. Mesmo assim, na etapa Rougher, a espessura da camada de espuma continua sendo muito pequena e de pouca importância para o segundo mecanismo de seletividade, como veremos no item 3.2.2 a seguir, principalmente nos processos seletivos (minérios metálicos). Em processos pouco seletivos, como acontece normalmente com minérios não metálicos, ocorre que o **SPLIT** de massa flotada no Rougher é maior, de modo que a camada de espuma adquire maior espessura, e poderia acontecer alguma leve distribuição vertical por hidrofobia.

Voltando para a figura anterior, podemos imaginar que a transferência de bolhas de ar até a superfície da célula envolve algum grau de seleção de partículas a serem transportadas por elas. Essa seleção é efetuada com base na hidrofobia de cada partícula, onde as partículas mais hidrófobas são capturadas com maior velocidade e flutam primeiro.

Para la misma cantidad de masa flotada (R_{cm}), una determinada condición de flotación natural será más selectiva que otra condición en el caso de promover una mayor recuperación de la sustancia base; también, si para una determinada recuperación metalúrgica (R) precisa de menor cantidad de masa concentrada (mayor R_{cm}). Cuando el tiempo de residencia y/o el número de celdas es muy pequeño, aumentará la masa en cortocircuito (masa que se dirige directamente para las colas sin participar del fenómeno de flotación) y, por lo tanto, disminuirá la selectividad del proceso. Una alta velocidad de flotación (alta tasa de retirada de concentrado) favorece el arrastre de ganga hasta la espuma, tornando el proceso poco selectivo (en la perspectiva de la fase pulpa). La utilización de cantidades excesivas de colector hace, en general, disminuir la selectividad de la flotación, porque torna hidrófobas algunas partículas con poca o ninguna mineralización de nuestro interés y que, después de entrar en la fase pulpa resulta muy difícil su drenaje.

Para uma mesma quantidade de massa flotada (R_{cm}), uma determinada condição de flotação natural será mais seletiva que outra condição no caso de promover uma maior recuperação da substância base; também, se para uma determinada recuperação metalúrgica (R) precisa de menor quantidade de massa concentrada (maior R_{cm}). Quando o tempo de residência e/ou o número de células do banco é muito pequeno, aumentará a massa em curto-circuito (massa que se dirige diretamente para o rejeito sem participar do fenômeno de flotação) e, por tanto, diminuirá a seletividade do processo. Uma alta velocidade de flotação (alta taxa de retirada de concentrado) favorece o arraste de ganga até a espuma, tornando o processo pouco seletivo (na perspectiva da fase polpa). A utilização de quantidades excessivas de coletor faz, em geral, diminuir a seletividade da flotação, porque torna hidrófobas algumas partículas com pouca ou nenhuma mineralização do nosso interesse e que, após entrar na fase espuma torna-se muito difícil a sua drenagem.

3.2.2 Seletividade na Fase Espuma

Na **Figura 3.2.2** é ilustrado um provável mecanismo de seletividade que poderia acontecer na camada de espuma, de espessura e_f ⁽¹⁾. As partículas aderidas às bolhas de ar, ainda dentro da fase polpa, são flotadas de acordo com uma determinada prioridade, definida pela sua hidrofobia, e o grau de preferência do processo pelas partículas que realmente nos interessam é a **seletividade da flotação**. Nessas condições, a massa flotada é dm/dt , como ilustrado na figura.

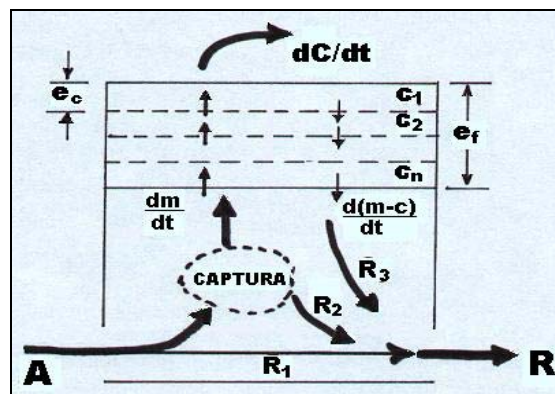


Figura 3.2.2 - Seletividade na Fase Espuma

(1) O operador pode mudar a espessura da camada de espuma mediante a manipulação da comporta de descarga do banco de flotação.

De acordo com o Primeiro Princípio do modelo a massa flotada não é retirada da célula no mesmo ritmo em que está entrando na fase espuma. Enquanto a camada de espuma é formada, a massa flotada começa a fazer pressão hidrofóbica sobre a interface polpa/espuma, produzindo os seguintes efeitos:

- 1.- É criado um gradiente de hidrofobia que propicia o transporte das partículas até a superfície da célula, transitando pela camada de espuma, a qual apresenta uma certa uniformidade baseada em micro camadas de teor crescente no sentido do fluxo.
- 2.- Como a espessura e_f possui um valor definido, de acordo com a decisão do operador, o excesso de massa $d(m-C)/dt$ entra na camada de espuma deslocando um volume equivalente de água, aumentando a porcentagem de sólidos na fase espuma, a qual cresce no sentido vertical até atingir o seu valor mais alto de densidade na superfície da célula. O estado estacionário, ao ser atingido, nos indica que a diferença neta de massa não existe e que a água que volta para a polpa acaba trazendo uma quantidade equivalente de massa, somente que se trata de partículas pouco hidrófobas ou ganga.
- 3.- A massa que volta à polpa, pelo mecanismo de drenagem indicado no item anterior, pelo fato de possuir um teor médio inferior ao teor médio da massa flotada, sinaliza que algum grau de concentração está acontecendo na espuma, estimulada pela maior espessura da camada, e essa é a **seletividade da fase espuma ou de concentração**.

Ainda em relação à Figura 3.2.2, se observa que o concentrado é retirado em pequenas camadas de espessura e_c , com teor c_1 e a uma taxa de produção igual a dC/dt .

O rejeito da célula é: $R = R_1 + R_2 + R_3$, onde R_1 é a massa em curto-circuito; R_2 é a massa rejeitada pelo primeiro mecanismo de seletividade (não capturada), e R_3 é a massa rejeitada pelo segundo mecanismo, de drenagem. A seletividade propiciada pelo segundo mecanismo, em determinados casos, pode prejudicar a Recuperação do processo, devido a:

- Uma maior camada de espuma (e_f) diminui o tempo de residência da polpa dentro da célula, prejudicando o primeiro mecanismo de seletividade.
- O transporte de massa através da camada de espuma requer de baixo valor de k_2 (equação 2.35), ao expressar a recuperação em função de tempo. Na flotação de limpeza o efeito do segundo mecanismo de seletividade é fundamental, pois ao ficar menor quantidade de material para eliminar pelo rejeito o **SPLIT** de massa concentrada é maior e a espessura da camada de espuma aumenta naturalmente.

As células de flotação utilizadas nas etapas de limpeza são de uma geometria especial (mais profundas) com o objetivo de operar com uma camada de espuma mais estável e de maior altura. Para vencer a maior densidade e resistência da fase espuma ao transporte macromolecular, normalmente é necessário alimentar o ar de maneira forçada, com compressor (já não mais de maneira auto-aspirante como normalmente é utilizado na flotação Rougher); além disso, o sistema auto-aspirante exigiria uma forte velocidade de agitação, produzindo um alto nível de turbulência que poderia afetar a estabilidade da camada de espuma. Células especiais, por exemplo, do tipo Denver DR (detalhes no **Volume 2** da série), que são bastante profundas e de aeração forçada, pelo fato de não ter comprometido o mecanismo de agitação com a sucção de ar, trabalha proporcionando apenas a agitação suficiente para manter a homogeneidade da polpa e distribuir as bolhas de ar, e para propiciar a sucção da polpa proveniente da célula anterior por um conduto especial no fundo da célula. Este sistema proporciona uma grande estabilidade na camada de espuma, favorecendo o segundo mecanismo de seletividade.

Na **Figura 3.2.3** é ilustrado o mecanismo de seletividade num banco de flotação fracionada, onde o teor médio do concentrado é:

$$c = \frac{c_1 C_1 + c_2 C_2 + c_3 C_3}{C_1 + C_2 + C_3} \quad (3.2)$$

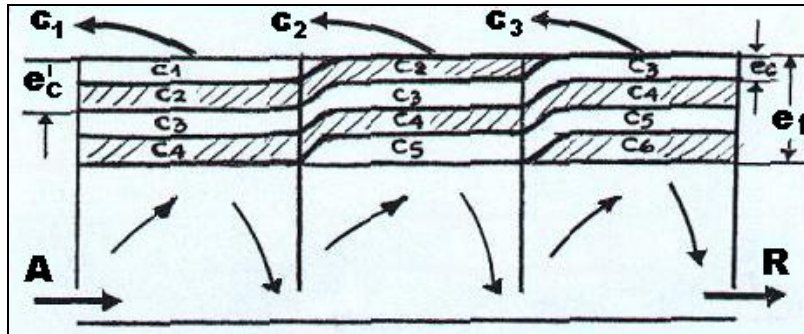


Figura 3.2.3 – Seletividade na Flotação Fracionada

Como observado na Figura 3.2.3, na camada de espuma são formados perfis de micro camadas com teor crescente no sentido vertical, desde a interface até a superfície da célula. A velocidade de concentração ou de retirada de massa (dC/dt) depende da camada superior de espuma e_c , que sobressai pelo lábio de descarga da célula. O concentrado retirado da célula k (c_k) é sempre mais rico que aquele retirado da célula seguinte ($k+1$), devido a:

- Em um menor tempo de flotação são concentradas apenas aquelas partículas mais hidrófobas.
- A célula ($k+1$) recebe como alimentação um produto mais pobre que a célula anterior.

En el caso de “operar más rápido” el circuito, retirando masa en capas de mayor espesor (e_c'), la recuperación aumenta de acuerdo con la 1ª Ley del modelo, mas, disminuye la ley en el concentrado debido al retiro de espuma menos enriquecida. La operación rápida significa también que disminuye la tasa de drenaje $d(m-C)/dt$, concentrando masa en una tasa más próxima de su flotación natural, perjudicando el segundo mecanismo de la selectividad y propiciando el arrastre de partículas de ganga o mixtos muy pobres para el concentrado. Por otro lado, el porcentaje de sólidos en el concentrado también disminuye, de manera proporcional al aumento de la tasa de producción. En las etapas de limpieza, entonces, es recomendable garantizar una “operación suave”, aunque eso signifique un pequeño aumento del tiempo de residencia (y de la cantidad de celdas).

No caso de “operar mais rápido” o circuito, retirando massa em camadas de maior espessura (e_c'), a recuperação aumenta de acordo com a 1ª Lei do modelo, mas, diminui o teor no concentrado devido à retirada de espuma menos enriquecida. A operação rápida significa também que diminui a taxa de drenagem $d(m-C)/dt$, concentrando massa numa taxa mais próxima de sua flotação natural, prejudicando o segundo mecanismo da seletividade e propiciando o arraste de partículas de ganga ou mistos muito pobres para o concentrado. Por outro lado, a porcentagem de sólidos no concentrado também diminui, de maneira proporcional ao aumento da taxa de produção. Nas etapas de limpeza, então, é recomendável garantir uma “operação suave”, mesmo que isso signifique um pequeno aumento do tempo de residência (e da quantidade de células).

Ives J. K. (1984) relata experiências desenvolvidas por Cutting e Devinish em 1975 em coluna de laboratório, em flotação de hematita (Fe_2O_3) com 20 cm de camada de espuma. A relação mássica entre o concentrado e a ganga apresenta os seguintes valores: alimentação: 0,11; na base da coluna: 2,5; e no topo da camada de espuma: 4,3. A água contida, medida em gramas de água por volume de espuma, avaliada em camadas horizontais, decresce 10 vezes de valor entre a base e o topo da coluna; este valor muda diretamente com o aumento da taxa de aeração, que “molha” mais intensamente a espuma. Cutting e Devinish concluem que, aplicando esses conceitos numa célula convencional contínua de flotação, o tempo de residência na espuma pode ser controlado de modo que apenas as camadas superiores de espuma sejam retiradas como concentrado. Pelo relato de Ives J. K., o conceito anterior foi aplicado e comparado em células contínuas, em escala piloto (Cutting G. W. Watson D. Whitehead A. e Barber S. P., 1980), onde o teor do concentrado aumenta significativamente nas camadas superiores de espuma. Uma observação importante relatada dessa experiência, que justifica a operação de maiores camadas de espuma nas operações de limpeza, é que na base da coluna de espuma (entre 2 a 4 cm de espessura) é produzida uma mistura excessiva entre ganga e concentrado, prejudicando o trabalho de concentração quando o circuito é operado muito rápido, com baixa coluna de espuma ou com muito baixa densidade na polpa alimentada.

3.3 Curva de Seletividade

3.3.1 Laboratório

*La ecuación (1.12) de la 1ª Ley del Modelo Operacional es también llamada de Ecuación de Selectividad y puede ser representada gráficamente con un mínimo razonable de puntos (**R,Rcm**), obtenidos en la misma experiencia que da origen a la Curva Cinética, y que corresponden a las alícuotas parciales de concentrado muestreadas; esta es la **Curva de Selectividad**. Definiremos como **Punto de Operación (PO)** de una etapa de flotación, a un par de valores (**R,Rcm**) en el cual el operador de la planta se encuentra en un determinado instante. El **Punto de Equilibrio (PE)**, corresponde al punto de operación en las condiciones de recuperación de equilibrio (**Re**), que ocurre en el Rougher cuando opera optimizado, donde la ley de la última alícuota de concentrado que es retirada del banco de flotación es idéntica a la ley del flujo alimentado al banco. El Punto de Operación óptimo en las etapas de limpieza no es necesariamente el Punto de Equilibrio, debido al compromiso de obtención de una determinada ley en el concentrado y por la influencia das cargas circulantes del reciclo de limpieza; así mismo, la operación del circuito de limpieza será óptima cuando se aproxime lo más posible de su Curva de Equilibrio.*

A equação (1.12) da 1ª Lei do Modelo Operacional é também chamada de Equação de Seletividade e pode ser representada graficamente com um mínimo razoável de pontos (**R, Rcm**), obtidos na mesma experiência que dá origem à Curva Cinética, e que correspondem às alíquotas parciais de concentrado amostradas; esta é a **Curva de Seletividade**. Definiremos como **Ponto de Operação (PO)** de uma etapa de flotação, a um par de valores (**R, Rcm**) no qual o operador da usina se encontra num determinado instante.

O **Ponto de Equilíbrio (PE)**, corresponde ao ponto de operação nas condições de recuperação de equilíbrio (**Re**), que acontece no Rougher quando opera otimizado, onde o teor da última alíquota de concentrado que é retirada do banco de flotação é idêntico ao teor do fluxo alimentado ao banco.

O Ponto de Operação ótimo nas etapas de limpeza não é necessariamente o Ponto de Equilíbrio, devido ao compromisso de obtenção de um determinado teor no concentrado e pela influência das cargas circulantes do reciclo de limpeza; mesmo assim, a operação do circuito de limpeza será ótima quando se aproxime o mais possível da sua Curva de Equilíbrio.

Ives K.J. (1984) chama a atenção sobre a extrema dependência do técnico de laboratório na avaliação de experiências em batelada. Ives indica que é comum observar que diferentes técnicos levam a diferentes resultados, principalmente quando não está padronizada a maneira e o tempo em que são retiradas as alíquotas de concentrado. Desse modo, torna-se difícil comparar resultados provenientes de diferentes laboratórios. A padronização dessa experiência é fundamental para o trabalho cotidiano nas usinas de flotação (detalhes experimentais no **Capítulo 4**).

Para o controle de processos industriais deve tomar-se uma amostra representativa da alimentação de cada etapa avaliada, e extrair em laboratório um mínimo de 3 a 5 alíquotas de concentrados parciais e construir um gráfico da forma ilustrada na **Figura 3.3.1**.

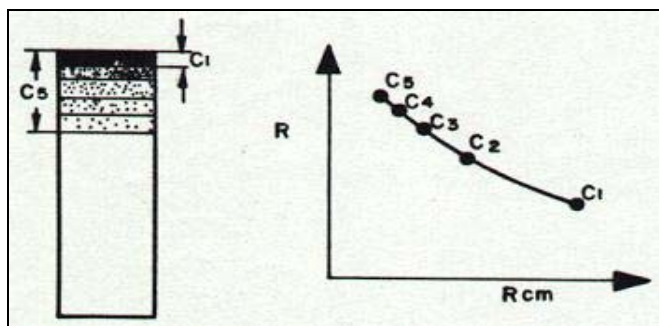


Figura 3.3.1 – Traçado Experimental da Curva de Seletividade

A expressão gráfica da 1ª Lei operacional, chamada de Curva de Seletividade, permite numerosas aplicações no laboratório e na usina industrial de flotação; além disso, possui diversas vantagens frente às abordagens cinéticas convencionais:

- Avaliação de diversas condições que afetam a flotação natural, selecionando as condições mais seletivas para o processo.
- Pode ser utilizada para o processo real de flotação, em processos contínuos.
- Permite uma visão do processo de concentração de massa em duas dimensões, observando simultaneamente a performance metalúrgica e a redução de massa, com direta aplicação na etapa de engenharia do processo (balanço de massas, dimensionamento de equipamentos, bombeamento de polpas, etc.).
- Ajuda a prever a performance metalúrgica do processo de acordo com a operação do circuito (variação de Ponto de Operação acima da Curva de Seletividade calculada experimentalmente).
- Otimização da flotação unitária (uma etapa específica) ou de um processo composto completo.

Exemplo 3.3.1:

Utilizando os dados do Exemplo 2.2.1 (Capítulo 2) construir a Curva de Seletividade para aquele ensaio. Determinar, também, os teores dos concentrados parciais acumulados.

Tabela 3.3.1 – Resultados do Teste

Produto	Massa (g)	R(%) Acumulada
c_1	108,00	54,01
c_2	72,00	77,96
c_3	31,00	84,50
c_4	29,00	87,36
c_5	20,00	88,65
Rejeito	1.284,00	11,35
Total	1.544,00	100,00

De acordo com equação (1.14), $Rcm_1 = 1.544/108 = 14,30$

$$Rcm_2 = 1.544/(108+72) = 8,58$$

$$Rcm_3 = 1.544/211 = 7,32$$

$$Rcm_4 = 1.544/240 = 6,43$$

$$Rcm_5 = 1.544/260 = 5,94$$

Os resultados anteriores, relacionados com a respectiva recuperação acumulada, formam cinco pontos de operação que, de maneira gráfica, formam a Curva de Seletividade dessa operação, como ilustrado na Figura 3.3.2.

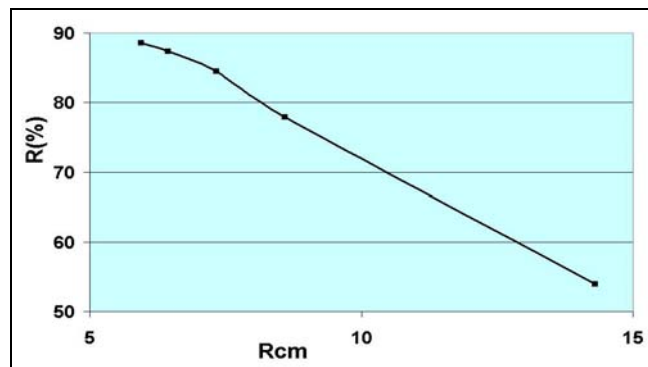


Figura 3.3.2 – Curva de Seletividade Exemplo 3.3.1

De acordo com a equação (1.50), $c = a R Rcm$, podemos calcular o teor do concentrado parcial acumulado:

$$c_1 \text{ acum.} = 1,54 \times 0,5401 \times 14,3 = 11,98\% \text{ Cu}$$

$$c_2 \text{ acum.} = 1,54 \times 0,7796 \times 8,58 = 10,30\% \text{ Cu}$$

$$c_3 \text{ acum.} = 1,54 \times 0,8450 \times 7,32 = 9,53\% \text{ Cu}$$

$$c_4 \text{ acum.} = 1,54 \times 0,8736 \times 6,43 = 8,65\% \text{ Cu}$$

$$c_5 \text{ acum.} = 1,54 \times 0,8865 \times 5,94 = 8,11\% \text{ Cu} = \mathbf{cr} \text{ (concentrado Rougher)}$$

3.3.2 Scale-Up da Seletividade

A aplicação conjunta dos mecanismos macroscópicos estudados (Cinética e Seletividade, para o Rougher e, além disso, a Curva de Equilíbrio para os Cleaners) conduz a uma boa interpretação do fenômeno natural de flotação. Avaliando o processo em termos reais é possível extrapolar até sistemas contínuos.

Devemos lembrar que os modelos do tipo cinético consideram que:

$$\mathbf{R} = f(t, \text{reagentes, liberação, etc.}) = f(\mathbf{k} \times t) \quad (3.3)$$

Onde \mathbf{k} é a constante cinética, determinada experimentalmente em função das variáveis definidas na expressão (3.3). Os modelos cinéticos extrapolam essa equação para o sistema contínuo e, como mostrado no **Capítulo 2**, com pouca aproximação da realidade industrial. O **Modelo Operacional**, ao suprimir a dependência do tempo (condições de equilíbrio) estabelece um relacionamento real para o processo, baseado na Razão de Concentração de Massa: **Rcm**.

Na **Figura 3.3.3** é ilustrado um comportamento típico em flotação Rougher, para um tempo de flotação superior ao mínimo requerido pelo fenômeno natural ($t > t_m$), qualquer perfil de velocidades que não comprometa a seletividade do processo pode conduzir ao mesmo Ponto de Operação selecionado para aquela etapa. Em Rougher, esse Ponto de Operação corresponde ao **Ponto de Equilíbrio**, onde a última alíquota de concentrado possui um teor idêntico ao teor da alimentação do processo.

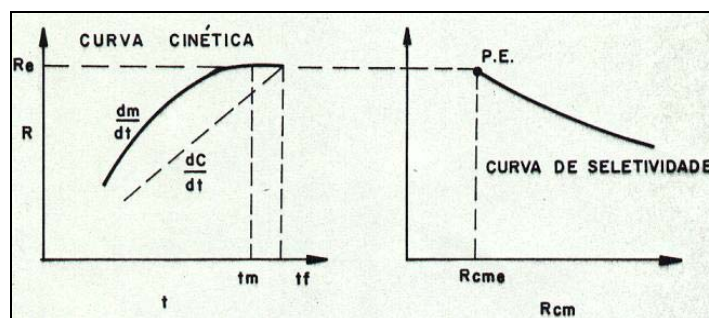


Figura 3.3.3 – Ponto de Operação em Rougher

*Los reactivos de flotación y otras condiciones que actúan sobre el fenómeno natural son estudiados para obtener esa Recuperación de equilibrio (R_e) en un tiempo razonable de flotación (ítem 2.4.1) y con la mayor selectividad posible, evaluando en conjunto los mecanismos macroscópicos. En la práctica industrial, el incremento de masa concentrada, mediante actuación operacional, lleva ese proceso para el Punto de Operación deseado, independientemente del perfil natural de velocidades y del tiempo de flotación (desde que $t_r > t_f$). En una correcta operación del Rougher, en circuito abierto, es concentrada toda la masa flotada hasta obtener espuma blanca en la última celda del banco, por lo tanto, los reactivos son optimizados para alcanzar apenas el Punto de Equilibrio. Para la flotación de limpieza (Cleaners), la diferencia conceptual del **Modelo Operacional** con los modelos cinéticos convencionales es todavía mayor.*

Os reagentes de flotação e outras condições que atuam sobre o fenômeno natural são estudados para obter essa Recuperação de Equilíbrio (R_e) em um tempo razoável de flotação (ítem 2.4.1) e com a maior seletividade possível, avaliando conjuntamente os mecanismos macroscópicos.

Na prática industrial, o incremento de massa concentrada, mediante atuação operacional, leva esse processo para o Ponto de Operação desejado, independentemente do perfil natural de velocidades e do tempo de flotação (desde que $t_r > t_f$). Numa correta operação do Rougher, em circuito aberto, é concentrada toda a massa flotada até obter espuma branca na última célula do banco, por tanto, os reagentes são otimizados para atingir apenas o Ponto de Equilíbrio. Para a flotação de limpeza (Cleaners), a diferença conceitual do **Modelo Operacional** com os modelos cinéticos convencionais é ainda maior.

Na **Figura 3.3.4** é ilustrada uma avaliação típica de uma etapa de limpeza, de acordo com o modelo proposto.

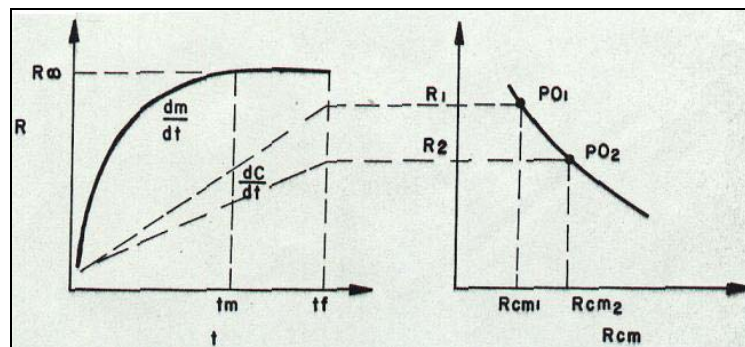


Figura 3.3.4 – Ponto de Operação em Cleaners

En la práctica industrial no es común operar las etapas de limpieza exactamente en el Punto de Equilibrio (R_{oo} , R_{cmoo}) porque el Enriquecimiento sería muy bajo. Para un tiempo de residencia superior al mínimo ($t_r > t_f$) la Recuperación es independiente del tiempo de flotación, de modo que el operador puede mudar la selectividad esperada para el proceso, o sea, el operador transita por la misma Curva de Selectividad sugerida por el laboratorio.

Na prática industrial não é comum operar as etapas de limpeza exatamente no Ponto de Equilíbrio (R_{oo} , R_{cmoo}) porque o Enriquecimento seria muito baixo. Para um tempo de residência superior ao mínimo ($t_r > t_f$) a Recuperação é independente do tempo de flotação, de modo que o operador pode mudar o Ponto de Operação da forma ilustrada na Figura 3.3.4, sem modificar a seletividade esperada para o processo, ou seja, o operador transita pela mesma Curva de Seletividade sugerida pelo laboratório.

O Ponto de Operação (R , R_{cm}), selecionado em laboratório, pode ser induzido na prática industrial, para as mesmas condições de liberação e dosagem de reagentes, desde que se disponha do tempo mínimo de flotação. Dentro de certos limites práticos, pode-se operar o circuito acomodando-se as comportas de descarga de um banco de flotação, ou a alimentação de ar, de forma a produzir a quantidade de material flotado julgada necessária. A partir do Ponto PO_1 podemos ir para PO_2 “suavizando” o circuito e, pelo contrário, podemos voltar a PO_1 “apressando” o circuito (concentrando mais massa). Novamente surgem as perguntas: Quanta massa concentrar? Qual será o ponto de Operação ótimo? (detalhes no item 1.7.3).

3.4 Modelo Operacional para Flotação Natural

3.4.1 Avaliação da Seletividade

Com o objetivo de facilitar a compreensão dos diversos aspectos com relação à Seletividade, a **Figura 3.4.1** ilustra a comparação entre duas situações de processo:



Figura 3.4.1 – Avaliação da Seletividade

A condição A (tipo de minério, uma certa dosagem de determinado reagente, algum determinado grau de liberação, etc.) é mais seletiva que a condição B, porque:

- Possui uma maior Recuperação para a mesma proporção de massa concentrada;
- Para uma determinada Recuperação, precisa concentrar menor quantidade de massa.

Ou seja, $(R_A, R_{cm_A}) > (R_B, R_{cm_B})$

Onde, $R_A > R_B$ para $R_{cm_A} = R_{cm_B}$

Ou bem, $R_{cm_A} > R_{cm_B}$ para $R_A = R_B$

A escolha da condição A é de enorme importância para o processo, pelas seguintes razões:

- Para a mesma Recuperação, a condição A significa o re-tratamento de menor quantidade de massa nas etapas posteriores.

$$C_A = A/R_{cm_A} \text{ e } C_B = A/R_{cm_B} \quad \text{de modo que } C_A < C_B$$

- Para a mesma Recuperação, a condição A significa um maior Enriquecimento (maior teor no Concentrado). $c_A = a_A \times R \times R_{cm_A}$ e $c_B = a_B \times R \times R_{cm_B}$

- Para diferente teor alimentado, assumindo $R_A = R_B$:

$$c_A / (a_A \times R_{cm_A}) = c_B / (a_B \times R_{cm_B})$$

da Equação (1.45): $ER_A = ER_B (R_{cm_A}/R_{cm_B})$

Por tanto: $ER_A > ER_B$

- Para o mesmo teor de alimentação ($a_A = a_B$)

$$c_A = c_B (R_{cm_A}/R_{cm_B})$$

Por tanto: $c_A > c_B$

Em geral, a flotação natural deve ser otimizada em função de obter a maior seletividade possível, levando sempre em conta os respectivos custos de operação.

3.4.2 Teste Padrão para Avaliar a Seletividade

- AMOSTRA (AF):
 - De preferência, obtida na usina (POLPA AF).
 - Verificar representatividade (granulometria, % sólidos, pH, reagentes, etc.).
- CONDICIONAMENTO:
 - Agitação suave por ± 3 minutos.
- CÉLULA:
 - Batch, do tipo DENVER (ou similar).
- FLOTAÇÃO:
 - Obtenção de 5 (cinco) concentrados parciais.
 - Coleta parcial com retirada de massa a cada 15 ou 30 segundos ("paletada").

Tabela 3.4.1 – Planilha Base do Teste

TEMPO ACUMULADO (minutos)	MASSA (g)
t_1	m_1
t_2	m_2
t_3	m_3
t_4	m_4
t_5	m_5
REJEITO	r
TOTAL	AF

$$* \text{ Conferir } AF = r + \sum_{i=1}^5 m_i, g$$

O tempo de flotação, o tempo da "paletada" e a quantidade de concentrados parciais podem ser mudados de acordo com as características da polpa PADRÃO da usina.

- QUÍMICA:
 - Análise do TEOR da substância (ou substâncias) do nosso interesse nos 5 concentrados parciais e no rejeito.
 - A alimentação AF é calculada a partir desses dados.

$$\text{TEOR AF: } \mathbf{af} = \frac{\sum_{i=1}^5 (m_i \times \mathbf{c}_i) + (r \times \mathbf{r})}{AF}$$

Onde \mathbf{c}_i = teor da alíquota i

$$\mathbf{R} = \frac{\sum_{i=1}^n (m_i \times \mathbf{c}_i) + (r \times \mathbf{r})}{\mathbf{af} \times AF} \times (100)$$

Concentrados Acumulados:

$$c_n = \sum_{i=1}^n m_i$$

Razão de Concentração de Massas: **Rcm**

$$Rcm_n = \frac{AF}{c_n} = \frac{\text{massa total alimentada}}{\text{concentrado acumulado até alíquota n}}$$

3.4.3 Cinética de Flotação

A velocidade de flotação (ou "flotação" propriamente dita), reflete o fenômeno natural de ascensão de massa da fase POLPA até a fase ESPUMA.

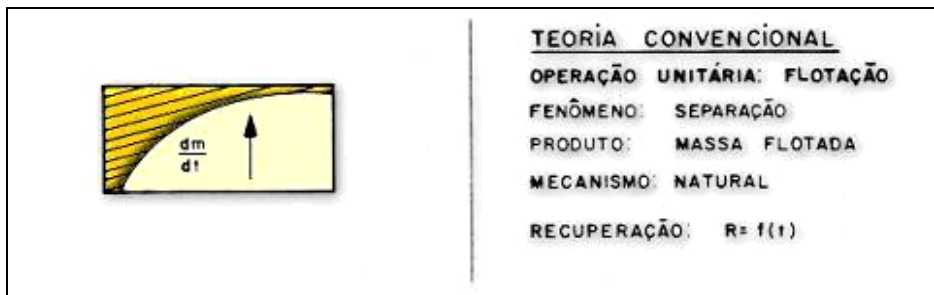


Figura 3.4.2 – Abordagem Convencional

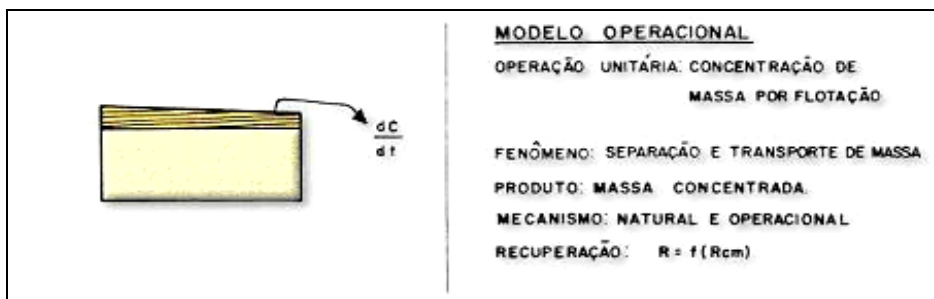


Figura 3.4.3 – Mecanismo Real da Flotação

AVALIAÇÃO PRÁTICA:

Graficar a Recuperação Acumulada em função do tempo de flotação:

$\bar{R}_1 = \frac{m_1 \times t_1}{AF \times af}$	$R_2 = \bar{R}_1 + \frac{m_2 \times t_2}{AF \times af}$	$R_5 = R_4 + \frac{m_5 \times t_5}{AF \times af}$
---	---	---

Recuperação de Equilíbrio (Re), é atingida quando o teor de corte é igual ao teor **af**.

Teor de corte: teor da última alíquota de concentrado tirada da célula.

t_m = tempo mínimo necessário para atingir **Re**

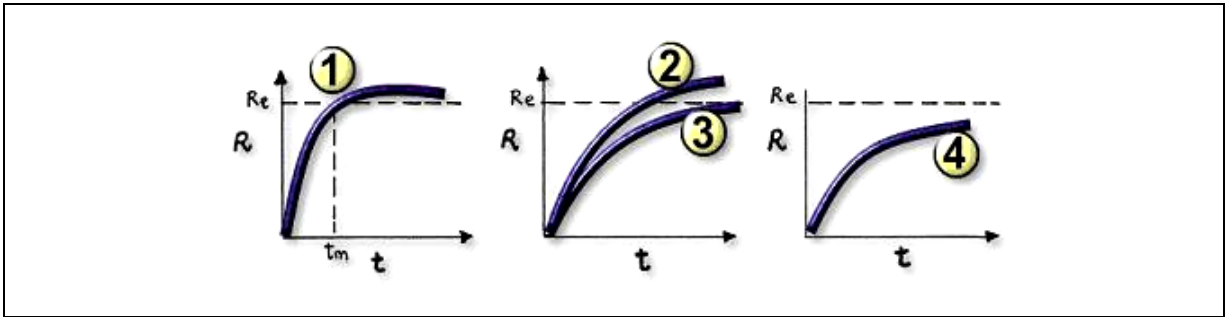


Figura 3.4.5 – Situações Cinéticas Típicas

Condições Típicas Observadas na Figura:

1. Espumante excessivo. Atinge muito rapidamente a Recuperação de Equilíbrio (provavelmente com arraste de ganga).
2. Espumante excessivo e, provavelmente Coletor em excesso, superando a Recuperação de Equilíbrio desnecessariamente.
3. Condição Cinética Ideal.
4. Espumante e, provavelmente, Coletor insuficiente (a pouca liberação pode ser outra causa).

Quando extraímos da célula uma fração de massa com teor inferior ao teor de alimentação, começamos a "desconcentrar" o concentrado.

Dos conceitos anteriores nasceram os dois primeiros princípios do Modelo Operacional de Flotação:

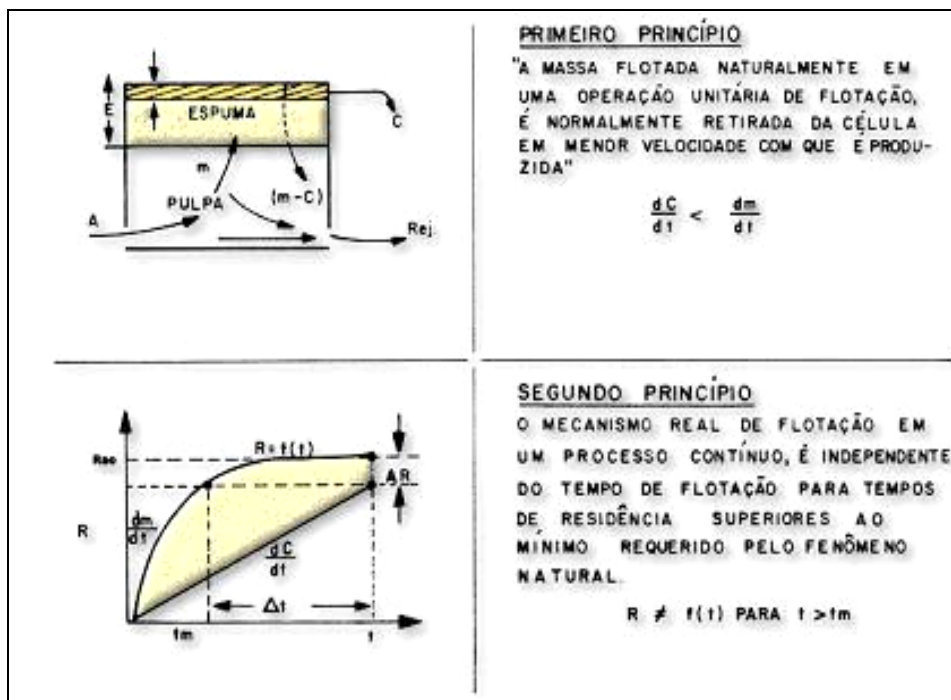


Figura 3.4.4 – Princípios do Modelo Operacional para Flotação Natural

3.4.4 Seletividade

Considerando a dificuldade de representar a Concentração (Flotação Real) de maneira cinética, o **Modelo Operacional** introduz a Recuperação em função da Razão de Concentração de Massa.

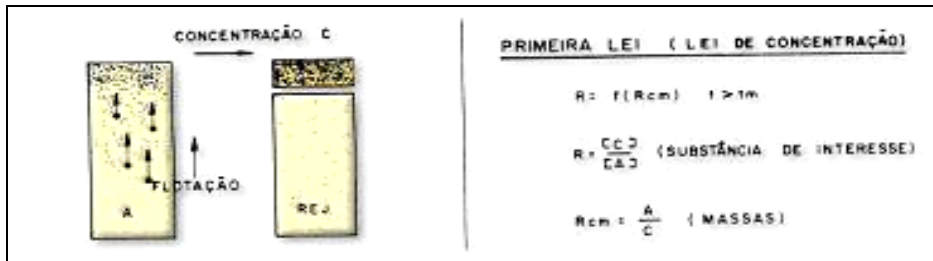


Figura 3.4.6 – Primeira Lei do Modelo Operacional

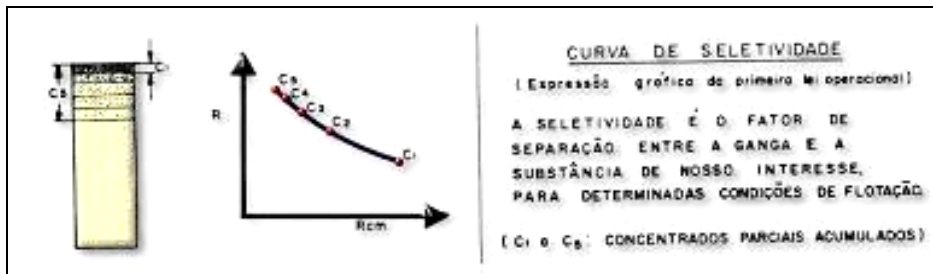


Figura 3.4.7 – Curva de Seletividade

Essa expressão define realmente a Concentração de Massa por Flotação (para $t \geq t_m$), situação que é fielmente reproduzida na usina industrial (scale-up).

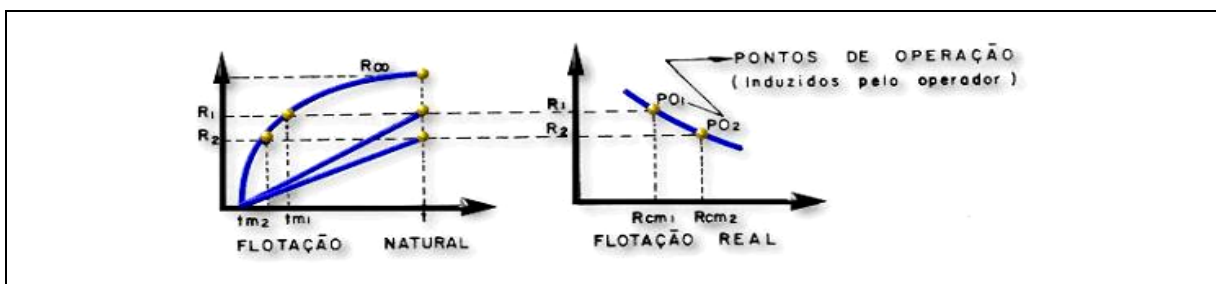


Figura 3.4.8 – Seletividade em Processos Contínuos

EVALUACIÓN PRÁCTICA:

La **Curva de Selectividad Estándar** puede ser comparada con diversas condiciones de proceso testadas en laboratorio, de la forma mostrada en el ítem 3.4.1, considerando aspectos como: Dosificación de Colector o Espumante; Otros Reactivos; Mudanzas de pH; Mudanzas de Granulometría; Tiempo de Acondicionamiento; Porcentaje de sólidos de la pulpa, etc.

AVALIAÇÃO PRÁTICA:

A **Curva de Seletividade Padrão** pode ser comparada com diversas condições de processo testadas em laboratório, da forma mostrada no item 3.4.1, considerando aspectos como: Dosagem do Coletor ou Espumante; Outros Reagentes; Mudanças de pH; Mudanças de Granulometria; Tempo de Condicionamento; Porcentagem de sólidos da polpa, etc.

SCALE -UP

A operação da usina se desloca pela curva de seletividade. Podemos observar que, para diferentes comportamentos "cinéticos" reais, a **Seletividade** não muda.

Exemplo 3.4.1:

O Segundo Princípio Operacional é demonstrado numa usina industrial de flotação de sulfetos de Cobre, utilizando amostra de polpa diretamente da usina (polpa AF). O objetivo do teste, no laboratório, é demonstrar que a seletividade é independente da cinética de flotação (para $t > t_m$). Foram realizados dois ensaios de flotação, de acordo com procedimento antes indicado. No primeiro ensaio foi utilizada uma determinada condição padrão. No segundo ensaio, foram estabelecidas condições mais enérgicas de flotação, incrementando o tempo de condicionamento dos reagentes e a velocidade de agitação.

Tabela 3.4.2 – Resultados Experiência 3.4.1

PRODUTO	ENSAIO 1		ENSAIO 2	
	Massa, g	Teor, % Cu	Massa, g	Teor, % Cu
c_1	64,417	22,40	72,287	19,70
c_2	14,337	3,80	18,727	2,85
c_3	10,157	1,95	16,107	1,20
c_4	5,477	1,30	7,447	0,85
c_5	4,227	1,15	4,237	0,70
Rejeito	1.738,91	0,09	1.705,227	0,08
AF	1.837,525	0,917	1.831,032	0,972

Os dados foram elaborados da mesma forma mostrada no Exemplo 3.3.1 anterior (confira você mesmo esses cálculos) e mostrados na **Tabela 3.4.3** e **Figura 3.4.9** a seguir:

Tabela 3.4.3 – Análise de Resultados Exemplo 3.4.1

Tempo (min)	ENSAIO 1		ENSAIO 2	
	R, %	Rcm	R, %	Rcm
2,5	85,60	28,53	87,73	23,09
5,0	88,83	23,33	90,73	18,68
7,5	90,01	20,67	91,82	16,04
9,0	90,43	19,47	92,17	15,06
10,0	90,72	18,63	92,34	14,55

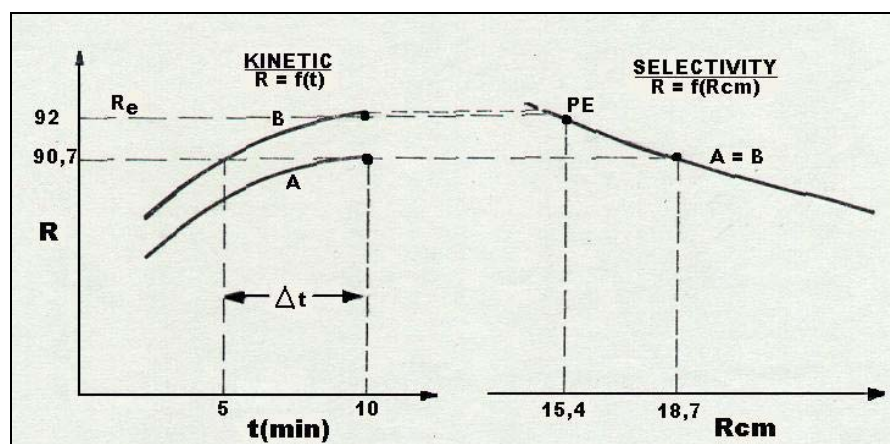


Figura 3.4.9 – Avaliação da Cinética e Seletividade Exemplo 3.4.1

Conclusões do Exemplo

Dos ensaios anteriores, além da confirmação do Segundo Princípio Operacional, podem ser extraídas as seguintes conclusões:

- A Recuperação de Equilíbrio (R_e) deve encontrar-se próxima de 92%, observando o teor da alíquota de concentrado comparada com o teor AF.
- A seletividade é praticamente a mesma para ambos ensaios. Os valores mostrados com destaque na tabela 3.4.3 apresentam a mesma seletividade ($R = 90,7$; $R_{cm} = 18,6$) com 5 minutos de diferença, demonstrando a inaplicabilidade da abordagem cinética.
- A flotação natural que ocorre para ambas condições cinéticas não afeta a flotação real observada na usina, demonstrando a importância da 1ª Lei do Modelo Operacional.
- O valor \underline{x} indicado na Figura como valor de projeto, corresponde ao Ponto de Operação definido pelo projeto original da usina, 10 anos antes de feita a experiência mostrada no exemplo, o que demonstra que o minério tem preservado sua seletividade média.

O teor do concentrado, mesmo sendo um dos objetivos do processo, ela ocorre apenas como consequência do teor alimentado e da operação da usina, dentro da Curva de Seletividade que as condições naturais do processo estabelecem (reagentes, liberação, etc.). Portanto, teor concentrado = teor alimentação $\times (R \times R_{cm})$; $c = a \times (R \times R_{cm})$

O fator ($R \times R_{cm}$) é o "scale-up" entre o laboratório e a etapa Rougher, e é a opção de trabalho do operador dentro da Curva de Seletividade que o fenômeno natural oferece. Ou seja, mais uma vez fica claro que a flotação natural é "administrada" pela operação para atingir os resultados metalúrgicos pretendidos. Diferentemente das análises de laboratório convencionais, que levam em conta apenas o teor do concentrado, a análise de seletividade pela via da massa (R_{cm}) independe de diferenças triviais nos teores alimentados, da forma mostrada em exemplo anterior (0,917 y 0,972 %Cu) e como é usual na prática industrial.

La flotación natural que ocurre para ambas condiciones cinéticas no afecta la flotación real observada en la planta, demostrando la importancia de la 1ª Ley del Modelo Operacional. La ley del concentrado, a pesar de ser uno de los objetivos del proceso, ella resulta apenas como consecuencia de la ley alimentada y de la operación de la planta, dentro de la Curva de Selectividad que las condiciones naturales del proceso establecen (reactivos, liberación, etc.).

Ley del concentrado = ley de alimentación \times factor ($R \times R_{cm}$)

El factor ($R \times R_{cm}$) es el "scale-up" entre el laboratorio y la etapa Rougher, y es la opción de trabajo del operador dentro de la Curva de Selectividad que el fenómeno natural ofrece. O sea, nuevamente queda claro que la flotación natural es "administrada" por la operación para alcanzar los resultados metalúrgicos pretendidos. A diferencia de los análisis de laboratorio convencionales, que llevan en cuenta apenas la ley del concentrado, el análisis de selectividad por el camino de la masa (R_{cm}) es independiente de diferencias triviales en las leyes alimentadas, de la forma mostrada en ejemplo anterior (0,917 y 0,972 %Cu) y como es usual en la práctica industrial.

Exemplo 3.4.2:

Numa usina de flotação de rocha fosfática foram testadas as alternativas de flotar por separado ou conjuntamente dois diferentes tipos de minério. Os resultados são mostrados na Tabela 3.4.4

Tabela 3.4.4 – Resultados Experimentais Exemplo 3.4.2

FLOTAÇÃO CONJUNTA			FLOTAÇÃO DIFERENCIADA		
% P ₂ O ₅ Conc.	% Massa	% Rec. P ₂ O ₅	% P ₂ O ₅ Conc.	% Massa	% Rec. P ₂ O ₅
33,9	22,8	79,8	33,9	25,1	85,3
35,4	21,0	75,9	35,1	23,6	82,2
36,9	18,8	71,2	36,2	21,7	79,0

Da tabela podemos verificar: $R_{cm} = 100 / 22,8 = 4,39$
 $33,9 = a \times 0,798 \times 4,39$; portanto, $a = 9,68\% P_2O_5$

Na linha seguinte temos: $R_{cm} = 100 / 21,0 = 4,76$
 $35,4 = a \times 0,759 \times 4,76$; portanto, $a = 9,79\% P_2O_5$

Também, $R_{cm} = 100 / 18,8 = 5,32$
 $36,9 = a \times 0,712 \times 5,32$; portanto, $a = 9,74\% P_2O_5$

Ou seja, observa-se que o teste conjunto foi feito com o mesmo material (9,74% P₂O₅).

Para a flotação diferenciada,

$$R_{cm} = 100 / 25,1 = 3,98$$

$$33,9 = a \times 0,853 \times 3,98; a = 10\% P_2O_5$$

$$R_{cm} = 100 / 23,6 = 4,24$$

$$35,1 = a \times 0,822 \times 4,24; a = 10,08\% P_2O_5$$

$$R_{cm} = 100 / 21,7 = 4,61$$

$$36,2 = a \times 0,79 \times 4,61; a = 9,94\% P_2O_5$$

Ou seja, o teste de flotação diferenciada foi feito com um minério que possui um teor médio de 10% P₂O₅. Como se observa na Figura 3.4.10, a Flotação Diferenciada é significativamente mais seletiva que a Flotação Conjunta.

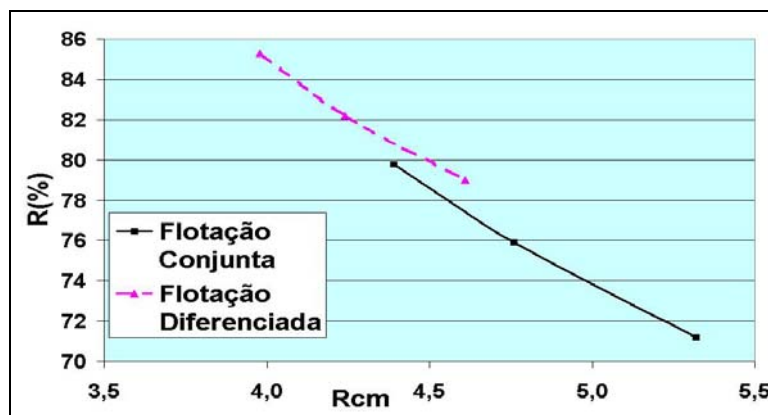


Figura 3.4.10 – Curva de Seletividade Exemplo 3.4.2

3.5 Outras Formas de Avaliação

3.5.1 Método Cinético

Como fue comentado en el **Ítem 3.1**, una de las formas comunes de evaluación de la selectividad es la comparación de las curvas cinéticas entre dos diferentes condiciones de flotación. En el ejemplo 3.4.1 fue demostrado el segundo Principio Operacional de la Flotación, donde se observa que la diferencia entre curvas cinéticas no representa necesariamente mudanzas en la selectividad de la flotación, de modo que ese abordaje no es confiable.

Como foi comentada no **Ítem 3.1**, uma das formas comuns de avaliação da seletividade é a comparação das curvas cinéticas entre duas diferentes condições de flotação. No exemplo 3.4.1 foi demonstrado o Segundo Princípio Operacional da Flotação, onde se observa que a diferença entre curvas cinéticas nem sempre representa mudanças na seletividade da flotação, de modo que essa abordagem não é confiável. **Von Reeken F.J.M. e outros** (1989) apresentam essa metodologia para avaliar a seletividade do processo de flotação para um minério de Pb-Zn, onde são introduzidos dois parâmetros: d , eficiência de separação (também definida assim por Schulz N.F., 1970, e por Ager e Barrat, 1983) e RI , recuperação infinita (R_{∞}), como ilustrado na **Figura 3.5.1**.

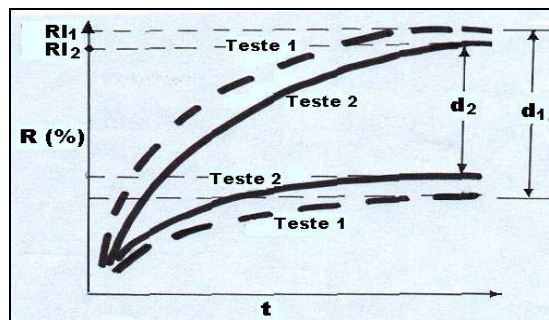


Figura 3.5.1 – Seletividade de Minério de Pb-Zn

Para o caso citado, a Condição 1 resultou mais seletiva porque $RI_1 > RI_2$. Além disso, acontece que $d_1 > d_2$. O Modelo Operacional, além de tornar-se independente da cinética da flotação (para $t > t_m$), utiliza a Recuperação de Equilíbrio (R_e) e não o valor infinito (R_{∞}).

3.5.2 Recuperação Vs. Teor de Concentrado

É o método de avaliação mais utilizado na prática do laboratório, como ilustrado na **Figura 3.5.2**, num gráfico que relaciona a recuperação (R) vs. Teor do Concentrado (c).

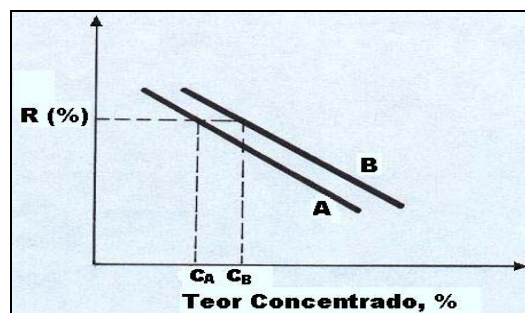


Figura 3.5.2 – Avaliação Convencional da Seletividade

Esse sistema não permite a “visão física” do processo como aquela apresentada pela Curva de Seletividade (**R** vs. **Rcm**), mostrando apenas os chamados “resultados metalúrgicos” do processo e não a interpretação macroscópica da operação em si. O método de avaliar **R** vs. **c** é válido apenas para o mesmo teor de alimentação, pois, como muitas vezes acontece, apesar da Figura 3.5.2 apresentar uma “seletividade” aparentemente melhor para a condição **B**, essa situação pode não estar acontecendo na interpretação real da flotação, como ilustrado no exemplo a seguir.

Exemplo 3.5.1:

Dois tipos de minério de uma determinada jazida de Cobre são testados em laboratório para avaliar a seletividade na flotação. Os resultados do teste foram os seguintes:

Tabela 3.5.1 – Resultados Teste Exemplo 3.5.1

Minério	Alimentação, % Cu	Concentrado Rougher, % Cu	Recuperação, %
A	1,2	$c_A = 8,5$	88,0
B	1,5	$c_B = 10,0$	88,0

Esses resultados, observados da forma ilustrada na Figura 3.5.2, indicariam que o minério **B** é o mais seletivo na flotação.

Avaliação do Modelo Operacional:

Utilizando a expressão (1.44) do **Item 1.8:**

$$0,88 = \frac{1,2 - r_A}{8,5 - r_A} \cdot \frac{8,5}{1,2}; \text{ de onde } r_A = 0,1644 \% \text{ Cu}$$

$$0,88 = \frac{1,5 - r_B}{10 - r_B} \cdot \frac{8,5}{1,2}; \text{ de onde } r_B = 0,2074 \% \text{ Cu}$$

Utilizando a expressão (1.51):

$$R_{cmA} = (8,5 - 0,1644) / (1,2 - 0,1644) = 8,05$$

$$R_{cmB} = (10,0 - 0,1644) / (1,5 - 0,2074) = 7,58$$

Como a Recuperação é a mesma se observa que, ao contrário do indicado anteriormente, o minério **A** é o mais seletivo entre os dois.

O leitor poderá demonstrar também que o Enriquecimento (**ER**) do minério **A** também é superior ao **B**. Além disso, pode ser utilizada diretamente a expressão (1.50) para obter a **Rcm** de cada experiência.

3.5.3 Entrada de Água na Espuma

Vanangamudi M. e Rao T.C. (1989) definem como “flotação pouco seletiva” quando aumenta a quantidade de água no concentrado (chamado de “entrainment”), onde a recuperação do processo é definida da seguinte forma:

$$R(t) = F(t) + E(t) \times W(t) \quad (3.4)$$

Onde,

R(t) = Recuperação total no tempo t, %

$F(t)$ = Recuperação possível de atingir, ao tempo t , numa condição teórica de não existir água no Concentrado, ou seja, a recuperação devida ao fenômeno verdadeiro de flotação (chamada de “true flotation” pelos Autores).

$$F(t) = F_{oo} \times [1 - e^{-kt}] \quad (3.5)$$

$E(t)$ = Grau de entrada de partículas hidrófilas na espuma por causa da água (entrainment), prejudicando a seletividade do processo. Ou seja, quanto mais “molhada” estiver a espuma é maior a recuperação de mistos pobres e ganga, piorando a seletividade do processo.

$W(t)$ = Quilogramas de água no concentrado, ao tempo t .

O procedimento experimental e pouco prático. Em compensação, a abordagem teórica do assunto é muito interessante e confirma os aspectos defendidos neste texto (Item 1.1.7: definição da absorção macromolecular gasosa, ou duplo mecanismo, para as operações de limpeza; Item 1.4.2: Primeiro Princípio Operacional; Item 1.7.3: Concentração em Cleaners; e no Item 3.2.2: Seletividade na Espuma).

En el ítem 3.2.2 fue comentado el trabajo de Ives J.K. (1984), el cual relata experiencias desarrolladas por Cutting y Deninish en 1975 en columna de laboratorio, en flotación de hematina (Fe_2O_3) con 20 cm de camada de espuma. El agua contenida, medida en gramos de agua por volumen de espuma, evaluada en camadas horizontales, cae 10 veces de valor entre la base y el topo de la columna; este valor muda directamente con el aumento de la tasa de aeración, que “moja” más intensamente la espuma.

No item 3.2.2 foi comentado o trabalho de Ives J. K. (1984), o qual relata experiências desenvolvidas por Cutting e Devinish em 1975 em coluna de laboratório, em flotação de hematita (Fe_2O_3) com 20 cm de camada de espuma. A água contida, medida em gramas de água por volume de espuma, avaliada em camadas horizontais, decresce 10 vezes de valor entre a base e o topo da coluna; este valor muda diretamente com o aumento da taxa de aeração, que “molha” mais intensamente a espuma.

3.6 Seletividade dos Minérios

3.6.1 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 la PARTE 2 de este Volumen 1). 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, inclusive, su tratamiento por separado.

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 na PARTE 2 deste Volume 1). 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, inclusive, o seu tratamento por separado.

Um minério de Cobre com alto teor de Calcopirita pode ser muito seletivo na flotação, mas atinge um baixo teor no concentrado em comparação com outros sulfetos de Cobre. A Pirita é muito seletiva para baixos valores de pH, prejudicando a qualidade do concentrado. Para avaliar a Seletividade na flotação Rougher, em processos ditos “seletivos”, é de tal importância a quantidade inicial de ganga que a aplicação da 1ª Lei do Modelo Operacional é quase independente do teor do minério alimentado, para efeitos práticos. Para determinados sulfetos de Cobre, o Autor tem observado, experimentalmente (Yovanovic, 1975), que a Seletividade no Rougher é independente do teor alimentado, avaliado numa faixa entre 0,5 a 3,0 % Cu na alimentação, para similares espécies mineralógicas.

A Curva de Seletividade, $R = f(Rcm)$, pode ser utilizada, com certa indiferença do teor de alimentação, para avaliar a Seletividade do processo em diferentes condições, no laboratório. Obviamente, o teor do Concentrado irá depender do teor alimentado, como mostrado na expressão (1.50), $c = a R Rcm$. No Exemplo 3.5.1 foi demonstrado que o sistema convencional de avaliar a seletividade através da relação Recuperação vs. Teor do Concentrado conduz a significativos erros de interpretação.

3.6.2 Saturação do Concentrado

Como ilustrado na Figura 1.6.1, em processos seletivos de flotação Rougher é eliminado pelo Rejeito mais de 80% da massa alimentada ao processo, isto é, uma Rcm superior a 5,0.

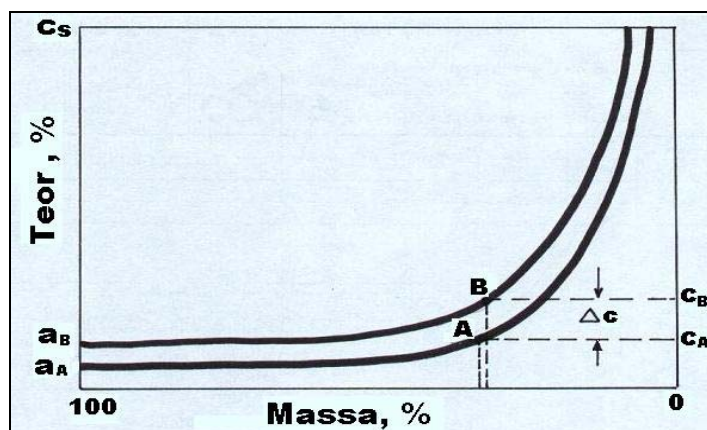


Figura 3.6.1 – Mecanismo Típico de Concentração de Massa

Observando as curvas A e B, pelo prisma do Teor do Concentrado, ocorre uma distorção equivalente a Δc , motivada pela diferença do teor de alimentação. Mas, observando o processo na perspectiva da massa (Rcm), os resultados metalúrgicos não acarretarão muita distorção ($\Delta m = 0$). O maior teor a_B não significa, necessariamente, um arraste equivalente de ganga no seu Concentrado c_B , como poderia esperar-se em relação ao minério A .

En la medida en que nos aproximamos de la Ley de Saturación del Concentrado (c_s), que es la máxima ley posible de obtener de acuerdo con la especie mineralógica flotada y sus condiciones de liberación (o sea, cuando no es posible eliminar más ganga del Concentrado), la dependencia de la Selectividad con la ley de alimentación, en la respectiva etapa del proceso, es más significativa, perdiendo sus ventajas. De cualquier modo, para variaciones pequeñas de ley de alimentación, la flotación Rougher puede ser evaluada perfectamente a través de la Curva de Selectividad propuesta por el Modelo Operacional.

Na medida em que nos aproximamos do Teor de Saturação do Concentrado (c_s), que é o máximo teor possível de obter de acordo com a espécie mineralógica flotada e suas condições de liberação (ou seja, quando não é possível eliminar mais ganga do Concentrado), a dependência da Seletividade com o teor de alimentação, na respectiva etapa do processo, é mais significativa, perdendo as suas vantagens. De qualquer modo, para variações pequenas de teor de alimentação, a flotação Rougher pode ser avaliada perfeitamente através da Curva de Seletividade proposta pelo **Modelo Operacional**. Na **Figura 3.6.2** são ilustradas algumas Curvas de Seletividade típicas obtidas na Flotação Rougher para diferentes espécies minerais, as quais estão definidas no quadrinho interno na mesma ordem decrescente do gráfico.

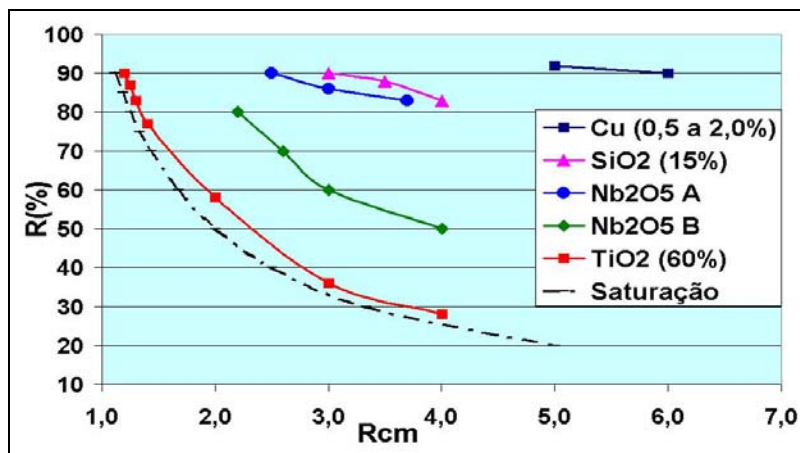


Figura 3.6.2 – Seletividade e Saturação de Minérios

A Curva de Saturação está definida pela expressão: $R_i \times R_{cmi} = 1,0$ (3.6)

Ou seja, quando acaba a possibilidade de novo Enriquecimento do Concentrado (acaba a ganga possível de eliminar), o teor do concentrado atinge o valor de c_s . Uma análise superficial da Figura 3.6.2 mostra o seguinte:

- Os sulfetos de Cobre são altamente seletivos e normalmente atingem a sua Recuperação de Equilíbrio (R_e , próximo de 90%) com uma R_{cm} superior a 5, ou seja, eliminando mais de 80% da massa pelo Rejeito da Flotação Rougher.
- Esses sulfetos de Cobre, dependendo das suas características mineralógicas (proporção de Calcopirita ou Bornita) ou de impurezas como Pirita, Grafita e outras, atingem um teor de saturação superior a 40% de Cobre no Concentrado. Alguns sulfetos homogêneos como a Calcosita (Cu_2S) ou Covelina (CuS) podem atingir um teor de quase 50% de Cobre.
- Como processos de seletividade média podemos definir a flotação de Sílica (SiO_2) e também a flotação de Pirocloro (Nb_2O_5), onde a recuperação de equilíbrio pode ser obtida no Rougher com uma R_{cm} superior a 2. Na Figura 3.6.2 se observa que a Curva de Seletividade ainda se encontra distante da saturação.
- A Curva de Seletividade do Pirocloro A corresponde a um minério finamente liberado (menos 400#) e bem deslamado, eliminando previamente todas as partículas inferiores a 5 micras. A Curva B, por sua parte, de baixa seletividade, corresponde a minério de maior granulometria, sem deslamar. O efeito das lamas na flotação é de enorme importância para a seletividade do processo e os seus efeitos serão mais bem estudados ao final deste Capítulo.

- A flotação de Anatásio é muito pouco seletiva, dependendo do teor alimentado, que flutua entre 55 a 60% de TiO_2 para um teor de saturação próximo de 75%, dependendo da presença de Ilmenita (grão misto de Titânio e Ferro). Grande parte da ganga é de minério de Ferro, de modo que o processo de flotação não pode ser invertido e mais de 70% da massa alimentada deve ser concentrada pela espuma (**Rcm** inferior a 1,4) ⁽¹⁾.

Na **Figura 3.6.3** são ilustrados os resultados experimentais obtidos em laboratório para a flotação de Anatásio, considerando a re-flotação de concentrados. Em qualquer processo de concentração por etapas, na medida em que é produzido um enriquecimento via redução de massa, vai-se perdendo a seletividade relativa com respeito às etapas anteriores, devido ao aumento do teor e a aproximação da Curva de Saturação. Por outro lado, na **Figura 3.6.4** é ilustrado o processo de enriquecimento de duas amostras de sulfeto de Cobre, onde se pode observar o comportamento da Seletividade em função do teor da alimentação.

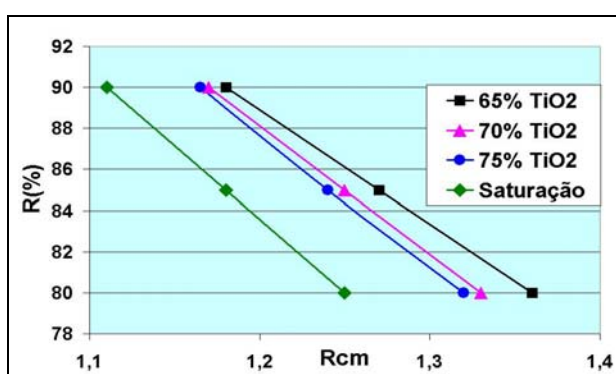


Figura 3.6.3 – Seletividade na Flotação de Anatásio (TiO_2)

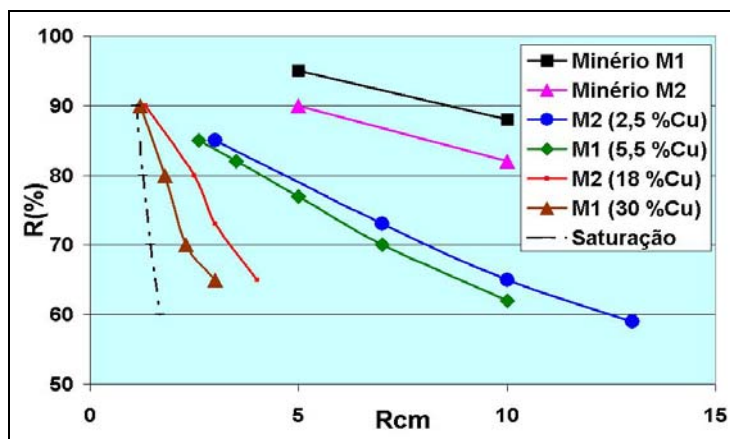


Figura 3.6.4 – Seletividade em Sulfetos de Cobre

Ainda na **Figura 3.6.4**, para os dois minérios estudados, M_1 e M_2 , ambos provenientes da mesma jazida e com similares condições granulométricas, se observa que o minério M_1 é mais seletivo e, apesar de tratar-se de sulfetos Calcocita e Covelina, na **Figura** se observa que ambos minérios tendem a saturar-se com um teor próximo de 37 a 38% (observado no laboratório), ainda muito longe da sua saturação teórica (50%), motivo pelo qual parece ser necessária uma remoagem do material.

(1) Em determinados casos é utilizada a flotação inversa para eliminar inicialmente a Vermiculita, antes de proceder à flotação direta de Anatásio.

3.7 Modificações na Seletividade

*En las últimas dos figuras (3.6.3 y 3.6.4) se observó el efecto del incremento de la ley de alimentación sobre la Curva de Selectividad del proceso. Por otro lado, para pequeñas diferencias de ley alimentada, en la flotación Rougher, la utilización de la Curva de Selectividad probó ser muy conveniente en la evaluación entre diferentes tipos de minerales provenientes de la mina. En este Capítulo veremos que la Curva de Selectividad, establecida en determinadas condiciones estándar para cada planta, debe ser permanentemente analizada para diferentes condiciones de flotación, con el objetivo de alcanzar las mejores condiciones de selectividad para el proceso. Esas condiciones (liberación, reactivos, % de sólidos, etc.) serán brevemente descritas en este capítulo, acompañando el concepto de “Selectividad” introducido por el Modelo Operacional. En la **PARTE 2** de este **Volumen 1** esos aspectos serán mejor analizados, en la perspectiva del laboratorio.*

Nas últimas duas figuras (3.6.3 e 3.6.4) foi observado o efeito do incremento do teor da alimentação sobre a Curva de Seletividade do processo. Por outro lado, para pequenas diferenças de teor alimentado, na flotação Rougher, a utilização da Curva de Seletividade provou ser muito conveniente na avaliação entre diferentes tipos de minério proveniente da jazida. Neste Capítulo veremos que a Curva de Seletividade, estabelecida em determinadas condições padrão para cada usina, deve permanentemente ser analisada para diferentes condições de flotação, com o objetivo de atingir as melhores condições de seletividade para o processo. Essas condições (liberação, reagentes, % de sólidos, etc.) serão brevemente descritas neste Capítulo, acompanhando o conceito de “Seletividade” introduzido pelo Modelo Operacional. Na **PARTE 2** deste **Volumen 1** esses aspectos serão mais bem analisados, na perspectiva do Laboratório.

3.7.1 Grau de Liberação

A liberação é uma das principais variáveis que afetam a seletividade da 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 da Flotação, 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 remoagem. O **Capítulo 5** é dedicado exclusivamente a esse aspecto e são apresentados inúmeros exemplos de aplicação.

3.7.2 Reagentes

Um determinado Reagente será mais seletivo na medida em que permita melhorar a Curva de Seletividade do processo, na flotação Rougher. Em determinados casos, tem-se demonstrado que a Seletividade pode piorar com o excesso de utilização de reagentes, que podem incrementar o potencial hidrofóbico de partículas que não sejam do nosso interesse. O **Capítulo 4** é dedicado exclusivamente aos aspectos químicos da flotação natural, de onde podemos destacar os seguintes reagentes básicos:

Coletor:

Reagente adsorvido pela superfície das partículas do nosso interesse, e que incrementam a sua hidrofobia. O excesso de coletor contribui para incrementar a hidrofobia de partículas mistas muito pobres e, em alguns casos, até da própria ganga. Para as etapas de limpeza, isso se traduz numa maior dificuldade para deprimir aquelas partículas no fluxo de lavagem em contracorrente.

Espumante:

O excesso de espumante acarreta também um efeito prejudicial sobre a seletividade, proporcionando ao minério uma excessiva velocidade de flotação, propiciando o arraste de partículas pobres, de finos e até mesmo de ganga até a fase espuma.

Modificador de pH:

Os processos de flotação apresentam diferentes graus de seletividade na fase polpa, em relação ao pH, tanto para favorecer a flotabilidade de determinada substância como para depressão de outras. A Pirita, por exemplo, é ativada fortemente em pH ácido, obrigando a utilização de circuitos alcalinos de flotação para determinados sulfetos de Cobre. As condições eletroquímicas do processo são manipuladas mediante o controle do pH, procurando as melhores condições termodinâmicas (sistema Eh-pH) para a seletividade do processo.

3.7.3 Tempo de Flotação

*La Curva Cinética nos indicará el tiempo de flotación mínimo requerido por el fenómeno de flotación natural (t_m), en el punto donde se forma la asíntota de la curva (R_e para el Rougher y R_{oo} para los Cleaners). Como ya comentado, el exceso de tiempo de residencia debe ser aprovechado en beneficio de la selectividad del proceso (en la fase espuma) y no en la producción de exceso de masa concentrada. En la Figura 3.4.5 fue ilustrado el efecto de la dosificación de reactivos sobre el tiempo de flotación, en estado no estacionario. Por otro lado, en el **Ítem 2.4** fue bastante analizado el efecto del tiempo de flotación sobre los resultados metalúrgicos del proceso. El objetivo de este ítem es apenas observar los efectos del tiempo de flotación sobre el mecanismo de selectividad de la flotación.*

A Curva Cinética nos indicará o tempo de flotação mínimo requerido pelo fenômeno de flotação natural (t_m), no ponto onde é formada a assintota da curva (**R_e** para o Rougher e **R_{oo}** para os Cleaners). Como já comentado, o excesso de tempo de residência deve ser aproveitado em benefício da seletividade do processo (na fase espuma) e não na produção de excesso de massa concentrada. Na Figura 3.4.5 foi ilustrado o efeito da dosagem de reagentes sobre o tempo de flotação, em estado não estacionário. Por outro lado, no **Item 2.4** foi bastante analisado o efeito do tempo de flotação sobre os resultados metalúrgicos do processo. O objetivo deste item é apenas observar os efeitos do tempo de flotação sobre o mecanismo de seletividade da flotação.

Myczkowski Z. e Nawrocki J. (1988) estudaram o efeito de tempo real de flotação (em estado estacionário) numa pequena usina piloto para sulfetos de Cobre, testando o efeito “tempo” num banco de flotação de 10 células, de 37 pés³ cada. Nesse teste, foram avaliadas diversas condições cinéticas de flotação (aeração e agitação) e os resultados são apresentados na **Tabela 3.7.1**.

Tabela 3.7.1 – Resultados de Teste de Tempo de Flotação

Item	TESTE 1	TESTE 2	TESTE 3
Tempo médio de flotação por célula individual, min.	1,4	0,8	1,4
Tempo médio total de flotação no banco, min.	13,9	7,5	13,9
% de massa concentrada	7,78	10,39	9,48
%Cu na Alimentação, a	1,00	1,24	1,16
%Cu no Concentrado, c	9,65	9,52	9,75
%Cu no Rejeito, r	0,27	0,28	0,26
% Recuperação, R	75,1	79,6	79,8
Rcm (calculada pelo Modelo Operacional)	12,85	9,64	10,53

A experiência de Myczkowski Z. e Nawrocki J. não levou em consideração os valores de Equilíbrio para o Rougher (**Re**), de modo que não sabemos o Ponto de Operação ótimo para o processo. De qualquer forma, os seguintes comentários podem ser feitos a partir dos dados informados na tabela anterior:

TESTE 1:

O circuito ficou muito “suave” e faltou reduzir a **Rcm** para elevar a recuperação do circuito. Provavelmente faltou mais agitação e aeração no banco de flotação.

TESTE 2:

Baixo tempo unitário de flotação (inferior a 1 minuto por célula – detalhes no item 2.4.3 do Capítulo anterior) o qual prejudica a seletividade na fase polpa. O tempo total, mesmo inferior ao dos outros testes, parece suficiente do ponto de vista cinético levando em conta o alto **SPLIT** de massa concentrada. As condições bastante enérgicas de flotação, utilizadas nesse teste, também contribuem para sua menor seletividade.

TESTE 3:

Tempo adequado e condições intermediárias de agitação e aeração. Mesmo com menor proporção de massa concentrada que o teste anterior atinge maior recuperação. O maior tempo de flotação é aproveitado em favor da seletividade e não em produzir mais massa pelo concentrado. Apesar do menor teor de alimentação que o teste anterior, atinge maior teor no Concentrado (maior Enriquecimento) devido ao menor arraste de ganga.

Na **Figura 3.7.1** é apresentada a Curva de Seletividade média dos testes avaliados, considerando apenas as informações da Tabela 3.7.1.

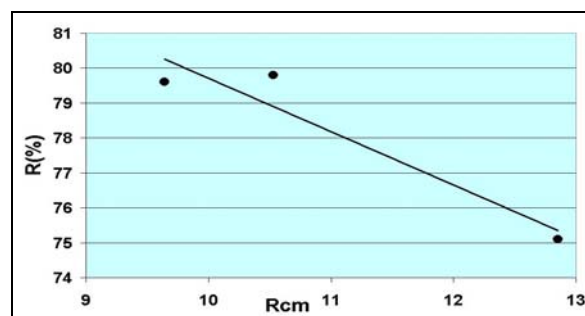


Figura 3.7.1 – Seletividade Média Testes de Flotação

3.7.4 Células de Flotação

Existem modelos de células de flotação que propiciam uma melhor seletividade. Para o caso da flotação de limpeza já tínhamos observado que o efeito da camada de espuma é de grande importância para o segundo mecanismo da seletividade; por exemplo, em células de flotação do tipo DENVER DR ou similares, se observa que o sistema de transferência de polpa entre uma célula e a seguinte é rigorosamente protegido, para não criar distúrbios na camada de espuma. Por outro lado, a alimentação forçada de ar contribui para vencer a alta densidade do meio, sem depender do mecanismo de agitação, o qual, ao não ficar comprometido com essa função, produz apenas a agitação necessária na polpa sem destruir a camada de espuma, como é comum observar em células do tipo auto-aspirantes. No **Volume 2** existe um Capítulo dedicado especialmente ao estudo dos equipamentos de flotação.

3.7.5 Densidade da Polpa

*Existen contrastantes opiniones a ese respecto, sumamente importantes, de lo cual depende directamente el diseño dimensional de la planta y de los equipos que deben ser adquiridos. Por un lado, una mayor densidad de la pulpa trae consigo una economía en los volúmenes de flotación utilizados (para un determinado tiempo de flotación), menores costos de bombeo, espesamiento y de utilización de agua en general. Por otro lado, tradicionalmente ha sido dicho que con baja % de sólidos es favorecida la selectividad del proceso (obviamente con alguna otra forma de medir la selectividad, que no es la propuesta por el **Modelo Operacional**), principalmente en las etapas de limpieza, concepto no compartido por el Autor. Se ha observado, en general, que las empresas fabricantes de celdas de flotación recomiendan frecuentemente la utilización de baja densidad de la pulpa sometida al proceso de flotación.*

Existem controvertidas opiniões a esse respeito, sumamente importantes, do qual depende diretamente o dimensionamento da usina e dos equipamentos que devem ser adquiridos. Por um lado, uma maior densidade da polpa traz consigo uma economia nos volumes de flotação utilizados (para um determinado tempo de flotação), menores custos de bombeamento, espessamento e de utilização de água em geral. Por outro lado, tradicionalmente tem sido dito que com baixa % de sólidos é favorecida a seletividade do processo (obviamente com alguma outra forma de medir a seletividade, que não é a proposta neste texto), principalmente nas etapas de limpeza, conceito não compartilhado pelo Autor. Observa-se, em geral, que as empresas fabricantes de células de flotação recomendam freqüentemente a utilização de baixa densidade da polpa submetida ao processo de flotação.

Para um caso particular de flotação de partículas finas de minério de estanho, **Bilsing U. e outros** (1988) concluem, mediante métodos pouco claros de avaliação, que é preciso uma baixa densidade de polpa para obter altos teores no concentrado, mas prejudicando seriamente a recuperação da etapa de flotação, como observado nos resultados apresentados. Na prática industrial (**Yovanovic A.P.**, 1975) o Autor tem observado que a camada de espuma em processos de flotação de limpeza normalmente é mais estável e consistente para alta % de sólidos, favorecendo significativamente o segundo mecanismo de seletividade. Aliás, o que se pretende nas etapas de limpeza é justamente drenar a água de volta para a polpa, a qual traz consigo partículas hidrófilas de pouco interesse e que prejudicam o teor do concentrado final.

Para um tempo adequado de flotação ($t_r > t_f$) e número suficiente de células de flotação (para evitar o curto-circuito), o primeiro mecanismo de seletividade, na fase polpa (captura), não é afetado pela densidade da polpa dentro de valores estáveis de viscosidade.

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, como ilustrado na **Figura 3.7.2**.

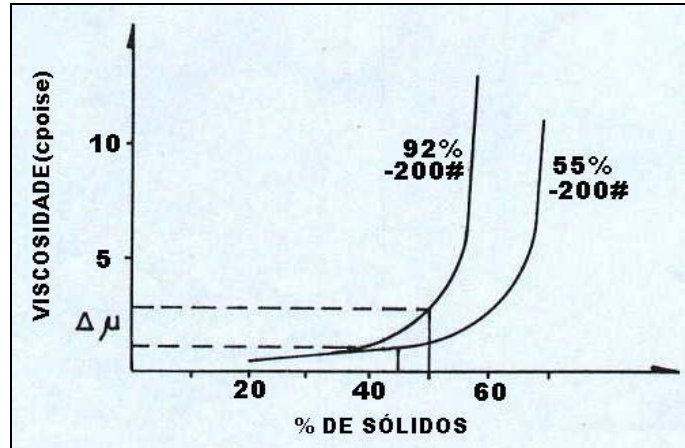


Figura 3.7.2 – Viscosidade da Polpa em Função da % de Sólidos

Es recomendable, para la etapa Rougher, considerar valores de 40 a 45 % de sólidos como criterio de proyecto de la planta. Lamentablemente, por la utilización excesiva de carga circulante en los sistemas de molienda que anteceden a la flotación (otro “paradigma” de la minería), el flujo de overflow del clasificador resulta extremadamente diluido, perjudicando el tiempo de residencia en la flotación. En las etapas de limpieza, debido a la adición de agua en los labios de descarga de concentrado, en las cajas de las bombas, agua de sello, etc., es difícil mantener estos valores de dilución, de modo que, para fines de proyecto, un valor de 35% de sólidos sería razonable. Para plantas en funcionamiento, es conveniente estudiar la viscosidad de las pulpas, de la forma ilustrada en la Figura 3.7.2, y tentar aumentar la densidad de las pulpas hasta valores que no produzcan aumento significativo de viscosidad.

É recomendável, para a etapa Rougher, considerar valores de 40 a 45% de sólidos como critério de projeto da usina. Lamentavelmente, pela utilização excessiva de carga circulante nos sistemas de moagem que antecedem a flotação (outro “paradigma” da mineração), o fluxo de overflow do classificador resulta extremamente diluído, prejudicando o tempo de residência na flotação. Nas etapas de limpeza, devido à adição de água nos lábios de descarga de concentrado, nas caixas das bombas, água de selagem, etc., é difícil manter estes valores de diluição, de modo que, para fins de projeto, um valor de 35% de sólidos seria razoável. Para usinas em funcionamento, é conveniente estudar a viscosidade das polpas, da forma ilustrada na Figura 3.7.2, e tentar aumentar a densidade das polpas até valores que não produzam aumento significativo de viscosidade.

3.7.6 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 μm), 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 micras (às vezes menores que 2 μm), 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.

Ives K.J. (1984) relata experiências de **Bishop e White** (1976), os quais comprovaram que, para a ganga de quartzo (SiO_2), a concentração de partículas entre 5 a 7 μm no concentrado (avaliado na última camada da coluna de espuma) resultou em aproximadamente 70% do total presente na polpa alimentada, contra apenas 10% de concentração das partículas de tamanho 37,5 μm . **Bilsing e outros** (1988) demonstram que o efeito negativo das lamas na seletividade da flotação é devido à presença das chamadas lamas primárias ou naturais; e que os superfinos produzidos na moagem possuem pouca influência. Bilsing resolveu o problema mediante a deslamagem prévia do material com corte em 2 μm .

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, devido a sua grande superfície específica e capacidade de adsorção.
- Flotam com facilidade, devido à quantidade de reagentes adsorvidos, o que as torna extremamente hidrófobas. Na flotação Rougher formam rapidamente uma camada inicial de espuma que inibe a flotação normal das partículas do nosso interesse.

3.7.7 Seletividade em Processos Compostos

En la PARTE 3 (Volumen 2) serán estudiados en detalle esos aspectos, para la flotación en procesos continuos. La calidad y la cantidad de los productos reciclados entre las diferentes etapas de flotación afectan significativamente la selectividad del proceso.

Na **PARTE 3 (Volume 2)** serão estudados em detalhe esses aspectos, para a flotação em processos contínuos. A qualidade e a quantidade dos produtos reciclados entre as diferentes etapas de flotação afetam significativamente a seletividade do processo.

Observemos o seguinte exemplo explicativo:

Exemplo 3.7.1:

Imagine que o teor das partículas possa ser expressa como cor:

Fluxo A: $(5 \text{ pretos} + 5 \text{ brancos}) / 10 = \text{cinza}$

Fluxo B: $(5 \text{ pretos} + 5 \text{ brancos} + 10 \text{ cinzas}) / 20 = \text{cinza}$

Ambos fluxos de polpa possuem o mesmo teor (cinza), mas o fluxo A é fácil de separar entre brancos e pretos, e é muitíssimo mais seletivo que o fluxo B. O fluxo B duplica a massa que é alimentada ao banco de flotação, reduzindo pela metade o tempo de residência e criando dificuldades de separação (perda de seletividade) das partículas cinzas.

As “cinzas” da flotação são aquelas partículas mistas que não possuem suficiente liberação para tornar-se concentrado (preto) e, além disso, possuem um teor um pouco superior ao teor da alimentação inicial do circuito, de modo que não é muito fácil eliminá-las pelo rejeito (branco), permanecendo dentro do circuito como “cargas circulantes”.

3.8 A Seletividade e as Cargas Circulantes

Na **PARTE 4 (Volume 2)** será mais bem detalhado este aspecto. O resumo apresentado a seguir pretende apenas mostrar algumas das diversas variáveis que afetam a seletividade da flotação.

3.8.1 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 desenccontro entre a prática industrial e os seus aspectos teóricos.

A síndrome do “circuito fechado”, inteligente ferramenta de incremento nas vendas de equipamentos, é aplicada na flotação com o nome de “Scavenger”. No caso da flotação direta, esse circuito significaria dar uma segunda oportunidade ao rejeito de tornar-se concentrado. Na prática, o volume útil desse circuito é normalmente da mesma magnitude que o próprio Rougher, ou seja, quase 30% de equipamentos adicionais dentro da usina, incrementando desnecessariamente o tamanho do prédio e as necessidades de bombeamento. Experiências da aplicação do **Modelo Operacional** têm demonstrado o efeito inócuo do Scavenger naqueles circuitos que não possuem operação de remoagem do produto reciclado. Além disso, foi possível comprovar uma redução de quase 30% no consumo de espumante ao operar o circuito sem o Scavenger (Yovanovic e outros, 1992).

A realimentação do rejeito do circuito de limpeza no circuito Rougher, chamada de circuito SIMPLEX, também constitui uma carga circulante e sua utilização é muito prejudicial para o processo. A polpa que transita em contracorrente entre as etapas de limpeza (reciclo) não é considerada como “carga circulante”, pois ela constitui o fluxo de lavagem da polpa concentrada, que retira do concentrado final os mistos muito pobres e a ganga hidrofílica arrastada na operação Rougher.

Circuitos de baixa seletividade e/ou que precisam de alto teor no concentrado final, devem utilizar uma maior quantidade de etapas de limpeza.

*Dos situaciones típicas de utilización de carga circulante ocurren comúnmente en la flotación (en este texto, llamada de **Concentración de Masa por Flotación**), como ilustrado en la **Figura 3.8.1**. Para el caso de la Figura, el circuito Scavenger retorna mixtos pobres, sin remolienda, a la alimentación del circuito Rougher (carga circulante **cs**). El circuito llamado de Simplex retorna las colas (lavado) de las etapas de limpieza para el circuito Rougher (carga circulante **rc**), argumentando, como el nombre sugiere, una simplificación del proceso, que no acontece en la práctica, a través de la producción de una única cola general. Diversas opciones de circuito son observadas en la práctica industrial, utilizando las alternativas básicas ilustradas en la Figura 3.8.1. Estas opciones, como es sabido, no poseen todavía una adecuada justificación científica, por ejemplo: scavenger de Cleaner, Cleaner de scavenger, Simplex con scavenger de Rougher, etc. La remolienda de productos intermedios o mixtos (middlings) mejora las condiciones de selectividad de la pulpa realimentada, de modo que su recirculación no es cuestionada en el presente Capítulo.*

Dois situações típicas de utilização de carga circulante acontecem comumente na flotação (neste texto, chamada de **Concentração de Massa por Flotação**), como ilustrado na **Figura 3.8.1**. No caso da Figura, o circuito Scavenger retorna mistos pobres, sem remoagem, à alimentação do circuito Rougher (carga circulante **cs**). O circuito chamado de Simplex retorna o rejeito (lavagem) das etapas de limpeza para o circuito Rougher (carga circulante **rc**), argumentando, como o nome sugere, uma simplificação do processo, que não acontece na prática, através da produção de um único rejeito geral.

Diversas opções de circuito são observadas na prática industrial, utilizando as alternativas básicas ilustradas na Figura 3.8.1. Estas opções, como é sabido, não possuem ainda uma adequada justificativa científica, por exemplo: scavenger de Cleaner, Cleaner de scavenger, Simplex com scavenger de Rougher, etc. A remoagem de produtos intermediários ou mistos (middlings) melhora as condições de seletividade da polpa realimentada, de modo que a sua recirculação não é questionada no presente Capítulo.

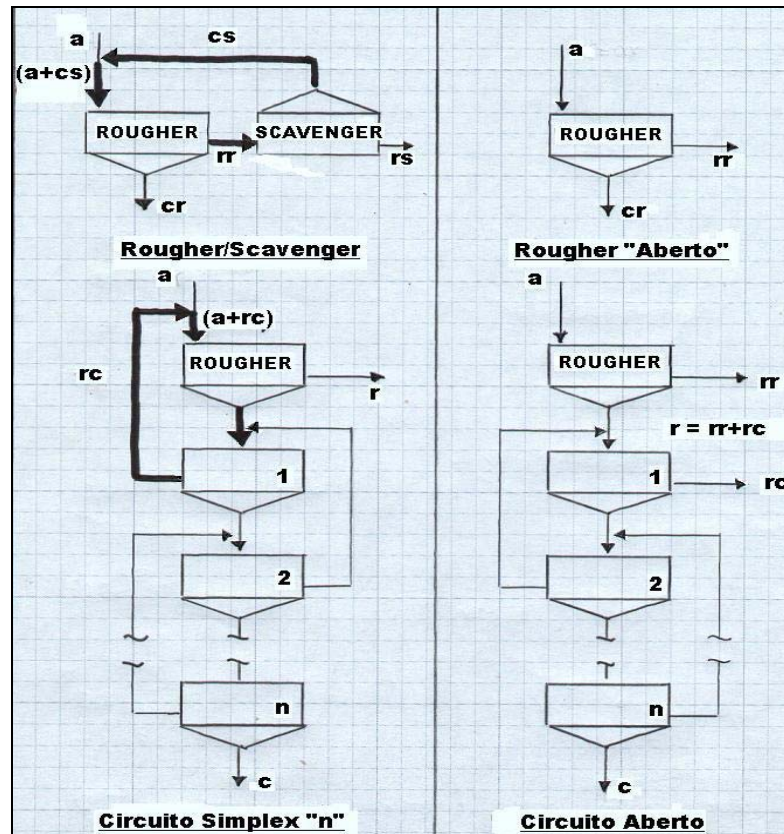


Figura 3.8.1 – Carga Circulante na Flotação

3.8.2 Circuito Scavenger

Yovanovic e outros (diversos artigos) já têm apresentado exemplos aplicativos demonstrando o efeito inócuo (em termos metalúrgicos) do circuito Scavenger quando os produtos reciclados não são remoídos, além do maior custo de operação. O volume utilizado neste circuito duplica desnecessariamente o tamanho da etapa Rougher, aumentando os investimentos e os custos de operação (energia, reagentes, bombeamento, etc.) na recirculação de massa. Foi possível comprovar uma redução de quase 30% de espumante ao operar sem o circuito scavenger. Pela variabilidade do fluxo cs (teor, fluxo mássico, densidade, etc.) a operação fica sem referência nem controle, de modo que não é possível extrapolar com segurança as conclusões obtidas em experiências de laboratório, tão necessárias para o controle químico do processo. O controle operacional fica aleatório e pouco quantificável nas suas avaliações. Para comprovar o efeito inócuo do Scavenger se propõe uma simples experiência para ser executada em usinas que operam com essa carga circulante:

- 1.- Traçar no laboratório a Curva de Seletividade (utilizar polpa da usina, correspondente ao fluxo a da Figura 3.8.1), com um mínimo de 3 alíquotas de concentrados parciais (detalhes no Item 3.4).
- 2.- Calcular a recuperação e a **Rcm** (na usina) do circuito fechado Rougher/Scavenger, da forma:

$$R_{rs} = \frac{a - rs}{cr - rs} \frac{cr}{a}$$

$$R_{cm} = \frac{\text{massa } a}{\text{massa } cr} = \frac{cr - rs}{a - rs}$$

3.- Verificar a localização do ponto de operação real da usina (**Rrs**, **Rcm**) dentro da Curva de Seletividade. Se esse ponto estiver dentro da Curva, pode eliminar o circuito Scavenger e libertar o Rougher da carga circulante.

Alguns cuidados devem ser tomados nessa avaliação:

- O circuito atual da usina é muito provável que esteja fora do seu ponto ótimo de operação (**Re** ≠ **Roo**) e isso merece um outro estudo de otimização de reagentes e/ou de liberação, mas, para fins comparativos, se foi utilizada a polpa representativa de alimentação ao circuito (polpa **a**), a Curva de Seletividade é suficiente para resolver o destino do Scavenger.
- Calcular o tempo de residência efetivo do Rougher, considerando a carga circulante, e verificar se $t_r > t_f$.
- Para essa avaliação, o circuito Rougher não pode receber outros fluxos, por exemplo, **rc**, proveniente do sistema Simplex. A avaliação proposta é válida apenas para comparar os circuitos básicos como ou sem Scavenger, como ilustrado na parte superior da Figura 3.8.1.

3.8.3 Circuito Simplex

O sistema chamado de Simplex, como ilustrado na parte baixa da Figura 3.8.1, também prejudica o controle operacional do Rougher, com piores conseqüências que as criadas pelo Scavenger:

- 1.- O Rougher perde o scale-up com o laboratório mediante a Curva de Seletividade, e a alimentação composta (**a+rc**) prejudica muito a seletividade dessa etapa.
- 2.- São misturados dois subprocessos diferentes, flotação e concentração, prejudicando a performance de ambos:

Flotação Natural: Captura e transporte da fase polpa para a fase espuma, próprio da etapa Rougher (aspectos químicos, scale-up do laboratório, relação com a moagem/liberação, recuperação de equilíbrio **Re** em Rougher diferente da recuperação de equilíbrio **Roo** pretendida nos Cleaners, etc.).

Concentração: Limpeza do concentrado na fase espuma, para a etapa de Limpeza (gradiente de hidrofobia, aspectos operacionais, equilíbrio das etapas, aproximação ao equilíbrio, etc.).

Para el caso del circuito Simplex, la etapa Rougher se encuentra erradamente en la batería de etapas en contracorriente del circuito de concentración (limpieza), debiendo asumir los dos papeles: flotar y concentrar.

Para o caso do circuito Simplex, a etapa Rougher se encontra erradamente na bateria de etapas em contracorrente do circuito de concentração (limpeza), devendo assumir os dois papeis: flotar e concentrar.

En determinados casos, una planta de flotación puede estar tan lejos de su equilibrio y con tan errada disposición de equipos que el circuito completo de flotación puede ser sustituido por apenas una etapa de flotación Rougher, creando la falsa impresión de que un único nuevo equipo es mejor que todos los anteriores, como si el problema fuese del equipo y no de una deficiente operación.

*De Aquino J.A. y otros (2004) reportan que una planta “convencional” (así llamada, a pesar de no estar optimizada) completa de flotación, con Rougher, Scavenger y tres etapas Cleaner, fue sustituida por apenas una columna de flotación (todavía con mucha variabilidad de resultados metalúrgicos, con recuperación fluctuando entre 69 a 79% en cortos periodos), para la concentración de Argentita (AgS) en la Companhia Paraibuna de Metais (Brasil). El proceso es muy selectivo, al punto que la columna trabaja con **Rcm** = 27,8 (SPLIT de 3,6% de masa concentrada) y el material es muy fino.*

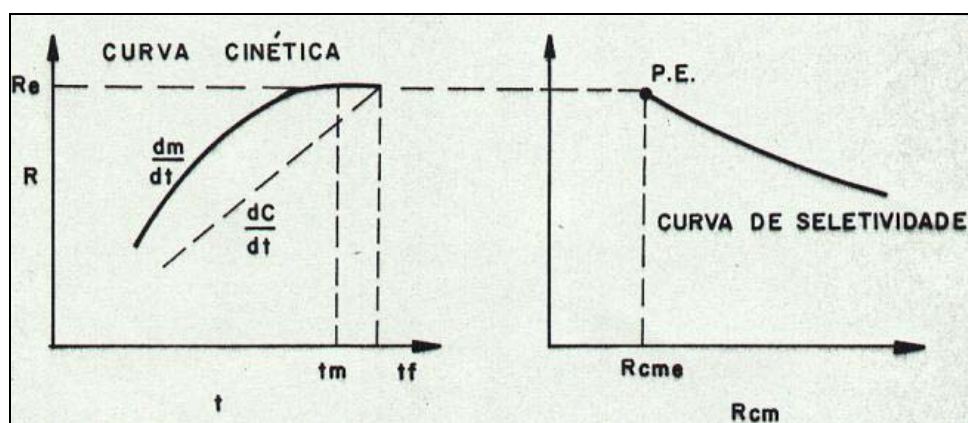
*Lamentablemente no fueron presentados datos operacionales de la antigua planta, la cual, con alta selectividad (**Rcm** muy alta) y baja granulometría, debe haber sido muy complicado de operar, todavía con el scavenger (absolutamente desnecesario) y, probablemente, reciclando la cola de los Cleaner para la alimentación del Rougher, perjudicando todavía más el proceso. Sería fácilmente demostrable, con la metodología propuesta por el **Modelo Operacional**, en el laboratorio, que apenas un Rougher convencional, en celdas mecánicas, puede resultar igual o hasta mejor que la columna testada, cuando bien dimensionado, todavía con menos fluctuaciones de resultados metalúrgicos, con menor consumo de reactivos y un mejor control operacional. Es muy común en este tipo de evaluaciones que las celdas mecánicas convencionales asuman los problemas y que las columnas lleven los laureles.*

Em determinados casos, uma usina de flotação pode estar tão longe do seu equilíbrio e tão mal arranjada que o circuito completo de flotação pode ser substituído por apenas uma etapa de flotação Rougher, criando a falsa impressão que um único novo equipamento é melhor que todos os anteriores, como se o problema fosse do equipamento e não de uma deficiente operação. **De Aquino J.A. e outros (2004)** reportam que uma usina “convencional” (assim chamada, mesmo não estando otimizada) completa de flotação, com Rougher, Scavenger e três etapas Cleaner, foi substituída por apenas uma coluna de flotação (ainda com muita variabilidade de resultados metalúrgicos, com recuperação flutuando entre 69 a 79% em curtos períodos), para a concentração de Argentita (AgS) na Companhia Paraibuna de Metais (Brasil). O processo é muito seletivo, ao ponto que a coluna trabalha com **Rcm** = 27,8 (SPLIT de 3,6% de massa concentrada) e o material é muito fino.

Lamentavelmente não foram apresentados dados operacionais da antiga usina, a qual, com alta seletividade (**Rcm** muito alta) e baixa granulometria, deve ter sido muito complicado de operar, ainda com o Scavenger (absolutamente desnecessário) e, provavelmente, reciclando o rejeito dos Cleaner para a alimentação do Rougher, prejudicando ainda mais o processo. Seria facilmente demonstrável, com a metodologia proposta pelo **Modelo Operacional**, no laboratório, que apenas um Rougher convencional, em células mecânicas, pode resultar igual ou até melhor que a coluna testada, quando bem dimensionado, ainda com menos flutuações de resultados metalúrgicos, com menor consumo de reagentes e um melhor controle operacional. É muito comum neste tipo de avaliações que as células mecânicas convencionais assumam os problemas e que as colunas levem os louros.

PARTE 2

FLOTAÇÃO EM ESTADO NÃO ESTACIONÁRIO



INTRODUÇÃO DA PARTE 2

En la PARTE 1 anterior fueron presentados los Mecanismos Macroscópicos que permiten el estudio de la Flotación como **Operación Unitaria** de separación y concentración de minerales, en la perspectiva del **Modelo Operacional**. Haremos a seguir una recapitulación de los aspectos más importantes tratados hasta aquí.

Na PARTE 1 anterior foram apresentados os Mecanismos Macroscópicos que permitem o estudo da Flotação como **Operação Unitária** de separação e concentração de minérios, na perspectiva do **Modelo Operacional**. Faremos a seguir uma recapitulação dos aspectos mais importantes tratados até aqui.

MECANISMO	FERRAMENTA	UTILIDADE
Cinética de Flotação (CAPÍTULO 2)	Curva Cinética 1º e 2º Princípios	Definição de tempo mínimo, t_m Scale-Up para obter t_f Recuperação de Equilíbrio, Re
Seletividade (CAPÍTULO 3)	Curva de Seletividade 1ª Lei Operacional	Otimização da Flotação Natural Ponto de Operação Rougher
Equilíbrio e Forças Impulsoras (CAPÍTULO 1)	Curva de Equilíbrio	Otimização da Concentração Nº de Etapas de Limpeza Balanços Macroscópicos

Capítulo 1

Ao estabelecer o Equilíbrio entre as fases, em sistema não estacionário, cessa a transferência relativa de massa entre elas. Suponhamos uma polpa com teor médio \underline{ac} de substância do nosso interesse, como ilustrado na **Figura I.1**. Criadas as condições físicas e químicas requeridas pela flotação natural (liberação, reagentes, etc.), ao incorporar o fluxo de ar rapidamente algumas partículas vão ser transferidas para a espuma, na velocidade dm/dt . Uma parcela dessa massa volta à polpa junto com a água drenada, a velocidade $d(m - C)/dt$.

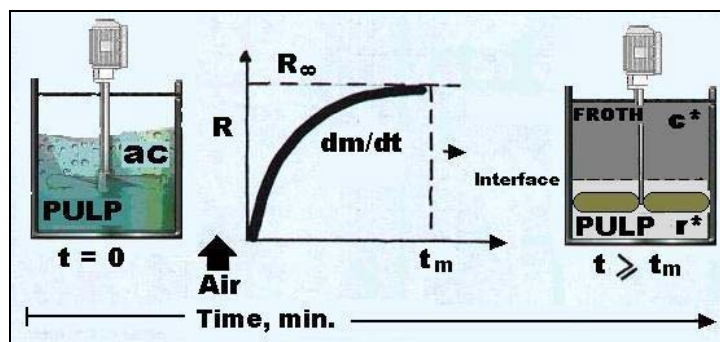


Figura I.1 – Equilíbrio Entre as Fases

Como ilustrado na Figura, a partir do tempo t_m cessa a transferência líquida de massa e acontece o equilíbrio dinâmico entre elas. Pelo potencial de hidrofobia que impulsiona a transferência, a camada total de espuma (concentrado) atinge o seu equilíbrio na concentração média \underline{c}^* (teor da substância do nosso interesse). A fase espuma, mesmo em equilíbrio, possui internamente sua própria uniformidade ou organização por hidrofobia no eixo vertical da camada. A fase polpa, mediante agitação, mantém sua uniformidade baseada na homogeneidade total da fase, com teor médio \underline{r}^* .

É a uniformidade das duas fases que faz deter a transferência de massa no equilíbrio. Em estado estacionário, para $t_r > t_f$ o equilíbrio dinâmico é também obtido. Com outra polpa de teor **ac** superior ao ilustrado no exemplo, o equilíbrio dinâmico seria atingido com novos valores de \underline{c}^* e de \underline{r}^* , também superiores aos observados na condição de equilíbrio anterior. Desse modo, podemos construir uma Curva de Distribuição do Equilíbrio (ou apenas Curva de Equilíbrio) para o sistema espuma/polpa, como ilustrado na **Figura I.2**.

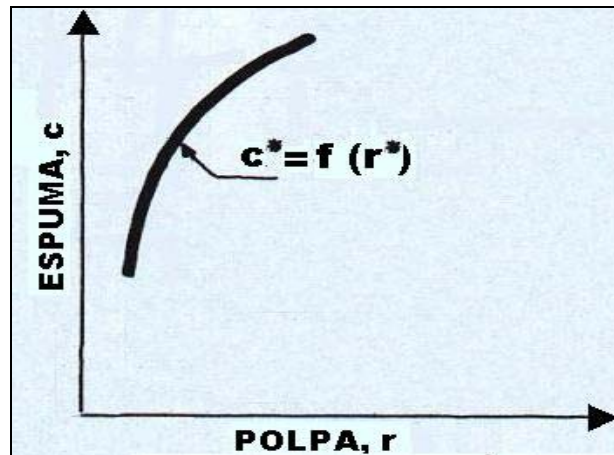


Figura I.2 – Curva de Equilíbrio

Para a flotação Rougher, onde o teor alimentado não sofre grandes variações, o que realmente iremos obter no laboratório é o Ponto de Equilíbrio, onde os valores de \underline{c}^* e de \underline{r}^* irão resultar de outras experiências macroscópicas (Curvas Cinética e de Seletividade) que determinarão a Recuperação de Equilíbrio do Rougher (Re), quando a última alíquota de concentrado \underline{c}_n possui o mesmo teor da alimentação **a**. A Curva de Equilíbrio terá especial utilidade nas etapas de flotação de limpeza, a qual, traçada para determinadas condições de flotação natural (reagentes, liberação, pH, etc.) é independente das quantidades utilizadas em cada fase e é influenciada apenas pelas condições de tempo de flotação, inclusive para o estado estacionário. As seguintes conclusões devem ser lembradas:

- No estado de equilíbrio as concentrações não são iguais nas duas fases; o que se mantém igual é o potencial de hidrofobia, com cada fase na sua própria uniformidade. É essa igualdade de potencial que causa a detenção da transferência neta de partículas.
- Cada sistema de flotação (substância a concentrar, grau de liberação, reagentes, Eh-pH, etc.) estabelecerá sua própria relação de equilíbrio e deve ser estudada no laboratório para as condições efetivas do processo.
- Para um sistema que não está em equilíbrio, mesmo propositadamente (equipamentos de contato contínuo), os componentes entre as fases irão migrar de modo a tentar permanentemente levar o sistema para as suas condições de equilíbrio.

Capítulo 2

A velocidade de flotação (ou "flotação" propriamente dita), reflete o fenômeno natural de ascensão de massa da fase POLPA até a fase ESPUMA. O **Modelo Operacional** possui a sua própria interpretação desse fenômeno, como ilustrado na **Figura I.3**.

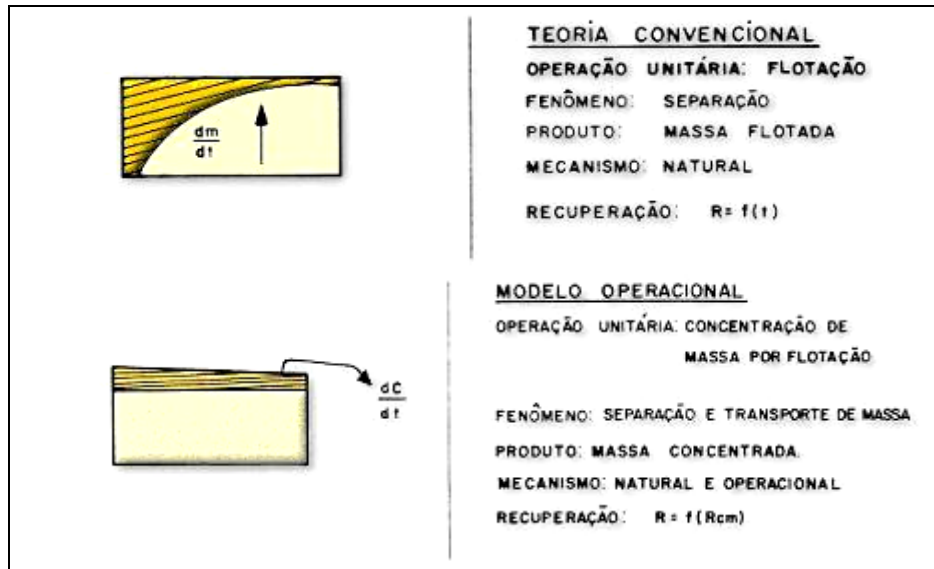


Figura I.3 – Modelo Operacional Para Flotação Natural

Dos conceitos anteriores nasceram os dois primeiros princípios do **Modelo Operacional** de Flotação, como ilustrado na **Figura I.4**.

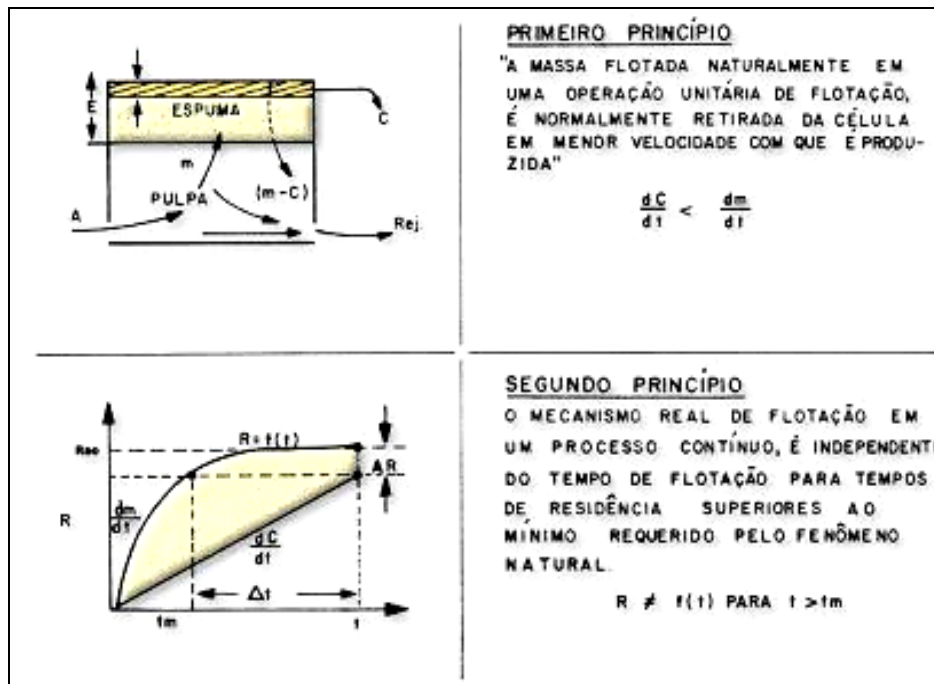


Figura I.4 – Princípios do Modelo Operacional Para Flotação Natural

Pelo fato da velocidade de flotação variar com o tempo, em sistema não estacionário, pode-se deduzir o comportamento cinético através da curva que exprime a Recuperação Metalúrgica em função do tempo de flotação. Numa célula de laboratório é possível obter-se alíquotas de concentrado para diferentes tempos de flotação e, a partir de uma análise química que leve em conta igualmente o material não flotado, constrói-se um gráfico representando a Recuperação Metalúrgica acumulada em função do tempo, como ilustrado na **Figura I.5**.

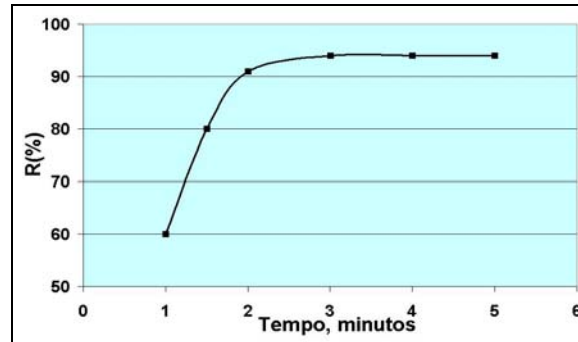
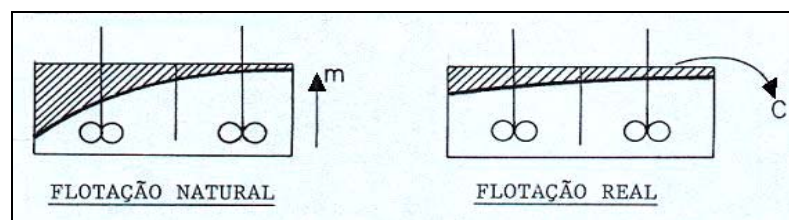


Figura I.5 – Curva Cinética

A tangente à Curva Cinética, dR/dt , indica a velocidade natural de aproximação ao equilíbrio em um tempo t determinado. Nota-se que 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 (R_{00}). Da Curva podemos observar que:

- A curva cinética torna-se assintótica a partir de um determinado tempo.
- A curva da ilustração é contínua (e não discreta) o que, como veremos no **Capítulo 4**, é característico de uma dosagem única de reagentes, no início da experiência.
- A Recuperação de Equilíbrio (ou Recuperação Natural máxima) é: $R_{00} = R_5 = R_6$.
- A velocidade de aproximação ao equilíbrio (dR/dt) possui um comportamento semelhante ao da velocidade de transferência de massa da substância base (dm/dt).



Item	MODELOS CINÉTICOS	MODELO OPERACIONAL
Fenômeno	Flotação	Concentração de Massa por Flotação.
Produto	Massa Flotada (dm/dt)	Massa Concentrada (dC/dt)
Mecanismo	Natural	Natural + Operacional
Recuperação	$R = f(t)$	$R = f(Rcm)$, para $t_r > t_f$
Objetivo Metalúrgico	Máxima Recuperação em R_{00}	Máxima Seletividade (R e c) no Ponto de Equilíbrio ($R_{00} = R_e$)

Capítulo 3

Considerando a dificuldade de representar a Concentração (Flotação Real) de maneira cinética, o **Modelo Operacional** propõe que a Recuperação é função da Razão de Concentração de Massas, como ilustrado na **Figura I.6**.

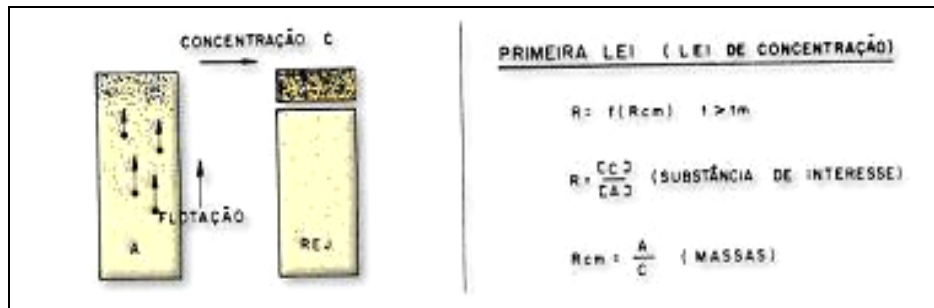


Figura I.6 – Primeira Lei Operacional da Flotação

A expressão anterior define a Concentração de Massa por Flotação (para $t \geq t_m$), situação que é fielmente reproduzida na usina industrial (scale-up). A equação da 1ª Lei do Modelo Operacional é também chamada de Equação de Seletividade e pode ser representada graficamente, com um mínimo razoável de pontos (**R**, **Rcm**), obtidos na mesma experiência que dá origem à Curva Cinética, essa é a **Curva de Seletividade**, como ilustrado na **Figura I.7**. Definiremos como **Ponto de Operação (PO)** de uma etapa de flotação, a um par de valores (**R**, **Rcm**) onde o operador da usina se encontra num determinado instante. O **Ponto de Equilíbrio (PE)**, corresponde ao ponto de operação nas condições de recuperação de equilíbrio (**Re**), que acontece no Rougher quando opera otimizado, onde o teor da última alíquota de concentrado que é retirada do banco de flotação possui um teor idêntico ao teor alimentado ao banco. A operação do circuito de limpeza será ótima quando se aproxime da sua Curva de Equilíbrio.

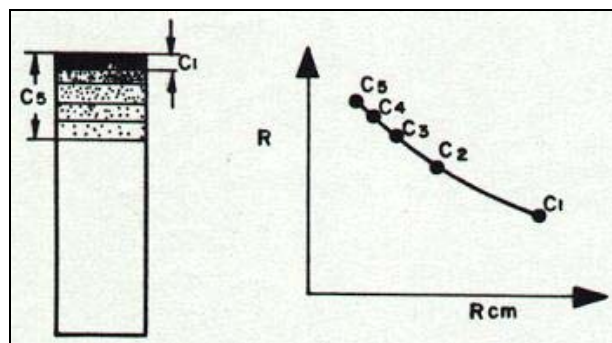


Figura I.7 – Curva de Seletividade

Para o controle de processos industriais, deve tomar-se uma amostra representativa da alimentação de cada etapa avaliada, e extrair em laboratório um mínimo de 3 a 5 alíquotas de concentrados parciais e construir um gráfico da forma ilustrada na figura anterior. A padronização dessa experiência é fundamental para o trabalho cotidiano nas usinas de flotação (detalhes experimentais no **Capítulo 4**). A expressão gráfica da 1ª Lei operacional, chamada de Curva de Seletividade, permite numerosas aplicações no laboratório e na usina industrial de flotação; além disso, possui diversas vantagens frente à abordagem cinética convencional:

- Avaliação de diversas condições que afetam a flotação natural, selecionando as condições mais seletivas para o processo.
- Pode ser utilizada para o processo real de flotação, em processos contínuos.
- Permite uma visão do processo de concentração de massa em duas dimensões, observando simultaneamente a performance metalúrgica e a redução de massa, com direta aplicação na etapa de engenharia do processo (balanço de massas, dimensionamento de equipamentos, bombeamento de polpas, etc.).
- Ajuda a prever a performance metalúrgica do processo de acordo com a operação do circuito (variação de Ponto de Operação).
- Otimização da flotação unitária (uma etapa específica) ou de um processo composto.

Flotação em Estado Não Estacionário

A avaliação macroscópica do processo de flotação, pela forma convencional conhecida até agora (D.W. Fuerstenau, 1988), poderia incluir os seguintes aspectos, todos eles tratados neste texto de acordo com a nova abordagem proposta:

- Características Mineralógicas:** tipos mineralógicos de interesse; ganga; tamanho de liberação; presença de lamelas; espécies solúveis. (detalhes no **Capítulo 6**)
- Aspectos Químicos:** coletor; ativador; depressor; modificador; espumante. (**Capítulo 4**).
- Variáveis de Processo:** preparação da alimentação - moagem, deslamagem, etc.- (**Capítulo 5**) fluxograma (circuito, etapas, etc.); tipo de células; parâmetros de operação (espessura da camada de espuma, aeração, distribuição de fluxos mediante a manipulação da comporta de descarga, tempo de residência, diluição da polpa, etc.).

Esses últimos aspectos serão discutidos no **Capítulo 7**, a partir de estudos em estado não estacionário e logo, na escala contínua industrial, no **Volume 2** desta série. As variáveis de processo são as que mais dificuldades têm apresentado para as abordagens convencionais da flotação. Na **Figura I.8** é mostrado um diagrama que ilustra as etapas do fenômeno de flotação, onde as partículas são submetidas aos seguintes sub mecanismos: colisão, captura (adesão), formação de um componente estável no sistema hidrodinâmico, levitação, transferência de massa da polpa para a fase espuma e permanência na fase espuma.

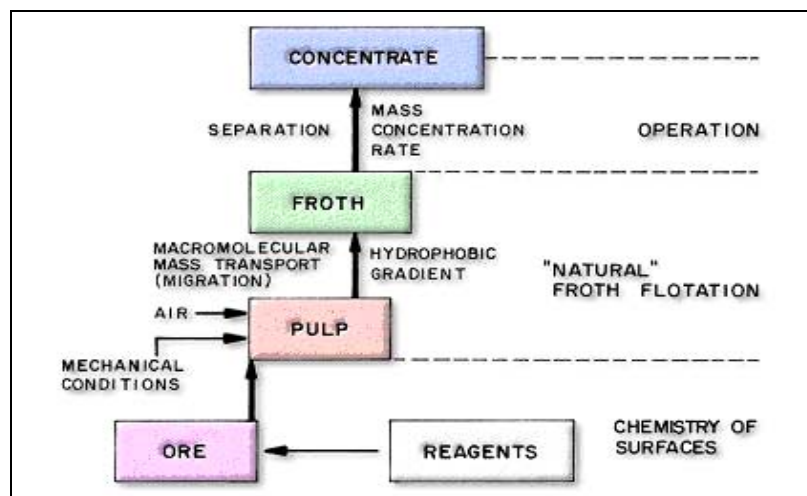


Figura I.8 – Contexto Fenomenológico da Flotação (Yovanovic e Freitas, 1991)

Estado Não Estacionário

Nessa categoria iremos classificar os processos descontínuos (por batelada) executados comumente no laboratório, e que é o objetivo principal da **PARTE 2** deste **Volume 1**. É característica do estado não estacionário que as concentrações em qualquer ponto do equipamento mudem com o tempo e, dependendo da forma como é retirada a espuma concentrada pode ser chamada de batch (retirada descontínua de espuma, por paletadas) ou de semibatch, mantendo um fluxo contínuo de saída da espuma. Normalmente, quando viermos a nos referir ao estado não estacionário, estaremos falando da experiência mais comum (batch), onde o concentrado é retirado em intervalos de tempo, por pequenas camadas, criando uma série de alíquotas susceptíveis de serem analisadas quimicamente.

Com esses resultados serão traçadas: a Curva Cinética (**Capítulo 2**), a Curva de Seletividade (**Capítulo 3**) e a Curva de Distribuição do Equilíbrio da Concentração (**Capítulo 1**). O leitor deve ficar atento ao fato de que, normalmente, a grande maioria dos estudos convencionais sobre o tema referem-se apenas a Flotação Natural, à luz de avaliações feitas em sistemas não estacionários.

Os resultados metalúrgicos possíveis de se obter em um processo de flotação em estado não estacionário dependerão basicamente de:

- Mineral a flotar: tamanho de liberação das partículas de interesse, teor de alimentação, espécies minerais presentes, grau de alteração da ganga, etc.
- Mudanças na “flotação natural”: reagentes utilizados, pH da polpa, condicionamento, qualidade da água, aeração, tempo de flotação, grau de liberação, etc.

Todos esses aspectos serão discutidos na **PARTE 2** do texto.

O maior desafio dos modelos convencionais tem sido estabelecer uma adequada relação de scale-up com os processos em estado estacionário, onde o tempo mínimo de flotação para esse sistema é difícil de definir (t_f). O **Modelo Operacional** irá utilizar a 1^a Lei, para converter a experiência batch num processo contínuo, desde que a condição: $t_r \geq t_f$ seja cumprida. A simulação de um processo de flotação em estado estacionário a partir dos resultados metalúrgicos obtidos em laboratório, de modo descontínuo (“batch”), é de fundamental importância para a boa compreensão dos objetivos deste texto. Num processo em estado estacionário, além das dificuldades de simulação por parte dos modelos conhecidos, a flotação é “operada” com vistas a se obter determinados resultados metalúrgicos. A Flotação Natural, então, proporciona o potencial hidrofóbico que produz a transferência macromolecular de massa para a fase espuma e a Concentração decide (administra) o grau de aproveitamento desse potencial.

CAPÍTULO 4

QUIMICA DA FLOTAÇÃO NATURAL

4.1 Testes de Laboratório

4.1.1 Sistema Experimental da Flotação

*No es posible estudiar apenas uno de los diversos aspectos que envuelven el proceso sin considerar la interacción entre todos ellos (Klimpel R.R., 1988), como mostrado en la **Tabla 4.1.1**, principalmente cuando se desea extrapolar los resultados para la escala industrial.*

Não é possível estudar apenas um dos diversos aspectos que envolvem o processo sem considerar a interação entre todos eles (Klimpel R.R., 1988), como mostrado na **Tabela 4.1.1**, principalmente quando se deseja extrapolar os resultados para a escala industrial.

Tabela 4.1.1 – Componentes do Sistema de Flotação

REAGENTES	EQUIPAMENTOS	OPERAÇÃO
Coletores	Tipo de Célula	Taxa de Alimentação
Espumantes	Agitação	Mineralogia
Ativadores	Fluxo de Ar	Tamanho das Partículas
Depressores	Configuração do Banco	Densidade da Polpa
pH	Controle do Banco	Temperatura

REAGENTES DE FLOTAÇÃO

Glembotskii V.A. e outros (1972), sugerem que a aplicação de reagentes teria que seguir a seguinte ordem; primeiro reguladores de pH e depressores são adicionados na polpa, seguidos pela adição do Coletor e, finalmente, o Espumante.

- ❑ **Coletor:** Adsorvido na superfície das partículas do nosso interesse. Permite reduzir o ângulo de contato entre a partícula e a água, tornando-a hidrófoba. No **Item 4.4** serão estudados os métodos de avaliação e os fatores que afetam o mecanismo de adsorção dos coletores, onde a Curva de Seletividade é o mecanismo macroscópico mais influenciado pela adição do Coletor.
- ❑ **Espumante:** Catalisador do fenômeno de flotação, que proporciona condições de tensão superficial e de “abrandamento” da água de processo que favorecem a produção e a estabilidade das bolhas de ar, artificialmente introduzidas na célula de flotação. A qualidade da água utilizada, o pH e a densidade da polpa, entre outros fatores, afetam a ação do Espumante. A Curva Cinética é o mecanismo macroscópico diretamente afetado pela adição deste reagente.
- ❑ **Ativador:** Coletor auxiliar, para uma segunda substância do nosso interesse.
- ❑ **Depressor:** Efeito contrário ao do Coletor. Utilizado para deprimir partículas que não sejam do nosso interesse, tornando-as hidrófilas. No **Item 4.5** serão estudados os métodos de avaliação e alguns exemplos industriais.

- **pH:** Condiciona a polpa para favorecer, principalmente, a ação do Coletor, proporcionando melhores condições de adsorção na superfície e, por tanto, uma melhor Seletividade para a substância do nosso interesse. A mudança de pH altera o equilíbrio termodinâmico da superfície da partícula dentro da polpa (Eh-pH), favorecendo ou reduzindo os efeitos eletroquímicos na superfície das partículas, principalmente de sulfetos minerais. Por razões de custos, a opção de flotação em pH natural deve ser primeiramente testada, como alternativa base de avaliação.

*Como norma general, los reactivos son seleccionados en el laboratorio de acuerdo con los mecanismos de Cinética y de Selectividad, definiendo la dosificación necesaria, el punto de aplicación, el tiempo de acondicionamiento y el Punto de Operación del circuito Rougher (**R, Rcm**), que el Modelo Operacional sugiere sea en el Punto de Equilibrio (**Re**), que permitiría definir un primer balance de masas para ese circuito. Para el apoyo de plantas industriales, el estudio de reactivos debe ser una actividad constante, testando nuevos reactivos o redefiniendo la dosificación óptima en función de la variabilidad del mineral alimentado. Como antes indicado, el estudio de reactivos está directamente asociado al proceso de flotación natural, en la fase pulpa, o sea, al circuito Rougher. El comportamiento del circuito de limpieza es estudiado de acuerdo con la Curva de Equilibrio y será mejor analizado en el **Capítulo 7**.*

Como norma geral, os reagentes são selecionados no laboratório de acordo com os mecanismos de Cinética e de Seletividade, definindo a dosagem necessária, o ponto de aplicação, o tempo de condicionamento e o Ponto de Operação do circuito Rougher (**R, Rcm**), que o **Modelo Operacional** sugere seja no Ponto de Equilíbrio (**Re**), que permitiria definir um primeiro balanço de massas para esse circuito. 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. Como antes indicado, o estudo de reagentes está diretamente ligado ao processo de flotação natural, na fase polpa, ou seja, ao circuito Rougher. O comportamento do circuito de limpeza é estudado de acordo com a Curva de Equilíbrio e será mais bem analisado no **Capítulo 7**.

EQUIPAMENTOS

No **Volume 2** será tratado especificamente esse tema, avaliando os diferentes equipamentos de contato. No âmbito do laboratório, é utilizado o teste clássico de bancada em célula do tipo DENVER, AGITAIR ou similar. Pelo fato de romper o compromisso com o tempo de flotação (para $t > t_m$, no estado não estacionário) obtém-se a Curva de Seletividade do processo, a qual pode ser extrapolada para quase todos os tipos de célula de flotação conhecidas (com exceção da nova tecnologia proposta pelas células IMHOFLOT, de fabricação alemã, que utiliza a força centrífuga para acelerar a separação das fases, provavelmente com maior seletividade que os sistemas conhecidos, e por tanto deve ser avaliada por separado).

- **Tipo de Célula:** Existem diversos trabalhos de laboratório utilizados para estudar fatores específicos relativos à flotação natural, como por exemplo, a medição do potencial eletroquímico (potencial z) e a idealização do mecanismo de captura num tubo de ensaio “Hallimond”. O teste em batelada, em célula de laboratório, simulando a célula industrial de flotação, é sem dúvida o método mais utilizado, e é o único que tem alguma possibilidade real de quantificação e simulação (scale-up), apesar de todas as dificuldades que esse procedimento ainda apresenta na atualidade, até o ponto em que muitos operadores de usinas industriais de flotação não aceitam orientações provenientes do laboratório.

O problema principal encontrado pelos modelos convencionais é a falta de equivalência entre o tempo de flotação em batelada e o tempo de flotação em sistemas contínuos, problema este que é eliminado pelo **Modelo Operacional**, ao utilizar a Seletividade como propriedade a ser extrapolada para a escala industrial. Os testes de flotação em célula de coluna são feitos em continuidade, onde o fator tempo fica mais controlado e com melhores possibilidades de ser extrapolado para a maior escala. Porém, para efeitos de projeto, o scale-up da coluna apresenta diferenças importantes na razão de concentração de massa, dependendo da sua relação H/D (altura/diâmetro), onde se tem comprovado que colunas industriais de menor H/D (10 a 20) atingem menor **SPLIT** de massa concentrada (maior **Rcm**) que as células de coluna de laboratório, de alto H/D (acima de 100).

- **Agitação:** As células de laboratório utilizam a agitação mecânica, com alimentação auto-induzida de ar. A escala industrial pode ser estudada da maneira proposta, mesmo em células pneumáticas, apesar das diferentes condições de agitação. A prática experimental tem mostrado que, em geral, as condições de agitação na escala industrial são bastante mais enérgicas que as condições de laboratório. No exemplo 3.4.1 foi demonstrado, para uma usina industrial de flotação de sulfeto de Cobre, que diferenças entre condições de agitação mudam, obviamente, a Curva Cinética do processo, mas não a Seletividade, como mostrado na **Figura 4.1.1**, que corresponde a resultados experimentais obtidos com duas diferentes velocidades de agitação na célula de laboratório.

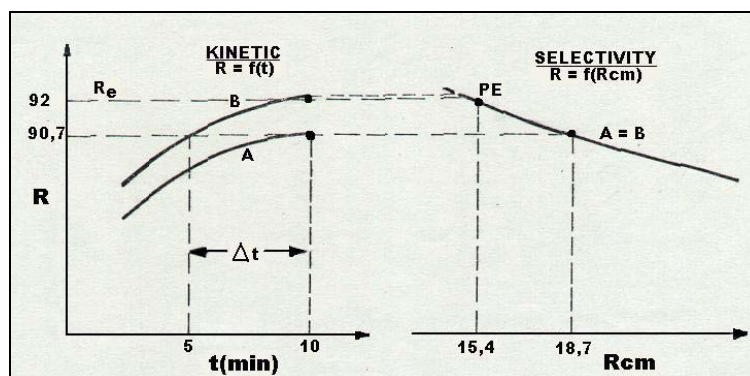


Figura 4.1.1 – Avaliação da Velocidade de Agitação

Belligham A.I. (1961) propõe um método para obter uma certa padronização na velocidade de agitação, em função do diâmetro do agitador. O método foi utilizado por **Yovanovic** (1976) com bons resultados. O método, válido para qualquer relação de escala, estabelece que:

$$N^3 D^2 < 20 \quad (4.1)$$

Onde, **N** = Velocidade de rotação do agitador, em revoluções por segundo, rps.

D = Diâmetro do agitador, pés.

- **Fluxo de Ar:** As bolhas de ar são o veículo de transporte das partículas e devem possuir características de tamanho e de quantidade suficiente para não se constituir em elemento limitante do fenômeno de flotação. Como as células de laboratório são auto-aspirantes o fluxo de ar deve ser regulado ao máximo possível, até o ponto em que não comprometa a estabilidade da camada de espuma e o arraste excessivo de água e de ganga no concentrado.

- **Configuração do Banco:** Para padronizar as condições de scale-up, o circuito Rougher deve cumprir com as condições básicas antes definidas, isto é: N° mínimo de células no banco de flotação (para evitar problemas de curto-circuito, como mostrado no Item 2.4.3, do **Capítulo 2**); garantir que o tempo de residência na escala industrial não seja inferior ao tempo mínimo de flotação requerido ($t_r > t_f$); eliminar qualquer carga circulante que entre ao circuito Rougher junto com o fluxo de alimentação, como comentado no **Item 3.8**. Todas essas considerações devem ser levadas em conta para manter um adequado scale-up com a usina industrial.
- **Controle do Banco:** Detalhes no **Volume 2** desta série, onde se recomendam as ações de controle para a dosagem de reagentes e a manutenção do Ponto de Operação estabelecido a partir do laboratório.

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. **Herbst e outros** (1986) relatam dificuldades sérias de flotação em usinas que operam com moinhos semi-autógenos, onde foram observadas variações de quase 10% de taxa de alimentação em poucos minutos de operação, 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. Por essa e outras razões os modelos cinéticos de flotação, que consideram os resultados metalúrgicos em função de tempo de flotação, possuem pouca representatividade na escala industrial. O **Modelo Operacional**, além de considerar as Condições de Equilíbrio, portanto sem dependência do tempo de flotação ($t_r > t_f$), o tempo de residência calculado para o circuito possui um adequado fator de segurança no scale-up ($t_f = 2,4 t_m$). Este fator é válido para circuitos convencionais de moagem.

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 um paradigma ou “Mito Tecnológico” da mineração, que interessa aos grandes fabricantes de equipamentos de mineração, em prejuízo da cultura tecnológica e das pequenas fábricas de equipamentos dos países em desenvolvimento (**Yovanovic e Moura**, 1992).

- **Mineralogia:** No **Capítulo 6** é estudado o aspecto de variabilidade mineralógica do minério e suas conseqüências no fenômeno de flotação. Estudos de caracterização, de acordo com a metodologia fornecida neste texto, devem ser feitos permanentemente no laboratório das usinas, com o objetivo de prevenir mudanças de seletividade que possam afetar os resultados metalúrgicos e os custos de produção, como por exemplo, nova dosagem de reagentes. Mudanças mais significativas de teor ou das características da ganga podem afetar as quantidades mássicas do fluxo de concentrados.

- **Tamanho das Partículas:** Além do problema de liberação associado à diminuição das partículas, o seu tamanho individual tem especial importância no fenômeno de flotação. Este aspecto será tratado no **Capítulo 5**. Dependendo de diversos aspectos, entre eles a gravidade específica do minério, existe uma faixa ótima de tamanho para cada espécie mineral, que possui um pico entre 10 até 100 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.

- **Densidade da Polpa:** Existem controversas opiniões sobre esse importante assunto, do qual depende diretamente o dimensionamento da usina e dos equipamentos que devem ser adquiridos. Por um lado, uma maior densidade da polpa traz consigo uma economia nos volumes de flotação utilizados (para um determinado tempo de flotação), menores custos de bombeamento, espessamento e de utilização de água em geral. Por outro lado, tradicionalmente tem sido dito que com baixa % de sólidos é favorecida a seletividade do processo, principalmente nas etapas de limpeza, conceito não compartilhado pelo Autor. A quase totalidade dos fabricantes de células de flotação recomenda a utilização de baixa densidade da polpa no processo de flotação.

Para um tempo adequado de flotação ($t_r > t_f$) e número suficiente de células de flotação (para evitar o curto-circuito), o primeiro mecanismo de seletividade, na fase polpa (captura), não é afetado pela densidade da polpa dentro de valores estáveis de viscosidade. 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 das características granulométricas (as partículas finas propiciam uma polpa mais viscosa) e da temperatura ambiente, como ilustrado na Figura 3.7.2, no item 3.7.

Na prática industrial é recomendável, para a etapa Rougher, considerar valores de 40 a 45% de sólidos na etapa de projeto da usina. Nas etapas de limpeza, devido à adição de água nos lábios de descarga de concentrado, nas caixas das bombas, água de selagem, etc., é difícil manter estes valores de diluição, de modo que, para fins de projeto, um valor de 35% de sólidos seria razoável. Para usinas em funcionamento, é conveniente estudar a viscosidade das polpas, da forma ilustrada na Figura 3.7.2, e tentar aumentar a densidade das polpas até valores que não produzam aumento de viscosidade.

- **Temperatura:** A temperatura da polpa tem pouco efeito na Recuperação de Equilíbrio, mas muita influência na Cinética de Flotação (Forsdyke C., 1984). Em países frios talvez esta condição possa ser significativa nos processos industriais. Na prática corrente, esta situação é mais um elemento que impede a utilização de modelos cinéticos de flotação. Por outro lado, variações de temperatura podem variar a viscosidade das polpas tratadas. Para efeitos de laboratório, em países como o Brasil, o aspecto de temperatura não parece ser relevante.

4.1.2 Padronização Experimental

Comumente, apesar de ser utilizado o mesmo reagente, a mesma dosagem e outras condições similares, a repetição do mesmo ensaio de laboratório nem sempre conduz aos mesmos resultados metalúrgicos, devido a, entre outros fatores:

- a) tipo de dosagem (única ou estagiada);
- b) condicionamento (tempo e velocidade de agitação);
- c) mecanismo de “coleta” da espuma concentrada.

Ives K.J. (1984) chama a atenção sobre a extrema dependência do técnico de laboratório na avaliação de experiências em batelada. Ives indica que é comum observar que diferentes técnicos levam a diferentes resultados, principalmente quando não está padronizada a maneira e o tempo em que são retiradas as alíquotas de concentrado. Deste modo, torna-se difícil comparar resultados provenientes de diferentes laboratórios.

A padronização desta experiência é fundamental para o trabalho cotidiano nas usinas de flotação. Muitos profissionais experientes recomendam manter sob observação as condições industriais típicas do processo, com o objetivo de aproximar as condições do laboratório às condições reais da usina, para cada um dos três pontos citados acima. Isto sugere que, considerando que a prática mais utilizada nas usinas de dosar o Coletor dentro da moagem (dosagem única) e o Espumante no overflow do classificador, nas experiências de laboratório é conveniente condicionar primeiro o Coletor (2 a 3 minutos) e logo o espumante (mais 1 minuto). Além disso, a retirada de espuma na célula de laboratório não deve ser feita na mesma velocidade da sua produção (o qual constituiria o sistema chamado de “semibatch”), mas com espaços próximos de 30 segundos entre cada coleta, e apenas a camada superficial, permitindo a formação de uma camada estável de espuma. Deste modo, a representatividade da experiência fica cada vez mais próxima da realidade industrial, o qual é muito bom para o controle do processo. As partículas podem flotar com diferentes velocidades, dependendo de fatores tais como:

- a) Mineralogia, grau de liberação, tamanho e outros fatores que alteram o seu grau de hidrofobia.
- b) Ambiente químico, Eh-pH, coletor e outros aspectos que maximizam a hidrofobia (catalisador).
- c) Aeração, espumante, agitação e outros fatores que alteram o meio de transporte (bolhas de ar).
- d) Outros estímulos externos, como a diferença de pressão entre o ponto de captura e a camada superficial (que acelera a ascensão da bolha), o **SPLIT** de massa em função da área de contato, aspectos hidrodinâmicos, etc. Em processos contínuos estes estímulos são difíceis de serem mantidos estáveis em relação à vazão ou fluxo mássico que alimenta as células de flotação.

Todos esses fatores, aliados à complexidade intrínseca de se quantificar fenômenos de transporte macromolecular de massa em fases pouco homogêneas, como espuma e polpa, mostram a dificuldade de se representar matematicamente a cinética de flotação em processos contínuos, mas ainda quando essa representação está baseada em balanços populacionais dinâmicos do processo como um todo.

Cada tipo de minério, de reagente e, em geral, cada condição de flotação, devem ser estudados no contexto cinético, no laboratório, e definir a Curva Cinética do processo. Em geral, cada usina deve estabelecer a sua própria padronização experimental, o mais próximo das condições reais do processo. O roteiro básico do teste deveria considerar, ao menos:

- (1) Completar a Curva Cinética (perfil de velocidades de flotação) e a Curva de Seletividade, com um mínimo de 3 a 5 pontos (**R, Rcm**);
- (2) Utilizar um tempo apropriado para o condicionamento da polpa antes da remoção da espuma, e manter aproximadamente constante o nível de espuma durante todo o tempo do ensaio;
- (3) É recomendável automatizar ou, no mínimo, padronizar a retirada de espuma com a “paleta” de laboratório;
- (4) Utilizar algum modelo matemático adequado para quantificar e extrapolar os resultados do ensaio. O **Modelo Operacional** propõe a utilização da sua 1ª Lei.
- (5) Estabelecer uma relação de equivalência entre o tempo de flotação do laboratório (t_f) e o tempo de residência (t_r) utilizado na operação contínua industrial. Por exemplo, efetuar estudos de RTD (Residence Time Distribution), ou utilizar o fator de projeto $t_f = 2,4 t_m$, como mostrado no **Capítulo 2**. O modelo proposto é independente do tempo, para $t_r > t_f$, como acontece geralmente na prática industrial.
- (6) O nível de agitação numa célula de flotação de laboratório é bastante diferente em relação às células industriais (aspectos hidrodinâmicos). No exemplo 3.4.1, do **Item 3.4**, foi demonstrado que, apesar destas diferenças significativas no comportamento cinético do processo, a Seletividade permanece constante, e que é o mecanismo que realmente iremos extrapolar para a escala industrial (1ª Lei do Modelo Operacional).

En 1988, Klimpel R. y otros reconocen que, cuantitativamente hablando, no es el valor de Recuperación obtenido en el laboratorio, para un determinado tiempo de flotación, lo que debe ser extrapolado para la escala continua industrial, mas si las diferencias de tasa de flotación que acontecen ante la mudanza de factores experimentados en el laboratorio. O sea, si un determinado aspecto testado en el laboratorio no produce diferencia significativa en los resultados metalúrgicos, esa misma situación acontecerá en la planta industrial, observados los mismos parámetros evaluados en el laboratorio. De ese modo, la esencia del modelo cinético de Klimpel es de carácter cualitativo, como veremos a seguir:

Em 1988, **Klimpel R. e outros** reconhecem que, quantitativamente falando, não é o valor de Recuperação obtido no laboratório, para um determinado tempo de flotação, o que deve ser extrapolado para a escala contínua industrial, mas sim as diferenças de taxa de flotação que acontecem frente à mudança de fatores experimentados no laboratório. Ou seja, se um determinado aspecto testado no laboratório não produz diferença significativa nos resultados metalúrgicos, essa mesma situação irá acontecer na usina industrial, observados os mesmos parâmetros avaliados no laboratório. Desse modo, a essência do modelo cinético de Klimpel é de caráter qualitativo, como veremos a seguir.

4.2 Metodologias de Avaliação

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: **Fuerstenau D.W.** (anos 50/60), **Fuerstenau M.C.** (anos 60/70) e, a partir dos anos 80, tem sido as metodologias cinéticas de **Klimpel R.R.** e colaboradores (como **Forsdyke C.**, **Dowling Jr.**, **Pradip** e outros) que se têm consagrado no meio mineral a nível mundial. Mesmo assim, o esforço experimental ainda é baseado em práticas específicas para determinadas condições ou tipos de minério ou sobre aspectos científicos muito específicos (Eh-pH, reagentes, qualidade da água, presença ou ausência de cátions, etc.) e não como engenharia de processos desta Operação Unitária (scale-up, dimensionamento, otimização do circuito, etc.).

4.2.1 Método Cinético de Klimpel

O método de Klimpel consiste em traçar a Curva Cinética do teste, da forma clássica já indicada neste texto, considerando o teor do concentrado obtido, e determinar um ponto $(\mathbf{R}, \mathbf{c}) = f(t)$ que represente o objetivo metalúrgico do processo, o qual deve ser procurado ou extrapolado na escala industrial (ainda em função do tempo de flotação). O perfil de velocidades de flotação que forma a Curva Cinética é de tal importância para Klimpel, que chega a afirmar que o conhecimento deste perfil (\mathbf{R} vs. t) é mais importante que a própria Recuperação de Equilíbrio (definida por \mathbf{R}_{00} , para esta abordagem). No exemplo 3.4.1 (Capítulo 3) foi demonstrado que a Curva Cinética muda significativamente com variações na velocidade de agitação, alimentação de ar, e até com a temperatura da polpa; além disso, estes aspectos são definitivamente diferentes entre as células de laboratório e as condições industriais de operação, de modo que sempre encontraremos estas diferenças no perfil de velocidades. Em compensação o **Modelo Operacional** tem demonstrado que a Seletividade não muda e, para $t_r > t_f$, a usina industrial pode ser dimensionada e acompanhada junto com a aplicação da 1ª Lei do modelo ($\mathbf{R} = f[\mathbf{R}_{cm}]$). Além disso, a Recuperação de Equilíbrio para a flotação Rougher é \mathbf{R}_e (quando a última alíquota de concentrado retirada da célula possui um teor igual ao da alimentação) e não \mathbf{R}_{00} . O método de Klimpel utiliza a expressão (2.21) para descrever os parâmetros cinéticos derivados da sua abordagem.

A equivalência “Recuperação – tempo” entre o laboratório e a operação industrial é a premissa básica desta metodologia clássica de avaliação, apesar de que o perfil \mathbf{R} vs. t das usinas é muito difícil de medir de modo que métodos indiretos devem ser utilizados para o scale-up ou, inclusive, é recomendável efetuar estudos de RTD. Na opinião de Klimpel, não é possível estudar apenas um dos diversos aspectos que envolvem o processo sem considerar a interação entre todos eles, como mostrado na Tabela 4.1.1, principalmente quando se deseja extrapolar os resultados para a escala industrial (fins quantitativos). Klimpel reconhece que muitos operadores ainda não aceitam dados gerados em experiências de laboratório (falta de credibilidade). Além disso, é reconhecido de que, na ótica dos sistemas cinéticos convencionais, não existe nenhum método confiável para efetuar o scale-up dos resultados laboratoriais, em estado não estacionário, para a escala industrial.

Pradip (1988), numa declaração contundente a respeito da sua convicção cinética do processo, define o fenômeno de flotação como uma “reação de separação”, onde o fluxo de alimentação gera um concentrado e um rejeito. Pradip tenta responder ao problema de comparação entre duas situações com diferentes Recuperações e teores de Concentrado e complementa a análise de Klimpel incorporando o conceito de Seletividade, dentro do contexto cinético do modelo. Deste modo, Pradip sugere uma dupla avaliação:

- (1) Recuperação vs. Tempo: Calculando os parâmetros **k** e **R_{oo}**.
- (2) Seletividade, baseada em Curvas de Recuperação vs. Teor do Concentrado.

Para o primeiro caso, Pradip ainda utiliza o conceito de **R_{oo}** para definir a Recuperação de Equilíbrio (o **Modelo Operacional** utiliza **R_e**). No segundo caso, a Seletividade é muito melhor representada pela 1ª Lei (**R** vs. **R_{cm}**), permitindo normalizar as naturais diferenças de teor que acontecem no material alimentado. Pradip explica que é a “não equivalência” entre o tempo de flotação “batch” e o tempo efetivo de flotação o motivo pelo qual os resultados obtidos em laboratório não são reproduzidos na escala industrial.

4.2.2 Teste Padrão Modelos Cinéticos

Klimpel R. (Mining Engineering, 1988) e **Klimpel R. e outros (1986)** sugerem a seguinte padronização experimental, baseada na abordagem cinética (detalhes no **Item 2.3**), utilizando a seguinte expressão:

$$R = R_{oo} \left[1 - \frac{1}{kt} (1 - e^{-kt}) \right] \quad (4.2)$$

Onde,

R = Recuperação acumulada da substância avaliada, no tempo *t*;

R_{oo} = Recuperação última, no tempo *t_{oo}*;

k = Constante cinética de flotação, de 1ª ordem.

Klimpel faz as seguintes recomendações sobre o teste de laboratório:

- (1) desenvolver técnicas de execução, em batelada, suficientemente sensíveis para identificar pequenas diferenças entre ensaios (por exemplo, entre diversos reagentes);
- (2) identificação de modelos matemáticos, com parâmetros adequados, que possam representar com a maior nitidez possível a diferença entre perfis de velocidades de flotação obtidos em diferentes ensaios (Curva Cinética);
- (3) geração de dados de laboratório e sua correspondente correlação industrial (scale-up) em quantidade e consistência suficiente para que todo o “sistema de flotação” (química, operação, equipamentos) possa ser devidamente quantificado
- (4) desenvolvimento de novos reagentes, adequados para cada processo.

As abordagens convencionais por modelos cinéticos não resolvem a quantificação sugerida no item 3 acima. O **Modelo Operacional** atende a todas as expectativas recomendadas por R. Klimpel.

Os mesmos Autores (Klimpel R. e outros, 1986) parecem compreender a grande diferença que existe entre o tempo de flotação em estado não estacionário e o tempo real de flotação em estado estacionário (como detalhado no Item 1.3.3, **Capítulo 1**). Estes Autores comentam que para um tempo equivalente entre o laboratório e o banco de células de flotação da usina industrial, não corresponde necessariamente aos resultados metalúrgicos obtidos no laboratório.

En la óptica del **Modelo Operacional**, resumiendo los conceptos explicados en ítem 1.3.3, en la **Figura 4.2.1** es ilustrado el mecanismo de velocidad de aproximación al equilibrio de la fase pulpa para la fase espuma. La curva más pronunciada representa la velocidad de la masa flotada: $\frac{dm}{dt}$ (ecuación 1.6) en estado no estacionario, y la curva $\frac{dC}{dt}$ corresponde a la velocidad de producción de concentrado en el estado estacionario.

Na ótica do **Modelo Operacional**, resumindo os conceitos explicados no ítem 1.3.3, na **Figura 4.2.1** é ilustrado o mecanismo de velocidade de aproximação ao equilíbrio da fase polpa para a fase espuma. A curva mais pronunciada representa a velocidade da massa flotada: $\frac{dm}{dt}$ (equação 1.6) em estado não estacionário, e a curva $\frac{dC}{dt}$ corresponde à velocidade de produção de concentrado no estado estacionário.

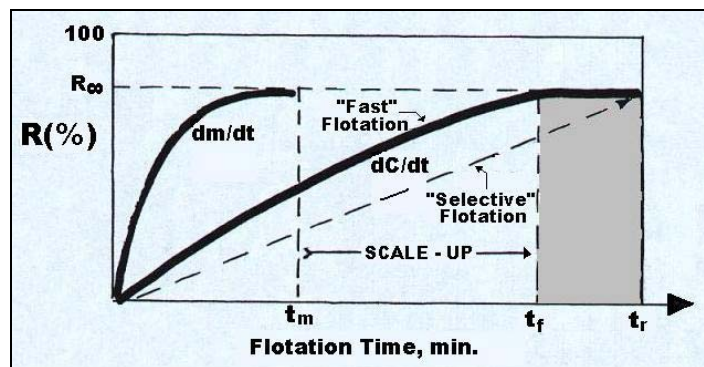


Figura 4.2.1 - Velocidade de Aproximação ao Equilíbrio

Da Figura 4.2.1 se observa que a flotação real segue um outro perfil de velocidades ao observado no laboratório, em estado não estacionário (os tempos são diferentes). Os símbolos utilizados são:

t_m = tempo mínimo de flotação natural em estado não estacionário (laboratório).

t_f = tempo mínimo de flotação real em estado estacionário (usina).

t_r = tempo efetivo de residência na usina (detalhes no **Item 1.5**).

R = Recuperação da substância \underline{x} no concentrado, %.

R_{oo} = Recuperação de Equilíbrio, onde cessa a transferência neta de massa, %.

No Estado Estacionário, a transferência de massa cessa no tempo t_f . O espaço sombreado equivalente a $(t_r - t_f)$ corresponde na prática à última célula do banco de flotação Rougher, quando o circuito está bem operado (flotação fracionada), onde a espuma branca sem mineralização é característica do esgotamento do processo de flotação natural. O scale-up entre t_m e t_f é fundamental no dimensionamento de circuitos de flotação.

Klimpel R. e outros (1986) propõem a seguinte seqüência para padronização experimental:

- Moagem de barras: 500 g. Minério, 260 g. Água (66% de sólidos) e regulação de pH;
- Célula Agitair 1,5 litros, 1.150 rpm.;
- Coletor: dosagem única, 1 minuto de condicionamento;
- Espumante: 1 minuto de condicionamento;
- Ar: 4,5 l/min.;
- "Paletada": Sistema automático de retirada de espuma, acumulando frações de: 0,0 – 0,5 min; 0,5 – 1,5 min; 1,5 – 3,0 min; 3,0 – 5,0 min; 5,0 – 8,0 min.

4.2.3 Teste Padrão do Modelo Operacional

O estabelecimento de uma metodologia padrão para os testes de laboratório é uma atividade específica para cada usina de flotação (portanto para cada tipo de minério), onde pode mudar substantivamente a seqüência do trabalho, a distribuição parcial do tempo de retirada da espuma (alíquotas de concentrado) e outros inúmeros aspectos.

- **AMOSTRA (AF):**

- De preferência, obtida na usina (POLPA AF – Alimentação a Flotação).
- Verificar representatividade (distribuição granulométrica, % sólidos, pH, reagentes, etc.).

Testes especiais de **Caracterização de Minérios (Capítulo 6)** irão precisar de amostras do material ROM, as quais devem seguir um outro roteiro de trabalho, que inclui aspectos específicos de preparação no laboratório (cominuição, principalmente). As diferenças de liberação que acontecem entre diferentes formas de moagem (aspecto que será mais bem analisado no **Capítulo 5**), são muito expressivas no laboratório, de modo que a extrapolação dos resultados não possui a mesma representatividade que os testes feitos com polpa AF.

- **CONDICIONAMENTO:**

- Agitação suave por ± 3 minutos.

- **CÉLULA:**

- Batch, do tipo DENVER (ou similar).

- **FLOTAÇÃO:**

- Obtenção de 5 (cinco) concentrados parciais.
- Coleta parcial com retirada de massa a cada 15 ou 30 segundos ("paletada").

O tempo de flotação, o tempo da "paletada" e a quantidade de concentrados parciais podem ser mudados de acordo com as características da polpa PADRÃO da usina.

Tabela 4.2.1 – Planilha Base do Teste Padrão

TEMPO ACUMULADO (minutos)	MASSA (g)
t ₁	m ₁
t ₂	m ₂
t ₃	m ₃
t ₄	m ₄
t ₅	m ₅
REJEITO	r
TOTAL	AF

5

$$* \text{ Conferir } AF = r + \sum_{i=1}^5 m_i, g$$

- **QUÍMICA:**

- Análise do TEOR da substância (ou substâncias) de nosso interesse nos 5 concentrados parciais e no rejeito.

- A alimentação AF é calculada a partir destes dados.

$$\sum_{i=1}^5 (m_i \times c_i) + (r \times r)$$

- Teor AF: $af = \frac{\quad}{AF}$

Onde c_i = teor da alíquota i

- Recuperação Acumulada:

$$\bar{R} = \frac{\sum_{i=1}^n (m_i \times c_i) + (r \times r)}{af \times AF} \times (100)$$

- Concentrados Acumulados:

$$c_n = \sum_{i=1}^n m_i$$

$$R_{cm_n} = \frac{AF}{c_n} = \frac{\text{massa total alimentada}}{\text{concentrado acumulado até alíquota n}}$$

AVALIAÇÃO PRÁTICA:

Construir um gráfico de Recuperação Acumulada em função do tempo de flotação:

$\bar{R}_1 = \frac{m_1 \times t_1}{AF \times af}$	$R_2 = \bar{R}_1 + \frac{m_2 \times t_2}{AF \times af}$	$R_5 = R_4 + \frac{m_5 \times t_5}{AF \times af}$
---	---	---

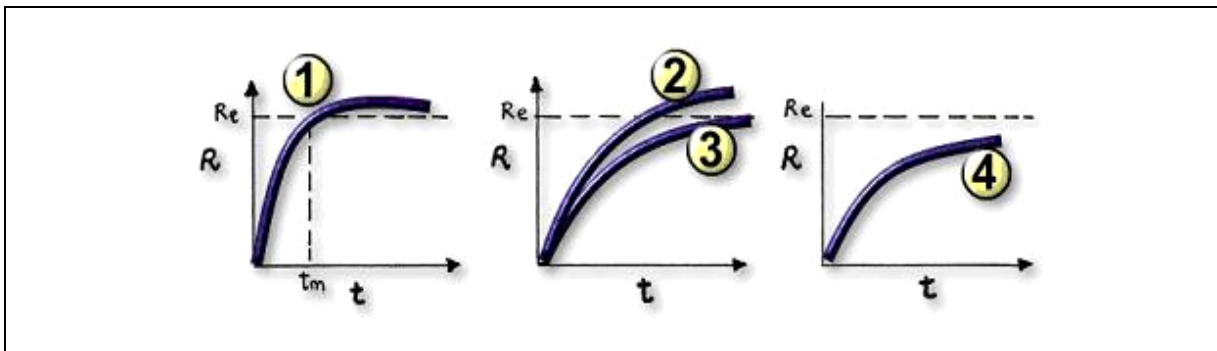


Figura 4.2.2 – Situações Cinéticas Típicas

Recuperação de Equilíbrio (Re), é atingida quando o teor de corte é igual ao teor **af**.

Teor de corte: teor da última alíquota de concentrado tirada da célula.

tm = tempo mínimo necessário para atingir **Re**

Condições Típicas Observadas na Figura 4.2.2:

1. Espumante excessivo. Atinge muito rapidamente a Recuperação de Equilíbrio (provavelmente com arraste de ganga).
2. Espumante excessivo e, provavelmente Coletor em excesso, superando a Recuperação de Equilíbrio desnecessariamente.
3. Condição Cinética Ideal.
4. Espumante e, provavelmente, Coletor insuficiente (pouca liberação pode ser outra causa).

Quando extraemos de la celda una fracción de masa con ley inferior a la ley de alimentación, comenzamos a "desconcentrar" el concentrado.

Quando extraímos da célula uma fração de massa com teor inferior ao teor de alimentação, começamos a "desconcentrar" o concentrado.

SELETIVIDADE:

A **Curva de Seletividade Padrão**, pode ser comparada com diversas novas condições de processo testadas em laboratório, considerando aspectos tais como:

- Dosagem do Coletor ou Espumante
- Outro tipo de reagentes
- Mudanças de pH
- Mudanças na Distribuição Granulométrica
- Tempo de Condicionamento
- Porcentagem de sólidos da polpa, etc.

SCALE -UP

A operação da usina se desloca pela curva de seletividade. Podemos observar que, para diferentes comportamentos "cinéticos" reais, a **Seletividade** não muda.

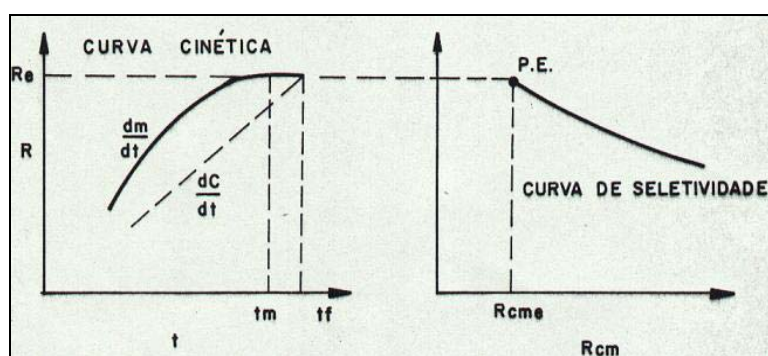


Figura 4.2.3 – Scale-Up para a Flotação Rougher

Uma vez padronizados os reagentes básicos e a sua dosagem “padrão”, a pesquisa deve continuar testando novos reagentes ou dosagens, comparando com a **Curva de Seletividade Padrão**. Condições de pH e diferentes depressores também podem ser testados.

4.3 – Dosagem e Condicionamento

El Modelo Operacional recomienda, para testes de laboratorio y en la práctica industrial, la dosificación única de los reactivos, como primera opción de trabajo, principalmente en procesos selectivos, como es el caso de los sulfuros. Para aprovechar las características de “reactor” del molino, es conveniente dosificar el Colector en la alimentación de esa operación, aprovechando ese tiempo de residencia en el acondicionamiento del reactivo y para la oportuna captura de partículas sujetas a oxidación superficial.

O **Modelo Operacional** recomenda, para testes de laboratório e na prática industrial, a dosagem única dos reagentes, como primeira opção de trabalho, principalmente em processos seletivos, como é o caso dos sulfetos. Para aproveitar as características de “reator” do moinho, é conveniente dosar o Coletor na alimentação dessa operação, aproveitando esse tempo de residência no condicionamento do reagente e para a oportuna captura de partículas sujeitas à oxidação superficial. A utilização de dosagem fracionada de reagentes, com raríssimas exceções, não é conveniente para o processo pelas seguintes razões:

- O scale-up perde totalmente a sua precisão. Por outro lado, não é comum utilizar diferentes condicionadores intermediários na prática industrial, com a separação de dosagem que o laboratório costuma executar;
- Mesmo sem esta complicação (dosagem estagiada), os modelos de tipo cinético não possuem uma adequada projeção na escala industrial, de modo que esta divisão de dosagem é desnecessária, a não ser para fins apenas qualitativos;
- Estaríamos incorporando outra variável no estudo de reagentes, o qual já é complicado;
- Como veremos a seguir, o tempo mínimo de flotação é excedido desnecessariamente, exigindo maiores volumes de flotação na usina;
- O controle de reagentes na usina industrial fica muito complicado, inclusive nos sistemas automáticos de dosagem;
- A falta de simplicidade na aplicação da dosagem faz perder a sensibilidade noutros parâmetros de processo que devem ser avaliados;
- Em quase a totalidade das aplicações conhecidas, a dosagem estagiada não tem apresentado benefícios aos resultados metalúrgicos do processo. Raramente, quando esses benefícios existem, são pequenos demais para compensar as despesas que essa aplicação oferece.

Na **Figura 4.3.1** é ilustrado um resultado típico de avaliação de dosagem de reagentes:

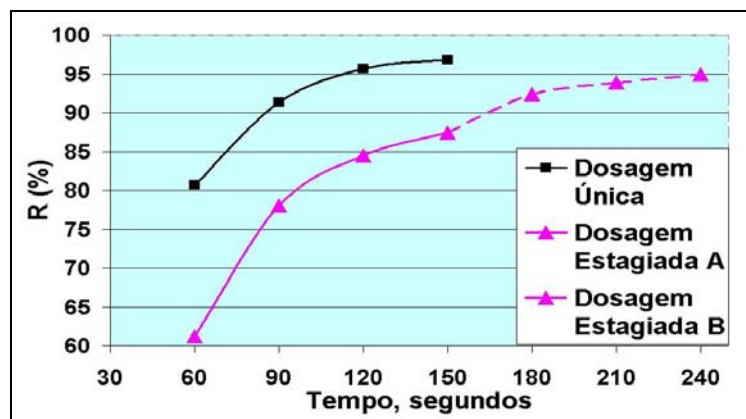


Figura 4.3.1 – Dosagem Única ou Fracionada de Reagentes

A Curva superior representa a dosagem única de reagentes. A Curva abaixo representa a mesma dosagem, apenas que dividida em duas doses, em partes iguais. No caso de não apresentar diferença significativa na Seletividade do processo, para que prolongar o tempo de flotação? **Glembotskii V.A. e outros** (1972) justificam a dosagem estagiada apenas quando é obtida uma melhoria de seletividade do processo e, como recomendação geral, esses Autores afirmam que o Coletor é usualmente mais ativo quando é dosado de uma única vez, e o seu consumo é menor.

Bulatovic S. y Salter R.S. (1991) mediante evaluación experimental, concluyen en la conveniencia de un enérgico acondicionamiento antes de la flotación, situación que favorece la Selectividad y la Recuperación, particularmente cuando son concentradas partículas muy finas (menores que $10\ \mu\text{m}$). Ese procedimiento es también recomendado antes de la primera etapa de limpieza (Cleaner 1), llamado de acondicionamiento previo. En la **Figura 4.3.2** se ilustra el resultado experimental obtenido para un sulfuro de Cobre, en la primera etapa de limpieza, donde fueron aplicadas diferentes intensidades de agitación, medidas en kWh/m^3 de pulpa.

Bulatovic S. e Salter R.S. (1991) mediante avaliação experimental, concluem na conveniência de um enérgico condicionamento antes da flotação, situação que favorece a Seletividade e a Recuperação, particularmente quando são concentradas partículas muito finas (menores que $10\ \mu\text{m}$). Esse procedimento é também recomendado antes da primeira etapa de limpeza (Cleaner 1), chamado de pré-condicionamento. Na **Figura 4.3.2** é ilustrado o resultado experimental obtido para um sulfeto de Cobre, na primeira etapa de limpeza, onde foram aplicadas diferentes intensidades de agitação, medidas em kWh/m^3 de polpa.

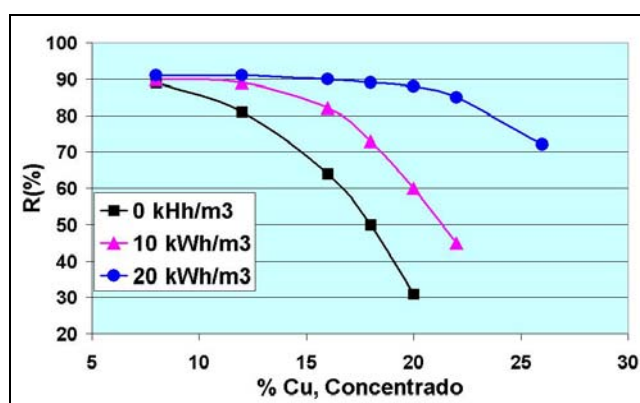


Figura 4.3.2 – Resultados Metalúrgicos com Pré-Condicionamento da Polpa

Capponi F. e outros (2004) obtiveram bons resultados com esta metodologia, na recuperação de finos e ultrafinos de um minério sulfetado de cobre e molibdênio. Os Autores sugerem que os fenômenos que ocorrem em favor da maior recuperação das partículas mais finas, quando aplicado o Condicionamento em Alta Intensidade (CAI), são os efeitos de adesão das partículas finas entre si ou na superfície das partículas maiores, que são de maior flotabilidade relativa. **Valderrama L. e outros** (2004) estudam o condicionamento turbulento na tentativa de melhorar a recuperação de partículas finas de Sulfetos e Óxidos de Cobre. As faixas mais finas do minério e de menor flotabilidade foram condicionadas em alta intensidade, prévio à flotação, transferindo energia à polpa. Os resultados obtidos indicaram um significativo aumento na flotabilidade das partículas finas, entre 40 a 80% a mais, dependendo do tempo de condicionamento, tipo de agitação e dosagem de coletor.

Exemplo 4.3.1:

Estudo de flotação em laboratório para minério fino de Anatásio (TiO_2 , - 200 #). O material é previamente deslamado e condicionado. O objetivo da experiência é verificar os Resultados Metalúrgicos possíveis de se obter, levando em conta os mecanismos macroscópicos introduzidos pelo **Modelo Operacional**: Condições de Equilíbrio, comportamento Cinético e a Seletividade da flotação de TiO_2 , para as condições de dosagem indicadas na **Tabela 4.3.1**. Os resultados do teste são apresentados na **Tabela 4.3.2**.

Solicita-se:

- Construir a Curva Cinética para cada teste;
- Construir a Curva de Seletividade, com ênfase na zona de operação (próximo do Ponto de Equilíbrio);
- Comentário técnico sobre os resultados obtidos, definindo: Dosagem única ou fracionada?; Melhor teste; Recuperação de equilíbrio; Outras conclusões e recomendações.

Tabela 4.3.1 – Condições do Teste, Exemplo 4.3.1

TESTE	REAGENTES (g/t)		CONDIÇÕES	REAGENTES (g/t)		CONDIÇÕES
	A	B		A	B	
1	60	120	Condicionamento: 1 minuto 5 concentrados parciais, a 30, 60, 90, 120 e 150 seg.	-	-	-
2	30	60	Condicionamento: 1 minuto 5 concentrados parciais, a 30, 60, 90, 120 e 150 seg.	30	60	Condicionamento: +1 minuto + 3 concentrados parciais, a 30, 60 e 90 seg. cada
3	90	180	Condicionamento: 1 minuto 5 concentrados parciais, a 30, 60, 90, 120 e 150 seg.	-	-	-
4	45	90	Condicionamento: 1 minuto 5 concentrados parciais, a 30, 60, 90, 120 e 150 seg.	45	90	Condicionamento: +1 minuto + 3 concentrados parciais, a 30, 60 e 90 seg. cada

Tabela 4.3.2 – Resultados dos Testes Exemplo 4.3.1

N ^o	TESTE 1		TESTE 2		TESTE 3		TESTE 4	
	Massa, g	Teor, %	Massa, g	Teor, %	Massa, g	Teor, %	Massa, g	Teor, %
1	178,64	65,20	104,07	68,00	178,73	64,00	131,54	66,80
2	138,29	62,20	93,90	64,50	173,48	60,90	119,86	65,10
3	58,60	55,30	57,15	66,10	56,32	51,60	74,94	60,70
4	24,12	51,80	30,98	63,00	23,74	48,90	31,14	56,00
5	11,26	49,60	16,53	62,10	6,79	47,30	14,70	53,50
6	-	-	53,38	54,10	-	-	31,77	42,20
7	-	-	36,39	51,40	-	-	10,07	41,80
8	-	-	15,46	47,10	-	-	6,91	42,50
Rejeito	58,08	29,90	58,24	29,00	31,46	27,80	45,21	30,00

Os resultados são avaliados de acordo com metodologia apresentada no item 4.2.3, e são resumidos na **Tabela 4.3.3** a seguir:

Tabela 4.3.3 - TESTE 1

Produtos	Massa, g	% Massa (parcial)	SPLIT, %	Rcm	% TiO2 (parcial)	R, % (parcial)	R, % (Acum.)
1	178,64	38,09	38,09	2,63	65,20	43,08	43,08
2	138,29	29,49	67,58	1,48	62,20	31,82	74,90
3	58,60	12,50	80,08	1,25	55,30	11,99	86,89
4	24,12	5,14	85,22	1,17	51,80	4,62	91,51
5	11,26	2,40	87,62	1,14	49,60	2,07	93,58
Rejeito	58,08	12,38	12,38	-	29,90	6,42	6,42
Alimentação (calculada)	468,99	100	100	1,00	57,64	100	100

TESTE 2

Produtos	Massa, g	% Massa (parcial)	SPLIT, %	Rcm	% TiO2 (parcial)	R, % (parcial)	R, % (Acum.)
1	104,07	22,33	22,33	4,48	68,00	26,15	26,15
2	93,90	20,14	42,47	2,35	64,50	22,38	48,53
3	57,15	12,26	54,73	1,83	66,10	13,96	62,49
4	30,98	6,65	61,38	1,63	63,00	7,21	69,70
5	16,53	3,55	64,93	1,54	62,10	3,79	73,49
6	53,38	11,45	76,38	1,31	54,10	10,67	84,16
7	36,39	7,81	84,19	1,19	51,40	6,91	91,07
8	15,46	3,32	87,51	1,14	47,10	2,69	93,76
Rejeito	58,24	12,49	12,49	-	29,00	6,24	6,24
Alimentação (calculada)	466,10	100	100	1,00	58,07	100	100

TESTE 3

Produtos	Massa, g	% Massa (parcial)	SPLIT, %	Rcm	% TiO2 (parcial)	R, % (parcial)	R, % (Acum.)
1	178,73	37,99	37,99	2,63	64,00	41,95	41,95
2	173,48	36,87	74,86	1,34	60,90	38,75	80,70
3	56,32	11,97	86,83	1,15	51,60	10,66	91,36
4	23,74	5,04	91,87	1,09	48,90	4,26	95,62
5	6,79	1,44	93,31	1,07	47,30	1,18	96,79
Rejeito	31,46	6,69	6,69	-	27,80	3,21	3,21
Alimentação (calculada)	470,52	100	100	1,00	57,95	100	100

TESTE 4

Produtos	Massa, g	% Massa (parcial)	SPLIT, %	Rcm	% TiO2 (parcial)	R, % (parcial)	R, % (Acum.)
1	131,54	28,22	28,22	3,54	66,80	32,45	32,45
2	119,86	25,71	53,93	1,85	65,10	28,81	61,26
3	74,94	16,08	70,01	1,43	60,70	16,80	78,06
4	31,14	6,68	76,69	1,30	56,00	6,44	84,50
5	14,70	3,15	79,84	1,25	53,50	2,90	87,40
6	31,77	6,82	86,66	1,15	42,20	4,95	92,35
7	10,07	2,16	88,82	1,13	41,80	1,56	93,91
8	6,91	1,48	90,30	1,11	42,50	1,08	94,99
Rejeito	45,21	9,70	9,70	-	30,00	5,01	5,01
Alimentação (calculada)	466,14	100	100	1,00	58,09	100	100

Os valores destacados em escuro correspondem aos valores próximos do Ponto de Equilíbrio do processo, onde o teor das alíquotas de concentrado se aproxima do teor da alimentação, para cada teste. Por tratar-se do mesmo minério o Ponto de Equilíbrio teria que ser quase o mesmo para todos os testes. Um exercício interessante para o Leitor seria a revisão dos cálculos da tabela anterior.

A Curva Cinética do Exemplo é mostrada na **Figura 4.3.3**. Por sua parte, a Curva de Seletividade é mostrada ao lado, na **Figura 4.3.4**.

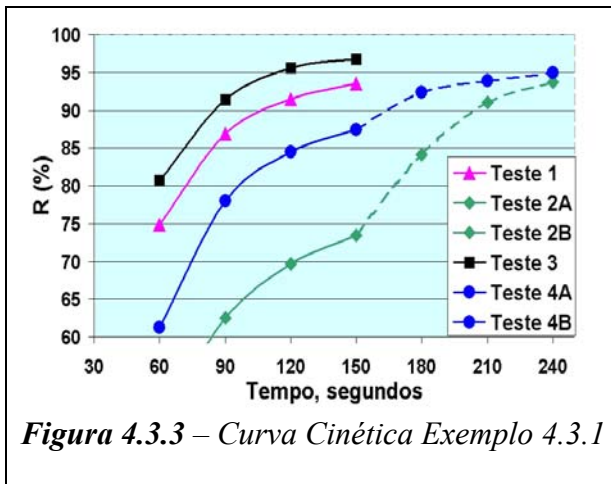


Figura 4.3.3 – Curva Cinética Exemplo 4.3.1

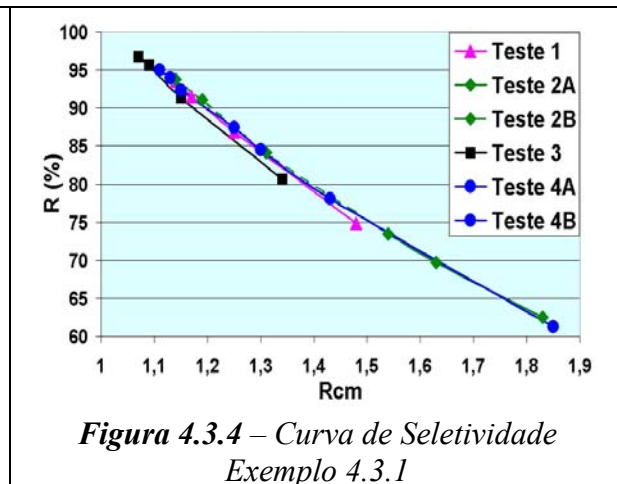


Figura 4.3.4 – Curva de Seletividade Exemplo 4.3.1

Equilíbrio:

O valor de R_e pode ser obtido por interpolação entre os valores destacados da Tabela 4.3.3. Sejam R_d e R_f os valores de recuperação imediatamente inferior e superior que R_e , respectivamente; e sejam c_d e c_f os teores de concentrado que delimitam o valor a_f da alimentação. O Leitor pode facilmente demonstrar que:

$$R_e = R_d + \frac{(c_d - a_f)(R_f - R_d)}{(c_d - c_f)}$$

$$\text{Teste 1: } R_{e1} = 74,90 + \frac{(62,20 - 57,64)(86,89 - 74,90)}{(62,20 - 55,30)} = 82,82$$

Do mesmo modo, $R_{e2} = 78,9$; $R_{e3} = 84,08$; $R_{e4} = 81,64$

Pode-se observar que os testes com dosagem única (testes 1 e 3) possuem um valor de equilíbrio bem superior ao obtido com a dosagem estagiada dos mesmos reagentes. O valor de R_e é a recuperação esperada para a flotação Rougher e a diferença em favor da dosagem única é bastante significativa.

Avaliação Cinética:

A Curva Cinética mostra uma significativa diferença na velocidade de flotação para ambos sistemas de dosagem, única ou estagiada. A dosagem estagiada requer de novo condicionamento e de maior tempo de flotação, sem oferecer resultados melhores que os obtidos na dosagem única, de modo que não se justifica esta aplicação. A Recuperação R_{oo} não é muito diferente entre os dois sistemas de dosagem, e os quatro testes excedem em muito o valor de equilíbrio do processo. Uma dosagem única próxima de 40/80 (reagentes A e B) permitiria aproximar-se do valor de equilíbrio com um perfil levemente inferior à primeira parte do teste 4. Do ponto de vista cinético, o teste 4A é o que melhor se aproxima do valor de equilíbrio (81 a 82%) com a menor quantidade de reagentes.

Avaliação da Seletividade:

A Curva de Seletividade ilustrada na Figura 4.3.4 possui pouca sensibilidade para registrar as diferenças entre os testes. Nesses casos, é recomendável estudar com maior detalhe apenas a Zona de Equilíbrio, que para este exemplo se encontra entre 79 a 84 % de recuperação, como ilustrado na Figura 4.3.5.

Nessa figura podemos observar que a seletividade melhora com a flotação mais lenta, com menor dosagem, seguindo um comportamento totalmente contrário ao observado na Curva Cinética. As conclusões são as mesmas obtidas nas análises anteriores, de que o excesso de reagentes conduz a uma menor seletividade para o processo. O teste 4A não precisaria da segunda dosagem.

Conclusões:

- A dosagem única de reagentes é melhor, em resultados metalúrgicos e em custos de investimento e de operação.
- O melhor teste, entre os avaliados, foi o 4A (a primeira parte do teste 4).
- A Recuperação de Equilíbrio encontra-se próxima de 82%.
- Recomenda-se um novo teste, de dosagem única, com 40/80 g/ton de reagentes.

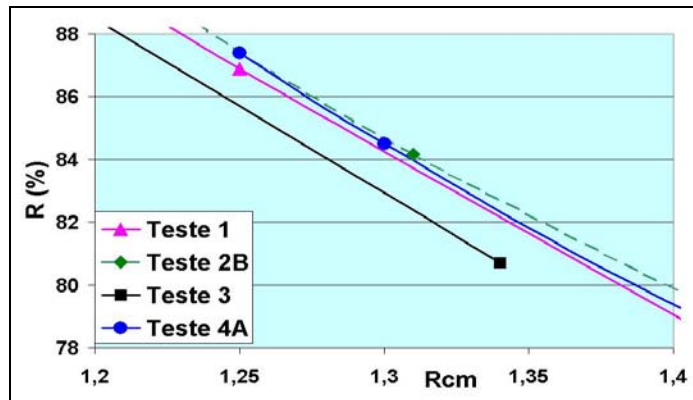


Figura 4.3.5 – Curva de Seletividade na Zona de Equilíbrio

Exemplo 4.3.2:

É estudada a recuperação de Cobre numa amostra de minério sulfetado. A amostra é moída até P80 = 105 micras (10% + 100 #) e, numa polpa de 40% de sólidos, é submetido a dois testes de flotação, ambos com pH 8,5. O objetivo da experiência é verificar os Resultados Metalúrgicos possíveis de se obter, levando em conta os mecanismos macroscópicos introduzidos pelo Modelo Operacional: Condições de Equilíbrio, comportamento Cinético e a Seletividade da flotação de Cu, para as condições de dosagem indicadas na Tabela 4.3.4. Os resultados do teste são apresentados na Tabela 4.3.5.

Tabela 4.3.4 – Condições do Teste, Exemplo 4.3.2

TESTE	REAGENTES (g/t)		REAGENTES (g/t)		CONDIÇÕES
	Coletor	Espumante	Coletor	Espumante	
1	40	40	-	-	Condicionamento: 2 minutos 5 concentrados parciais, a 1, 3, 5, 10 e 15 minutos
2	30	30	10	10	Condicionamento: 2 minutos 4 conc. parciais, a 1, 3, 5 e 10 min Condicionamento: +1 minuto + 3 concentrados parciais, a 1, 3 e 5 minutos cada

Solicita-se:

- Construir a Curva Cinética para cada teste;
- Construir a Curva de Seletividade, com ênfase na zona de operação (próximo do Ponto de Equilíbrio);
- Comentário técnico sobre os resultados obtidos, definindo: Dosagem única ou fracionada?; Melhor teste; Recuperação de equilíbrio; Outras conclusões.

Tabela 4.3.5 – Resultados dos Testes, Exemplo 4.3.2

N ^o	TESTE 1		TESTE 2	
	Massa, g	Teor, %	Massa, g	Teor, %
1	108,0	11,88	99,0	12,6
2	72,0	7,90	68,0	7,80
3	31,0	5,01	20,0	4,46
4	29,0	2,34	16,0	2,79
5	20,0	1,53	6,0	2,52
6	-	-	12,0	2,26
7	-	-	12,0	1,73
Rejeito	1.284,0	0,21	1.318,0	0,24

Os resultados são avaliados de acordo com metodologia apresentada no item 4.2.3, e são resumidos na **Tabela 4.3.6** a seguir:

Tabela 4.3.6 - TESTE 1

Produtos	Massa, g	% Massa (parcial)	SPLIT, %	Rcm	% Cu (parcial)	R, % (parcial)	R, % (Acum.)
1	108,0	6,99	6,99	14,30	11,88	54,02	54,02
2	72,0	4,66	11,66	8,58	7,90	23,95	77,96
3	31,0	2,01	13,67	7,32	5,01	6,54	84,50
4	29,0	1,88	15,54	6,43	2,34	2,86	87,36
5	20,0	1,30	16,84	5,94	1,53	1,29	88,65
Rejeito	1.284,0	83,16	83,16	-	0,21	11,35	11,35
Alimentação	1.544,0	100	100	1,00	1,54	100	100

TESTE 2

Produtos	Massa, g	% Massa (parcial)	SPLIT, %	Rcm	% Cu (parcial)	R, % (parcial)	R, % (Acum.)
1	99,0	6,38	6,38	15,67	12,60	54,45	54,45
2	68,0	4,38	10,77	9,29	7,80	23,15	77,60
3	20,0	1,29	12,06	8,29	4,46	3,89	81,49
4	16,0	1,03	13,09	7,64	2,79	1,95	83,44
5	6,0	0,39	13,48	7,42	2,52	0,66	84,10
6	12,0	0,77	14,25	7,02	2,26	1,18	85,28
7	12,0	0,77	15,02	6,66	1,73	0,91	86,19
Rejeito	1.318,0	84,98	84,98	-	0,24	13,81	13,81
Alimentação	1.551,0	100	100	1,00	1,48	100	100

Os valores em destaque correspondem aos valores próximos do Ponto de Equilíbrio do processo, onde o teor das alíquotas de concentrado se aproxima do teor da alimentação, para cada teste. Por tratar-se do mesmo minério o Ponto de Equilíbrio teria que ser quase o mesmo. Um exercício interessante para o Leitor seria a revisão dos cálculos da tabela anterior.

A Curva Cinética do Exemplo é mostrada na **Figura 4.3.6**. Por sua parte, a Curva de Seletividade é mostrada a seguir, na **Figura 4.3.7**.

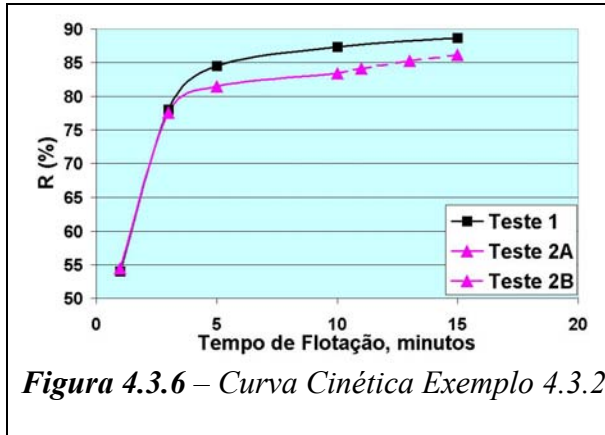


Figura 4.3.6 – Curva Cinética Exemplo 4.3.2

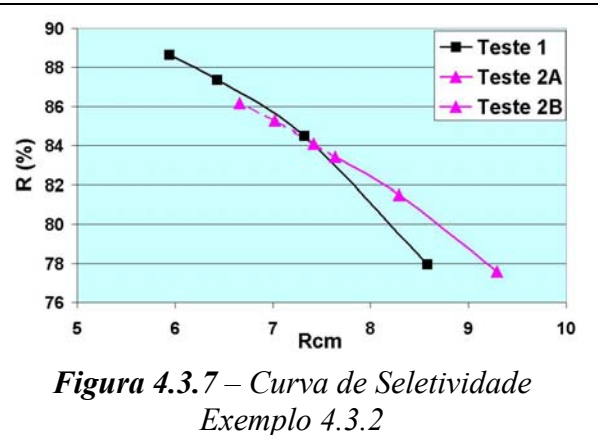


Figura 4.3.7 – Curva de Seletividade Exemplo 4.3.2

Equilíbrio:

O valor de R_e para o Teste 1 pode ser obtido por interpolação entre os valores destacados da Tabela 4.3.6, da mesma forma como mostrado em exemplo anterior. Para o caso do Teste 2, que não atingiu o Ponto de Equilíbrio, terá que ser feita uma extrapolação.

$$\text{Teste 1:} \quad R_{e1} = 87,36 + \frac{(2,34 - 1,54)(88,65 - 87,36)}{(2,34 - 1,53)} = 88,63$$

$$\text{Teste 2:} \quad R_{e2} = 86,19 + \frac{(1,73 - 1,48)(86,19 - 85,28)}{(2,26 - 1,73)} = 88,76$$

Pode-se observar que os testes possuem um valor de equilíbrio quase idêntico. O valor de R_e é a recuperação esperada para a flotação Rougher. O teste 2 não atinge o valor de equilíbrio, mostrando a ineficácia da dosagem estagiada dos reagentes.

Avaliação Cinética:

A Curva Cinética (Figura 4.3.6) mostra uma clara diferença na velocidade de flotação para ambos sistemas de dosagem, única ou estagiada. A dosagem estagiada requer de novo condicionamento sem oferecer resultados melhores que os obtidos na dosagem única, de modo que ela não se justifica. A Recuperação R_{oo} é de quase 2,5% a mais para a dosagem única. Do ponto de vista cinético, o teste 1 se aproxima de maneira quase perfeita do valor de equilíbrio (88,7%), de modo que essa dosagem de reagentes é a mais adequada.

Avaliação da Seletividade:

Na Curva de Seletividade, avaliada na zona de equilíbrio (88,7%), se observa que o teste 1 apresenta uma tendência de maior seletividade que o teste 2, como ilustrado na Figura 4.3.7.

Conclusões:

- A dosagem única de reagentes é melhor, em resultados metalúrgicos e em custos de investimento e de operação.
- O teste 1 apresenta a melhor condição de flotação.
- A Recuperação de Equilíbrio encontra-se próxima de 88,7%.
- No Ponto de Equilíbrio é esperada uma R_{cme} próxima de 6, o que significa que o teor de equilíbrio do concentrado Rougher será: $cr^* = 1,54 \times 0,887 \times 6 = 8,20 \% \text{ Cu}$

- O tempo de flotação utilizado é um pouco elevado (15 minutos), que significa quase 36 minutos na escala industrial. É recomendável repetir o teste com condições mais energéticas de flotação (verificar a velocidade de agitação), principalmente nos dois minutos de condicionamento. Um pequeno acréscimo na dosagem de Espumante pode ser interessante para o processo. O objetivo é reduzir o tempo de flotação para menos de 10 minutos.
 - Minérios de Cobre podem ser ainda mais seletivos ($Rcme > 6$) e, normalmente, a Recuperação de Equilíbrio atinge mais de 90%. Deve ser revisado o tamanho de liberação das partículas e redefinido o grau de moagem.
-

4.4.- Coletores e Espumantes

4.4.1 Mecanismos de Adsorção

Fuerstenau, D.W. (1988) comenta que un “buen” reactivo es aquel que produce una alta recuperación y alta ley de concentrado (nosotros llamaríamos de alta “selectividad”) a un costo reducido. El incremento de ley, según Fuerstenau, puede ser procurado químicamente, mediante el descubrimiento de colectores, depresores y activadores más selectivos. Para el caso de la flotación de Sulfuros, durante muchos años los principales reactivos colectores utilizados (casi 98%) provienen de alguna forma de Xantato.

Fuerstenau, D.W. (1988) comenta que um “bom” reagente é aquele que produz uma alta recuperação e alto teor de concentrado (nós chamaríamos de alta “seletividade”) a um custo reduzido. O incremento de teor, segundo Fuerstenau, pode ser procurado quimicamente, mediante o achado de coletores, depressores e ativadores mais seletivos. Para o caso da flotação de Sulfetos, durante muitos anos os principais reagentes coletores utilizados (quase 98%) provém de alguma forma de Xantato.

Como indicado no Item 1.2.1 (**Capítulo 1**), não é o nosso objetivo aprofundar na química de superfícies sobre o fenômeno de adsorção do coletor. Neste **Item 4.4** iremos analisar apenas alguns procedimentos laboratoriais e critérios macroscópicos de avaliação (Cinética e Seletividade) e sua utilização como ferramenta de extrapolação para as operações industriais. Existem avanços importantes no estudo químico da flotação de óxidos e silicatos, nos aspectos eletroquímicos na flotação de sulfetos (controle de Eh) e na presença de sais solúveis, todos eles são temas que apresentam um interessante campo de estudo para fins científicos, porém, fora do escopo deste texto, mais interessado nos aspectos de engenharia do processo. Da leitura de diversos artigos e livros sobre o tema, sugerimos ao leitor os seguintes textos especializados: **Glembotskii V.A. e outros (1972)**; **Fuerstenau M.C. (1976)**; **King R.P. (1982)**; **Ives K.J. (1984)**; **Leja J. (Química de Flotação: 1982, 1984)**; **Chander S. (1988)** e **Somasundaran, P. e Moudgil, B.M. (“Reagents in the Mineral Industry”, Marcel Dekker – Editor – New York, 1988).**

No processo de flotação, para que a união partícula/bolha tenha sucesso, é necessário que dois critérios básicos sejam previamente cumpridos (**Leal Filho L.S. e Rodrigues G.A., 1992**):

Critério Termodinâmico

A adesão partícula/bolha precisa de um decréscimo na energia livre das interfaces envolvidas. Esta condição, em teoria, é estabelecida através da ação de agentes coletores, que proporcionam um ângulo de contato favorável.

Critério Cinético

Uma barreira energética, representada por uma resistência ao adelgaçamento exibida por filmes líquidos existentes ao redor de partículas e de bolhas que se aproximam, deve ser vencida, para permitir um contato mais íntimo entre ambas. O adelgaçamento destes filmes líquidos é condição obrigatória para a coleta de partículas pela bolha. Deste modo, enquanto os coletores são utilizados para a regulação de tensões interfaciais (critério termodinâmico), os espumantes são utilizados para favorecer o adelgaçamento e a ruptura do filme aquoso existente entre partículas e bolhas (critério cinético).

Os coletores são formados por moléculas com uma porção polar e outra apolar. A parte polar dos coletores é adsorvida na superfície das partículas “coletadas” e a parte apolar fica em contato com o meio, proporcionando à partícula uma maior afinidade com o ar (hidrofobia). Um dos critérios que devem ser preenchidos por um bom coletor, para uma determinada substância, é o chamado “critério de imobilidade” (Pereira A.M.T. e Brandão P.R.G., 1992). O critério de imobilidade estabelece que o coletor adsorvido deve formar uma camada persistente, compacta e estável sobre a superfície da partícula (formação de um componente estável no sistema hidrodinâmico, Item 1.2.3, **Capítulo 1**). As moléculas dos coletores podem se adsorver na superfície dos minerais de três maneiras principais (Pereira e Brandão): **quimissorção**, formação de complexos com íons da rede mineral; **adsorção física**, sem transferência de carga e **adsorção eletrostática** sobre uma rede de contra-íons.

4.4.2 Tipos de Coletor

*Es necesario recordar que existen, fundamentalmente, dos tipos de flotación: la flotación selectiva y la flotación no-selectiva (Ítem 3.1). En la flotación selectiva se obtiene una razón de concentración de masa total (Rcm) de 25 o más; en la flotación no-selectiva es movilizada mucha masa por la fase espuma, donde la Rcm total de la planta puede alcanzar valores inferiores a 4, o sea, más de 25% da masa alimentada es transferida para el concentrado. Crozier R.D. (1990) preparó la **Tabla 4.4.1** a seguir:*

É necessário lembrar que existem, fundamentalmente, dois tipos de flotação: a flotação seletiva e a flotação não-seletiva (**Item 3.1**). Na flotação seletiva se obtém uma razão de concentração de massa total (**Rcm**) de 25 ou mais; na flotação não-seletiva é mobilizada muita massa pela fase espuma, onde a **Rcm** total da usina pode atingir valores inferiores a 4, ou seja, mais de 25% da massa alimentada é transferida para o concentrado. **Crozier R.D.** (1990) preparou a **Tabela 4.4.1** a seguir:

Tabela 4.4.1 – Flotação em EEUU, 1960/1975

Ano	1960	1970	1975
Sulfetos			
Minério tratado (t)	141.022.000	256.545.000	253.052.000
Rcm	26,5	31,8	37,6
Carbonatos Metálicos e Óxidos			
Minério tratado (t)	2.594.000	20.193.000	27.408.000
Rcm	3,0	1,7	1,9
Minérios Não Metálicos			
Minério tratado (t)	32.901.000	73.603.000	91.763.000
Rcm	3,0	3,4	3,5
Antracito e Carvão			
Minério tratado (t)	3.738.000	11.824.000	11.890.000
Rcm	1,5	1,5	1,6

*Para el caso de los sulfuros metálicos, se puede observar en la Tabla 4.4.1 que la gradual reducción de la ley de los minerales alimentados ha obligado a aumentar la capacidad de tratamiento y, para mantener la ley del concentrado final, ha sido necesario aumentar la selectividad (**Rcm**) de los procesos.*

Para o caso dos sulfetos metálicos, pode-se observar na Tabela 4.4.1 que a gradativa redução do teor dos minérios alimentados tem obrigado a aumentar a capacidade de tratamento e, para manter o teor do concentrado final, tem sido necessário aumentar a seletividade (**Rcm**) dos processos.

Os últimos três grupos de materiais mostrados na tabela se referem a flotação não-seletiva, onde as quantidades de reagentes utilizados são enormes, em proporção com a quantidade de massa mobilizada para o concentrado. Da tabela podemos observar, para o ano de 1975, que mesmo tratando quase o dobro de sulfetos em relação aos outros grupos pouco seletivos (253.052.000 t contra 131.061.000 t), a quantidade de concentrado é inferior:

$$\begin{aligned} \text{Concentrados de Sulfetos} &= 253.052.000 / 37,6 = 6.730.106 \text{ t} \\ \text{Outros Concentrados} &= 27.408.000 / 1,9 + 91.763.000 / 3,5 + 11.890.000 / 1,6 = \\ &= 48.074.513 \text{ t} \end{aligned}$$

Pela natureza não-seletiva dos reagentes utilizados na flotação de minérios industriais, o seu consumo é 10 vezes maior que o volume de reagentes utilizado na flotação de sulfetos. Os mais importantes minérios industriais processados são: Fosfatos (45%) e minério de ferro (15,5%), este último em processo de flotação inversa, onde o ferro corresponde ao material afundado. Crozier divide os coletores em dois grupos principais: os que são quimicamente adsorvidos e os que não são. Quase 90% dos reagentes utilizados como coletor para minérios industriais são sabões e ácidos graxos, os quais não são quimicamente adsorvidos. A maioria dos coletores usados na flotação não metálica é de ativação de superfície, e atuam em função dupla como coletores e espumantes, simultaneamente.

Como veremos no **Item 4.7**, a qualidade da água é de fundamental importância (maior que para os sulfetos) porque tanto os íons como os cátions presentes em solução interferem com a ação do reagente.

Acosta F.M. e outros (1991) pesquisaram a eficiência do Xantato, como coletor para sulfetos de Cobre, em função do número de átomos de carbono na molécula de reagente. Como mostrado na **Tabela 4.4.2**, para o caso do concentrador de Almagrera, Espanha, as diferenças podem ser muito significativas. A experiência com estes reagentes tem mostrado que o Xantato começa a se decompor quimicamente em pH abaixo de 5. Ele é, sem dúvida, muito eficiente em pH alcalino, principalmente na faixa de pH = 10,5.

Tabela 4.4.2 – Efeitos de Xantato como coletor de Cobre em Almagrera, Espanha.

Coletor	Nº átomos de carbono	R ₀₀ (%)
Etil Xantato Na	2	18
Isopropil X Na	3	47
PAX (potassium amyl xanthate)	5	70
Hexil Xantato Na	6	70

4.4.3 Efeito “Trade-Off” nas Avaliações Clássicas

Dowling Jr., E.C. Klimpel R.R. e Aplan F.F. (1986) observam que quando um Espumante mais rápido substitui um outro mais lento, é produzido um significativo incremento na velocidade de flotação associado a um significativo decréscimo na recuperação última (R_{∞}). Esta situação de cruzamento (trade-off) entre R/k foi encontrada em todos os testes feitos deste tipo, como ilustrado na **Figura 4.4.1**.

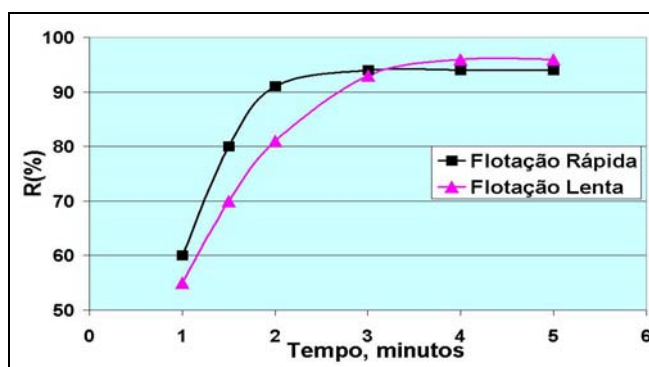


Figura 4.4.1 – Efeito Trade-Off com Espumante (Dowling Jr. e outros, 1986)

Na visão do **Modelo Operacional**, a existência do efeito “trade-off” não afeta o mecanismo real de flotação, por duas razões principais: nas operações contínuas a retirada de massa é distribuída ao longo do banco de flotação, aproveitando ao máximo o tempo de residência disponível no circuito; além disso, o fenômeno observado por Dowling e Klimpel acontece perto de valores de $R_{\infty} = 95\%$, muito acima da Recuperação de Equilíbrio (R_e) onde o Rougher deve ser normalmente operado.

Para o ambiente de laboratório, com flotação descontínua, a curva apresentada pela flotação “rápida” mostra um mau aproveitamento do potencial hidrofóbico do espumante, levantando muita ganga no começo do processo e perdendo força nos minutos seguintes. Em geral, o fato dos modelos clássicos de flotação trabalhar apenas com a avaliação de R_{∞} , quase sempre longe do equilíbrio, tende aos trabalhos de laboratório para a aplicação de excesso de reagentes e em valores de Recuperação acima de 95%, muito distantes da zona de equilíbrio dos processos, que se encontra normalmente na faixa de 85 a 91%⁽¹⁾. Além disso, geralmente é avaliado apenas o mecanismo cinético do processo e não a seletividade de cada condição testada, por exemplo, para a flotação de sulfetos de Cobre, na presença de Pirita, Klimpel tem utilizado os fatores R_{Cu} / R_{Pirita} e k_{Cu} / k_{Pirita} , para verificar a melhor condição do processo, ou seja, uma comparação entre fatores cinéticos, sem considerar a seletividade.

Na **Figura 4.4.2** é ilustrado um método utilizado por **Dowling Jr. E.C., Klimpel R.R. e Aplan F.F.** (1986) para avaliar o efeito do “trade-off” junto com o aumento da dosagem de Coletor. Nesta figura podemos observar que, na medida em que o coletor é incrementado, a partir de zero, R_{∞} e k crescem simultaneamente. Na faixa de 0,01 a 0,07 kg/t de coletor, R_{∞} continua aumentando até um valor máximo de quase 99% e as curvas de R_{∞} e de k se cruzam, definindo o chamado efeito “trade-off”.

(1) Um dos minérios mais seletivos até agora observado pelo Autor é o minério de Cobre da mineração Caraíba, Brasil (Yovanovic, 1988), onde o Ponto de Equilíbrio está situado em $R_e = 92\%$ para $R_{cm} = 15,4$.

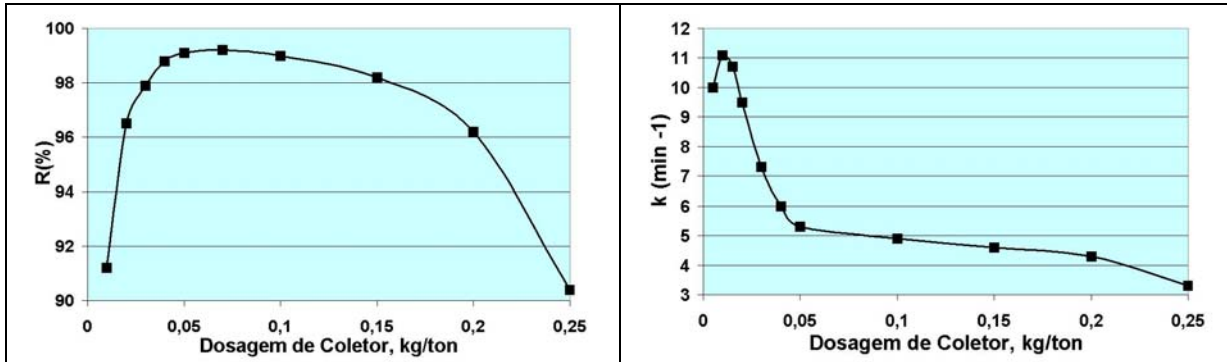


Figura 4.4.2 – Efeito de Trade-Off com Coletor (Dowling Jr. e outros, 1988)

Los Autores afirman que, en la práctica, cuando una planta estuviere trabajando en estas condiciones, la adición de más colector traería consigo una menor Recuperación global para el proceso. En la opinión del **Modelo Operacional**, esta situación nunca tendría que ocurrir en la práctica, pues el Rougher nunca debe ser operado a valores tan altos de recuperación. En resumen, el “trade-off” es un efecto absolutamente teórico y sólo existe en el laboratorio cuando son utilizadas altísimas dosificaciones de reactivos, con recuperación muy fuera de la realidad industrial ($R_{00} \gg R_e$), además, es necesario insistir en la falta de evaluación de la selectividad del proceso, que presentan los abordajes convencionales.

Os Autores afirmam que, na prática, quando uma usina estiver trabalhando nestas condições, a adição de mais coletor traria consigo uma menor Recuperação global para o processo. Esta situação nunca teria que acontecer na prática, pois o Rougher nunca deve ser operado a valores tão altos de recuperação. Em resumo, o “trade-off” é um efeito absolutamente teórico e só existe no laboratório quando utilizadas altíssimas dosagens de reagentes, com recuperação muito fora da realidade industrial ($R_{00} \gg R_e$), além disso, é necessário insistir na falta de avaliação da seletividade do processo, que apresentam as abordagens convencionais.

Forsdyke C. (1984), utilizando a metodologia de Klimpel, avalia o comportamento de diferentes Espumantes para a flotação de sulfetos de Cobre e também observa o efeito do “trade-off”, ou seja, aumenta a constante cinética gradativamente junto com o aumento da quantidade de espumante, mas cai a recuperação a partir de determinado valor de dosagem. Na **Figura 4.4.3** são ilustrados os resultados obtidos por Forsdyke para três tipos de espumante, trabalhando com o coletor Z-200, com 0,045 lb/ton de dosagem e a pH = 10,4.

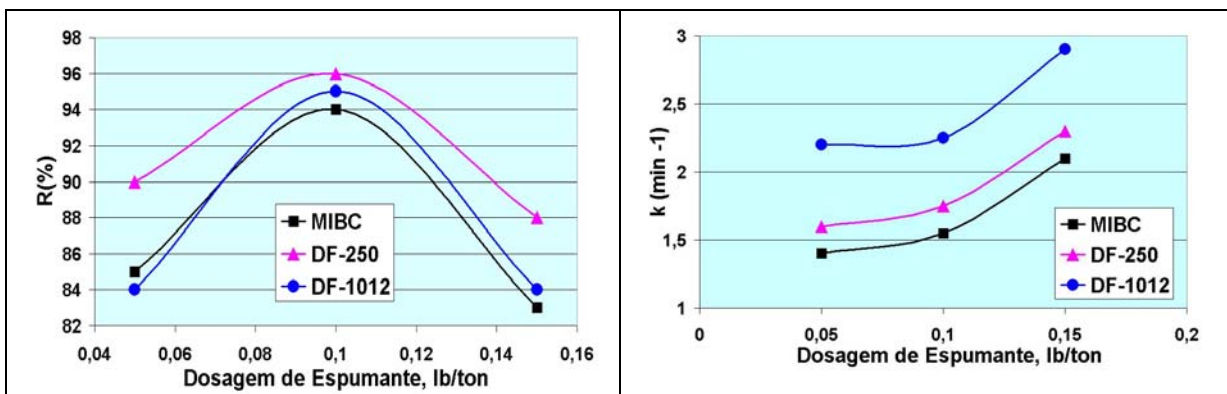


Figura 4.4.3 – Efeito Trade-Off com Espumante (Forsdyke, 1984)

4.4.4 Efeitos Físicos

No **Item 3.6** foi comentado que a seletividade dos minérios não apresenta muita diferença em função do teor de alimentação ao processo. **Dowling Jr. E.C., Klimpel R.R. e Aplan F.F.** (1986), mediante experiências em laboratório para minério de Zinco, observam que as mudanças no teor de alimentação têm pouco efeito no valor de R_{00} , na faixa de 1 até 10% Zn, como ilustrado na **Figura 4.4.4**. Foi observado que quando o teor de Zn era superior a 10%, uma queda significativa de k era observada, mesmo com coletores diferentes.

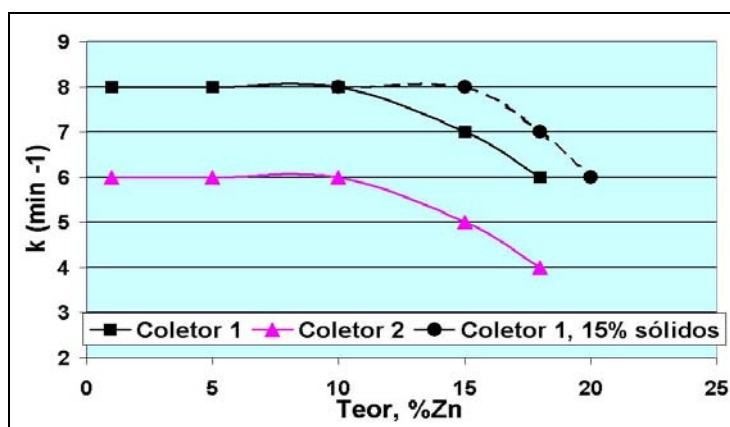


Figura 4.4.4 – Efeitos Físicos do Aumento de Teor (**Dowling Jr. e outros**, 1986)

Os aspectos físicos observados na experiência foram atribuídos a problemas de remoção de massa (o chamado “SPLIT”, que equivale ao valor inverso da R_{cm}). A experiência foi realizada com polpa a 30% de sólidos em peso, a qual foi reduzida para 15% melhorando o valor de k , como mostrado na figura 4.4.4. As conclusões desta experiência têm orientado os operadores e principalmente os fabricantes de equipamentos para reduzir a % de sólidos nas operações de limpeza, constituindo-se num dos **paradigmas da flotação**.

El Modelo Operacional establece que la recuperación es función de la R_{cm} (1ª Ley) y ella disminuye cuando la ley de la alimentación aumenta, quedando más difícil “levantar” masa por el labio de la celda (recordemos que junto con el aumento de la ley disminuye la cantidad de ganga presente). De este modo, en sistema batch, la única forma de aumentar el SPLIT de masa concentrada consiste en adicionar agua, para dar sustentación másica a la camada de espuma.

O **Modelo Operacional** estabelece que a recuperação é função da R_{cm} (1ª Lei) e ela diminui quando o teor da alimentação aumenta, ficando mais difícil “levantar” massa pelo lábio da célula (lembramos que junto com o aumento do teor diminui a quantidade de ganga presente). Deste modo, em sistema batch, a única forma de aumentar o **SPLIT** de massa concentrada consiste em adicionar água, para dar sustentação mássica à camada de espuma.

Na escala contínua industrial, o incremento de água é muito prejudicial e reduz o tempo de residência nas usinas ou aumenta o tamanho dos projetos de usinas industriais. A solução do problema mássico derivado do aumento de teor é aumentar o número de células de flotação nas etapas de limpeza, ou seja, várias células de menor tamanho são melhores que poucas células grandes. Para atingir $R_{cm} < 1,5$, como é comum nas etapas finais de limpeza, um número mínimo de 4 a 5 células é recomendável. A % de sólidos deve ser mantida acima de 35 a 40%, permitindo maximizar o tempo de residência disponível, o qual incrementará a seletividade do processo.

Existe uma grande interação entre a estrutura química do Espumante, a sua dosagem e o tamanho da partícula a ser flotada, como já indicado no Item 2.6.1 (Capítulo 2). **Klimpel R.R e outros** (1987) estudaram a faixa de tamanho onde dois dos espumantes mais conhecidos apresentaram a melhor recuperação, para sulfetos de Cobre: MIBC (Metil Isobutil Carbinol), de 20 a 80 micras; DW250 (Dowfroth 250) de 35 a 150 micras, como ilustrado na **Figura 4.4.5**.

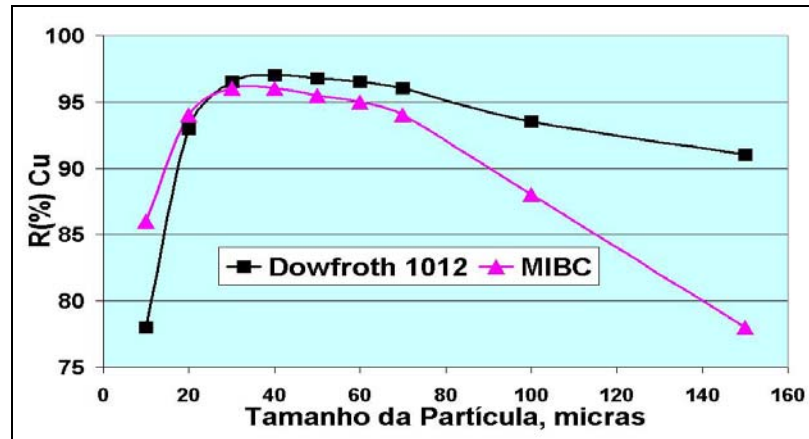


Figura 4.4.5 – Dependência do Tamanho da Partícula para Sulfetos de Cobre

*Estos Autores confirmaron, también, que las partículas medianas y gruesas ($> 50 \mu\text{m}$) presentan una buena extrapolación para la escala industrial (R y k), situación que no acontece con las partículas finas. Ellos proponen una combinación de espumantes para alcanzar de forma más eficiente todas las fajas granulométricas del flujo, como demostrado en la experiencia ilustrada en **Tabla 4.4.3**.*

Estes Autores confirmaram, também, que as partículas médias e grossas ($> 50 \mu\text{m}$) apresentam uma boa extrapolação para a escala industrial (R e k), situação que não acontece com as partículas finas. Eles propõem uma combinação de espumantes para atingir de forma mais eficiente todas as faixas granulométricas do fluxo, como demonstrado na experiência cujos resultados são mostrados na **Tabela 4.4.3**.

Tabela 4.4.3 – Efeitos da Mistura de Espumantes

Espumante	R(%) Finos, - 200 μm	R(%) Grossos, + 200 μm
DF 1012	93	90
XK 35004 00L	80	93
Mistura de ambos	91	90,5

Os resultados obtidos com a mistura não atingem o máximo individual para cada uma das faixas, mas, a decisão de mistura irá depender de uma completa avaliação técnico-econômica, que considere a distribuição granulométrica da alimentação. Outra opção muito utilizada consiste na separação dos fluxos grossos dos finos, em dois circuitos diferentes.

Para o caso do Coletor, temos comentado sobre a importância do potencial eletroquímico (E_h). Para um caso específico, Klimpel demonstra que a seletividade é ótima quando o coletor é agregado na polpa e esta apresenta E_h menor que zero (medido em eletrodo de Platina). Quando o E_h adquire um valor positivo a flotação procede muito lentamente. Para manter o E_h negativo é necessário adicionar Cal e tomar muito cuidado com a qualidade da água utilizada.

A adição de coletores relativamente insolúveis no moinho que precede a operação de flotação aumenta muito significativamente este efeito, atuando na superfície das partículas recém liberadas, coletando-as antes da sua oxidação. Posteriormente o próprio Klimpel (1988, **Mining Engineering**) comenta sobre a necessidade de alta dosagem de coletor para flotar partículas de maior tamanho, coisa que não acontece com as partículas mais finas; porém, Klimpel reconhece o efeito prejudicial do excesso de coletor na seletividade do processo.

Forsdyke C. (1984), utilizando a metodologia de Klimpel, avalia o efeito da temperatura nos parâmetros cinéticos observados no laboratório. Para a flotação catiônica da Sílica (com Amina, a pH = 5,0), os resultados obtidos experimentalmente são apresentados na **Figura 4.4.6**.

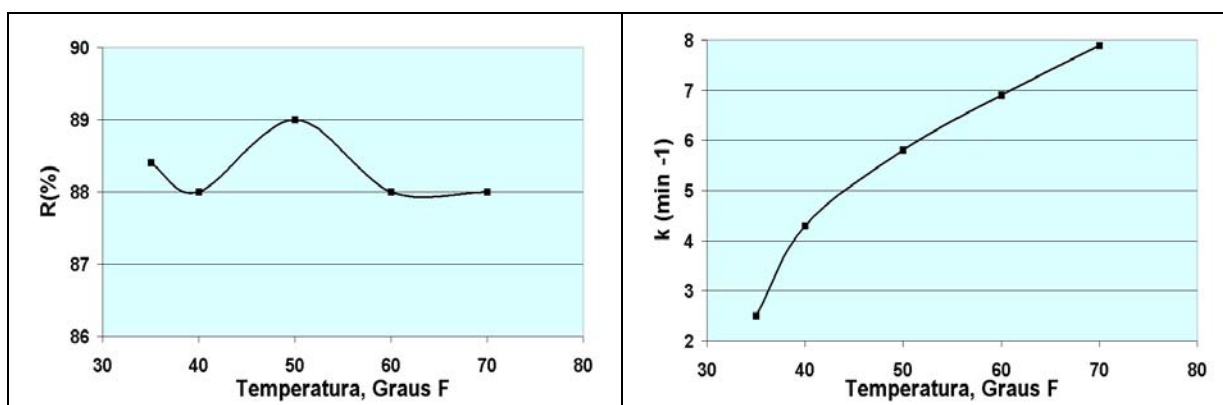


Figura 4.4.6 – Efeitos da Temperatura na Flotação de SiO₂ (Forsdyke, 1984)

La temperatura parece tener poco efecto sobre la recuperación (R_{00}), mas una fuerte influencia en la constante cinética de flotación (k). En países Escandinavos este efecto se ha manifestado apenas por las mudanzas climáticas entre verano e invierno. El aumento de temperatura produce una reducción en la viscosidad de la pulpa, facilitando el transporte macromolecular de masa, y pode haber sido parcialmente esa la razón del incremento de la constante cinética.

A temperatura parece ter pouco efeito sobre a recuperação (R_{00}), porém uma forte influência na constante cinética de flotação (k). Em países Escandinavos este efeito tem-se manifestado apenas pelas mudanças climáticas entre verão e inverno. O aumento de temperatura produz um decréscimo na viscosidade da polpa, facilitando o transporte macromolecular de massa, e pode ter sido parcialmente essa a razão do incremento da constante cinética.

4.4.5 Efeito Sinérgico da Adição de Reagentes

Kelebek S. y Huls B.J. (1991) relatam la acción sinérgica que produce la adición simultánea de dos tipos diferentes de Espumante, los cuales individualmente presentan el mismo comportamiento, mas que agregados en mezcla presentan una mayor velocidad de flotación. Las experiencias fueron realizadas para mineral de Cu-Ni de la Strathcona Mines (Canadá), con flotación de Calcopirita en la ausencia de Colector, después de la separación magnética de la pulpa. **Bulatovic S. y Salter R.S.** (1991) efectúan un estudio de Colectores para sulfuros refractarios de Cobre, donde fue testada la dosificación por separado o mezclada de Xantato y Aerophine 3418A (Cyanamid Brand). En igualdad de otras condiciones de teste, la mezcla colector presenta una significativa mejoría en la velocidad de flotación, cuando ella es mezclada previamente, antes de su dosificación, como ilustrado en la **Figura 4.4.7**.

Kelebek S. e Huls B.J. (1991) relatam a ação sinérgica que produz a adição simultânea de dois tipos diferentes de Espumante, os quais individualmente apresentam o mesmo comportamento, mas que agregados em mistura apresentam uma maior velocidade de flotação. As experiências foram realizadas para minério de Cu-Ni da Strathcona Mines (Canadá), com flotação de Calcopirita na ausência de Coletor, após a separação magnética da polpa. **Bulatovic S. e Salter R.S.** (1991) efetuam um estudo de Coletores para sulfetos refratários de Cobre, onde foi testada a dosagem por separado ou misturada de Xantato e Aerophine 3418A (Cyanamid Brand). Em igualdade de outras condições de teste, a mistura coletora apresenta uma significativa melhoria na velocidade de flotação, quando ela é pré-misturada antes da sua dosagem, como ilustrado na **Figura 4.4.7**.

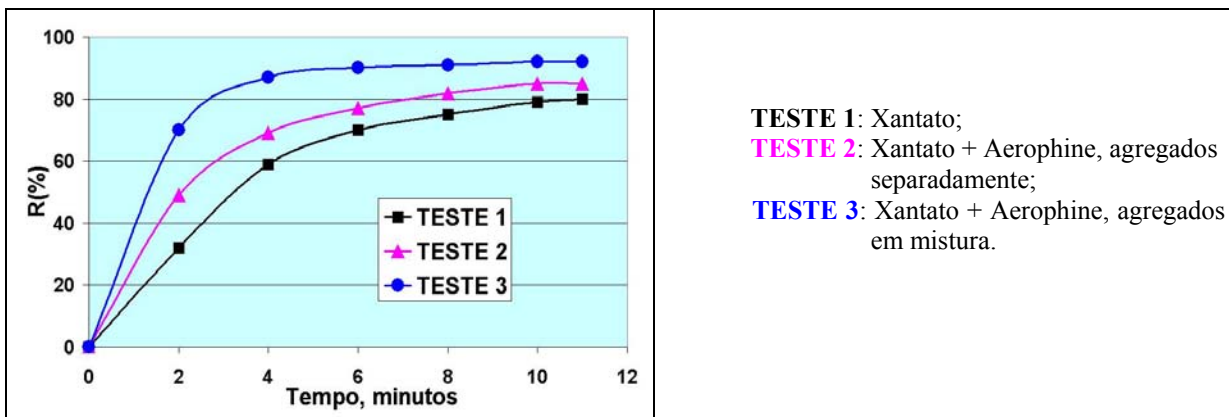


Figura 4.4.7 – Efeito Sinérgico de Mistura Coletora (**Bulatovic e Salter**, 1991)

Valdiviezo E.V. e Farias de Oliveira J. (1992) também estudam este aspecto, que já fora citado por **Glembotskii V.A. e outros** (1972). A partir de medições de tensão superficial e de ângulo de contato foi estudado e comprovado o efeito sinérgico da combinação de coletores na redução da tensão superficial e no aumento da hidrofobia de superfícies minerais em minérios de Pirita, Fluorita e Calcita. A experiência misturou Oleato de Sódio e Cetil Trimetil Brometo de Potássio, e esta mistura apresentou redução de tensão superficial e aumento da hidrofobia nas espécies antes citadas, em comparação ao efeito individual de cada um dos coletores.

Leal Filho L.S. e Rodrigues G.A. (1992) estudaram os reagentes chamados de “Boosters”, que são auxiliares de coleta. Estes reagentes são tenso-ativos não iônicos, capazes de atuar cooperativamente com o agente coletor em sistemas de flotação. A ação conjunta: Coletor/Booster ocorre tanto na interface mineral/solução, influenciando o grau de hidrofobia do adsorvente, como na interface ar/solução, modificando a cinética de adesão partícula/bolha e as características da espuma do sistema. Por tratar-se de tenso-ativos não iônicos, estes auxiliares de coleta, por si mesmos, não seriam capazes de ser adsorvidos na interface mineral/solução, a ponto de propiciar uma maior hidrofobia da mesma; mas, atuando em conjunto com o Coletor, o efeito é atingido. Em experiências de flotação aniônica de Quartzo, utilizando eteramina como coletor, para amostras puras de quartzo, a mistura deste com o tenso-ativo não iônico nonil fenol etoxilado, em relação mássica 4:1, propiciou um aumento de 20% na flotabilidade do quartzo.

4.5 Depressores

4.5.1 Mecanismos de Depressão e Tipos de Depressores

Estes reagentes são muitíssimo utilizados no tratamento de sulfetos metálicos, principalmente refratários (de baixa recuperação e seletividade). Neste campo se destacam:

- O mais eficiente reagente depressor da Pirita é a Cal. Na presença de íons solúveis de Cobre, que ativam a Pirita, é utilizado também o SO₂ ou o Cianeto;
- Na separação da Molibdenita de sulfetos de Cobre é utilizado o sulfeto ácido de Sódio (NaHS) ou o hidrosulfeto (H₂S) para deprimir os sulfetos de Cobre sem afetar a flotabilidade da Molibdenita, em ambiente alcalino.
- O Amido, por exemplo, funciona como depressor de ganga na flotação de rochas fosfáticas e como depressor de mineral útil na flotação inversa de minérios de ferro.

Gebhardt J.E. e Kotlyar D.G. (1991) estudaram os mecanismos da depressão de minérios sulfetados mediante a adição de hidrosulfetos (NaHS e H₂S). Este processo é comumente utilizado na separação de sulfetos de Cobre da Molibdenita (MoS₂), a partir do concentrado misto Cu-Mo. A depressão de Calcocita (Cu₂S) e de Calcopirita (CuFeS₂), previamente flotadas com Xantatos ou Tiocarbamatos, possui dois mecanismos principais:

1. A depressão acontece no caso em que a adição de hidrosulfeto seja suficiente para produzir uma condição eletroquímica (uma queda no potencial redox) que provoque uma dessorção parcial do coletor, no caso do Xantato. Por sua parte, o mecanismo de reação de dessorção do coletor é um processo de deslocamento químico reversível (**Fuerstenau M.C.**, 1982).
2. Interação do hidrosulfeto com o coletor adsorvido na superfície do minério de Cobre, sem mudança no potencial eletroquímico. A afinidade do hidrosulfeto pela superfície da partícula de Cobre é maior que a do coletor.

Auger S. e outros (1991), sobre experiências com sulfetos de Cobre, sugerem outro mecanismo para a depressão, além da disputa entre Coletor/Depressor pela superfície do minério de Cobre sulfeto. Por exemplo, a aplicação de Dextrina, sugere a formação de uma película hidrofílica no mineral, prevenindo a adsorção do Coletor, ou uma película hidrofílica colada ao Coletor que se encontra ao redor da superfície do minério. Os Autores comentam a existência de uma grande diversidade de reagentes depressores, como resumido na **Tabela 4.5.1**.

Tabela 4.5.1 – Tipos de Depressores Mais Comuns (**Auger S. e outros**, 1991)

Inorgânicos	Orgânicos
<ul style="list-style-type: none"> • Cal Hidratada • Sulfato de Zinco • Cianeto de Sódio • Dióxido de Enxofre • Sulfeto de Sódio • Hidrosulfetos 	<ul style="list-style-type: none"> • Polímeros: Starch, Dextrina, Guar, Celulosa • Grupos Funcionais para usos específicos: Aminas, Sulfonatos e Hidróxidos.

4.5.2 Tratamento de Sulfetos de Cobre Refratários

As variáveis mais importantes que devem ser consideradas na avaliação de depressores são: a dosagem, o ponto de adição, o tipo de Coletor utilizado, o conteúdo de sulfeto no minério e o grau de oxidação da polpa. Por exemplo, Gebhardt e Kotlyar, no estudo de hidrosulfetos, concluem que o nível de oxidação da superfície, o seu pré-tratamento e a presença ou ausência de ar determinam a quantidade de hidrosulfeto requerida para produzir a depressão. Na **Tabela 4.5.2** é mostrado um exemplo para depressão de Calcocita, a qual foi previamente flotada com Etil Xantato.

Tabela 4.5.2 – Depressão de Calcocita (Gebhardt e Kotlyar, 1991)

[HS ⁻], Concentração (M)	% Recuperação	Eh (volts)
0	100	- 0,18
5 x 10 ⁻⁶	67	- 0,30
1 x 10 ⁻⁵	0	- 0,48

Bulatovic S. e Salter R.S. (1991) estudaram o uso de depressores para viabilizar a concentração de minérios de Cobre sulfeto altamente refratário. Aproveitaremos para descrever as características dos minérios chamados de “refratários”, que correspondem a minérios cuja performance metalúrgica é insuficiente através de processos convencionais, tornando antieconômica sua exploração. Por exemplo, para os minérios refratários de Cobre sulfetado, 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 micras, prejudicando a sua flotabilidade, além do alto custo de moagem;
- A presença de minérios secundários de Cobre (Bornita – Cu₅FeS₄, Covelina – CuS e Digenita), normalmente solúveis, aumenta a presença de íons em solução, que são adsorvidos na superfície dos minérios, prejudicando a sua seletividade. Além disso, promove a ativação da Pirita.

Bulatovic e Salter desenvolveram interessantes estudos de laboratório para três tipos de minérios refratários de sulfetos de Cobre, cujas características são mostradas na **Tabela 4.5.3**.

Tabela 4.5.3 – 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

En muchos casos, ni la Cal ni el Cianuro son efectivos cuando el mineral es molido muy finamente, como es el caso de los minerales refractarios. La aplicación de altas dosificaciones de Cal, como sería necesario en estos casos, para deprimir Pirita fina y ultra fina, acaba deprimiendo los propios sulfuros de Cobre de nuestro interés, como ilustrado en la **Figura 4.5.1**, que presenta las curvas de Recuperación en función de la dosificación de Cal, para cada tipo de mineral, comparando el comportamiento del Cobre contra las especies Pirita/Pirrotita. El Colector utilizado fue el K-Amil Xantato, y el mineral del tipo B presentó los mejores resultados.

Em muitos casos, nem a Cal nem o Cianeto são efetivos quando o minério é moído muito finamente, como é o caso dos minérios refratários. A aplicação de altas dosagens de Cal, como seria necessário nestes casos para deprimir Pirita fina e ultrafina, acaba deprimindo os próprios sulfetos de Cobre do nosso interesse, como ilustrado na **Figura 4.5.1**, que apresenta as curvas de Recuperação em função da dosagem de Cal, para cada tipo de minério, comparando o comportamento do Cobre contra as espécies Pirita/Pirrotita. O Coletor utilizado foi o K-Amil Xantato, e o minério do tipo B apresentou os melhores resultados.

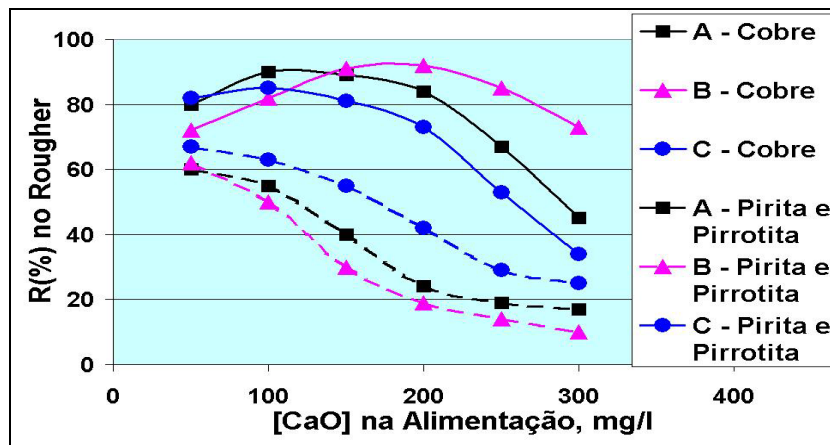


Figura 4.5.1 – Aplicação de Cal em Minérios Refratários (Bulatovic e Salter, 1991)

Para os minérios A e C, que apresentaram resultados deficientes, foi testada a utilização de SO₂ para modificar o pH da polpa, após a aplicação de 300 mg/l de Cal, cujos resultados são ilustrados na **Figura 4.5.2**. Para o minério C, o tratamento resulta eficiente para pH entre 7,5 a 9,5. Para o minério A, o tratamento não apresentou os efeitos esperados.

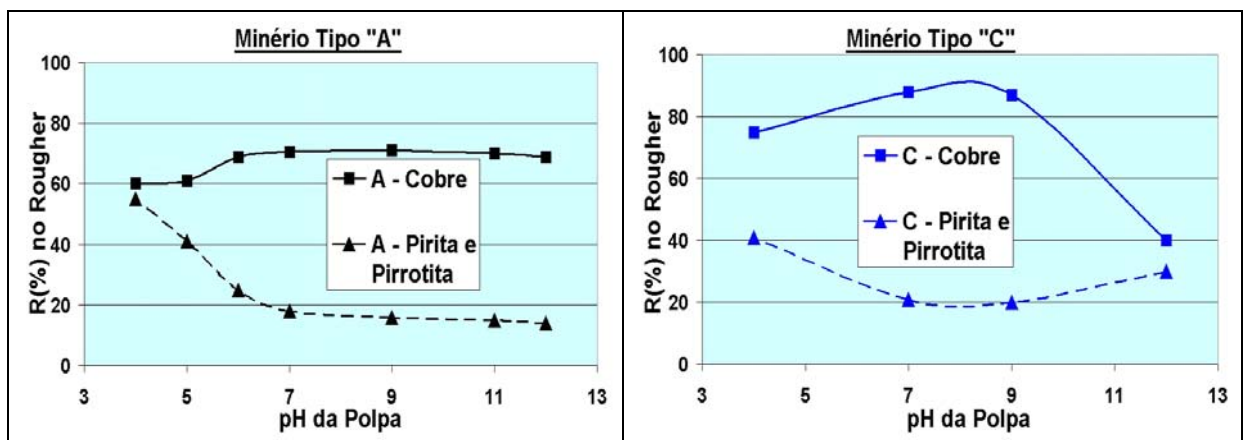


Figura 4.5.2 – Ajuste de pH com SO₂ (Bulatovic e Salter, 1991)

Além da regulação do pH foram testados alguns novos reagentes chamados de “ajuda à seletividade”. Com os minérios do tipo A e B foi testado um reagente denominado **A3-3**, cujos resultados foram bastante satisfatórios, principalmente para o minério B, como ilustrado na **Figura 4.5.3**.

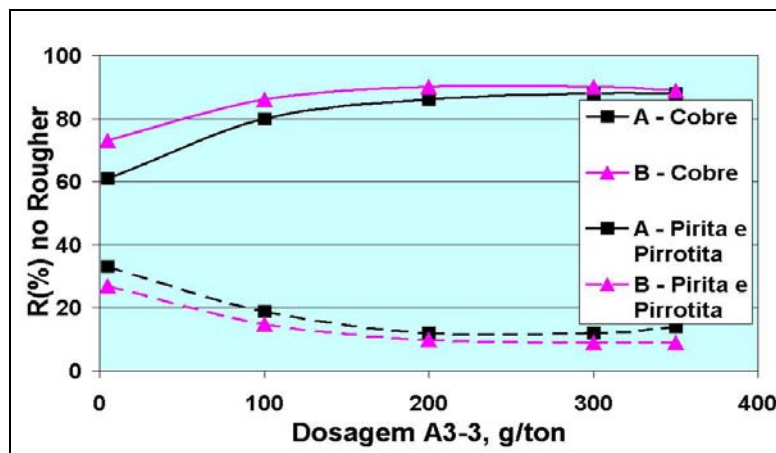


Figura 4.5.3 – Aplicação do Reagente de Ajuda à Seletividade (Bulatovic e Salter, 1991)

Também foi testada uma mistura de ácidos orgânicos com sais amoniacais. Para o minério do tipo A foram feitos testes em escala contínua, onde foram comparadas as condições padrão (pH 12) e outra condição com 200 g/ton de uma mistura de Ácido Oxálico com NH_4Cl . O teste padrão apresentou um teor de 20,6% Cu no concentrado final e 75% de Recuperação, contra um teor de 28,2% Cu e 86,6% de Recuperação obtida com a ajuda da mistura amoniacal. Para o minério do tipo C, foi testado um reagente denominado **SD 100**, proveniente da mistura de dextrinas com ácidos acrílicos e amina, com dosagem de 200 a 300 g/ton. A Recuperação e a seletividade do minério aumentam significativamente junto com o aumento do pH. Em Resumo, após toda a bateria de testes, foram selecionadas as seguintes condições:

- **Minério A:** Cal, Ácido Oxálico/ NH_4Cl (1:1); Rougher (pH = 12) e Cleaners (pH > 12);
- **Minério B:** Cal, Agente A3-3; Rougher (pH = 12) e Cleaners (pH > 12);
- **Minério C:** Cal, SD 100, SO_2 ; Rougher (pH > 10,5) e Cleaners (pH = 6,5).

Como observado, los trabajos experimentales son bastante completos, mas, en la opinión del Modelo Operacional, la metodología utilizada no evalúa los resultados en la zona de equilibrio del proceso, o sea, próximo del valor de R_e para cada mineral, de modo que los resultados son apenas cualitativos y no ofrecen soluciones precisas en términos de dosificación ni de resultados metalúrgicos. Por otro lado, la diferencia entre las leyes alimentadas es significativa, y sería recomendable la utilización de los gráficos R vs. R_{cm} , de acuerdo con la 1ª Ley del modelo.

Como observado, os trabalhos experimentais são bastante completos, mas, na visão do **Modelo Operacional**, a metodologia utilizada não avalia os resultados na zona de equilíbrio do processo, ou seja, perto do valor de R_e para cada minério, de modo que os resultados são apenas qualitativos e não oferecem soluções precisas em termos de dosagem nem de resultados metalúrgicos. Por outro lado, a diferença entre os teores alimentados é significativa, e seria recomendável a utilização dos gráficos R vs. R_{cm} , de acordo com a 1ª Lei do modelo.

4.5.3 Silicato de Sódio Acidificado

Quanyuan Song e Shirley C.Tsai (1989) estudaram os efeitos da adição de Silicato de Sódio Acidificado (SSA) no processo de flotação de Ilmenita (TiO_2). Isto é:



Os Autores executam diversos testes em célula batch de laboratório, com minério de 9,2% de TiO_2 , e chegam aos resultados mostrados na **Tabela 4.5.4** a seguir.

Tabela 4.5.4 – Flotação de TiO_2 em Laboratório (Quanyuan Song e Shirley C.Tsai, 1989)

Depressor	Teor do Concentrado (% TiO_2)	Recuperação (%)	Rcm
Sem depressor	29,3	64,3	4,96
Fluorsilicato de Sódio	27,1	72,0	4,10
Silicato de Sódio	24,4	73,9	3,59
Silicato de Sódio/Ácido Sulfúrico , para dosagem de 0,10 g/100 g de minério			
5:1	27,0	78,0	3,77
3:1	25,6	78,2	3,56
1:1	26,5	78,2	3,69
1:3	27,3	77,0	3,86
1:5	27,6	70,0	4,29
Dosagem do Reagente , g depressor/100 g de minério, para relação 1:1 $\text{Na}_2\text{SiO}_3/\text{H}_2\text{SO}_4$			
0,17	28,1	79,7	3,84
0,13	28,8	79,8	3,93
0,10	26,0	77,2	3,66
0,07	26,5	76,3	3,78
0,03	26,0	77,1	3,67

O objetivo é a depressão de ganga, favorecendo a seletividade do processo de flotação da Ilmenita. A performance deste reagente é comparada com a ação do Fluorsilicato de Sódio, testando as seguintes condições; relação de Silicato de Sódio/Ácido Sulfúrico e a dosagem do reagente (entre 0,03 a 0,17% em peso). O Coletor utilizado foi o ácido benzil arsônico. Baseados nos dados da Tabela 4.5.4, os Autores desta pesquisa concluem que:

1. A recuperação de TiO_2 aumenta de 72% para 78%, sem perdas no teor do Concentrado, quando o Silicato de Sódio Acidificado é utilizado;
2. A adição de H_2SO_4 é necessária para a obtenção de bons resultados metalúrgicos, e a relação Silicato de Sódio/Ácido Sulfúrico parece ter um efeito significativo;
3. O valor ótimo desta relação é de 1:1;
4. A este valor de relação (1:1), a recuperação aumenta de 77 para 80% junto com o aumento da dosagem do depressor (de 0,03 para 0,13% em peso), com incremento de teor de 26 para 29% TiO_2 .

Os dados da tabela anterior oferecem apenas um Ponto de Operação para cada teste, e provavelmente fora do seu Ponto de Equilíbrio ($\mathbf{R}_{oo} > \mathbf{R}_e$), de modo que teríamos que traçar uma Curva de Seletividade Média para todos os testes e observar a seletividade relativa entre eles, sem pretensões de scale-up, pela falta de dados, como ilustrado na **Figura 4.5.4**, cujas conclusões são detalhadas a seguir. A coluna de **Rcm** foi introduzida pelo **Modelo Operacional**, para ilustrar o método de avaliação introduzido neste texto.

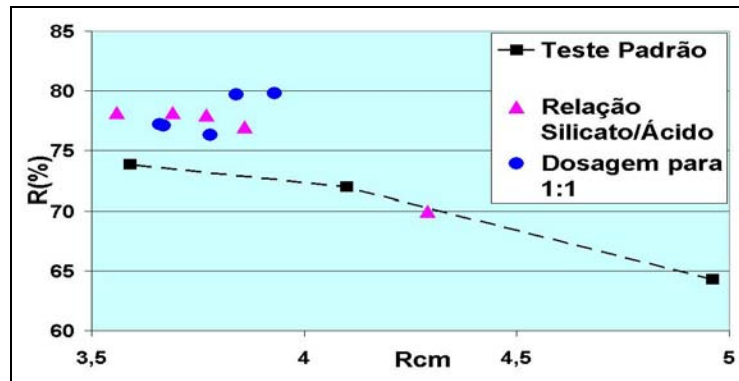


Figura 4.5.4 – Seletividade Média Testes de Tabela 4.5.4

- A linha pontilhada mostra os testes exploratórios iniciais, onde o ponto da extrema esquerda corresponde à aplicação do Silicato de Sódio sem acidificar. Da Curva de Seletividade podemos deduzir que o Fluorsilicato apresenta uma melhor tendência seletiva (o ponto central da curva).
- Os triângulos correspondem aos testes com adição de Ácido Sulfúrico no Silicato de Sódio, e pode-se observar que a seletividade melhora significativamente, inclusive com baixa proporção de ácido (5:1), de 4 a 5% a mais de recuperação para similar **Rcm**. O excesso de ácido na mistura não acarreta melhoria na flotação.
- Os círculos referem-se à dosagem do depressor acidificado (1:1). A seletividade começa a melhorar significativamente apenas a partir de altas dosagens, acima de 0,10%. O ponto ótimo se encontra para a dosagem de 0,13%, cujo ponto se encontra na parte mais seletiva da curva, com quase 6% a mais de recuperação para a mesma **Rcm** observada na curva pontilhada da figura.
- O **Modelo Operacional** teria selecionado, previamente, a relação 5:1 para a adição de ácido sulfúrico, que corresponde ao ponto mais seletivo e mais econômico de adição de ácido. Com esta relação, o teste poderia continuar procurando a dosagem mais conveniente.

4.6.- Potencial Químico e Pré-tratamento Superficial

4.6.1 Diagramas Eh - pH

Estudos eletroquímicos desenvolvidos para a flotação de sulfetos concluem que a carga elétrica na superfície das partículas é de fundamental importância na adsorção do coletor e, por tanto, da performance da flotação. Estudos de oxidação superficial da Calcocita (Cu_2S) indicam uma significativa melhoria na flotabilidade desse minério a partir de valores de Eh acima de "zero" volts. **Chander S.** (1988) desenvolve um completo estudo sobre aspectos eletroquímicos na flotação de sulfetos; em resumo, a concentração de íons metálicos em solução depende das características de oxidação do minério, em função do pH.

Desse modo, diagramas Eh-pH representam a condição termodinâmica do minério em solução de coletor. Dois mecanismos principais são indicados para essa abordagem, na flotação de sulfetos: a variabilidade do grau de adsorção química do coletor, e/ou a formação de enxofre elementar (S^0) na superfície da partícula mineralizada. Na ausência de coletor (partículas com hidrofobia natural) foi comprovada a formação da camada de enxofre elementar, para minério de Calcopirita (**Kelebek e Huls**, 1991).

Pereira C.E. e Clark Peres A.E. (1992) estudaram o comportamento de diversos sulfetos de Cobre relacionando os resultados metalúrgicos da flotação com as condições eletroquímicas do sistema, ou seja, a reação anódica de adsorção do Coletor, de oxidação e de formação de compostos de superfície com íons do próprio minério. Os Autores executaram diversos testes em laboratório com substâncias puras de Calcocita (Cu_2S), Bornita (Cu_5FeS_4) e Calcopirita (CuFeS_2) e concluem que, na perspectiva da abordagem ou modelo eletroquímico da flotação, a recuperação na flotação é função do potencial eletroquímico (Eh).

*En la práctica industrial, las conclusiones anteriores reflejan apenas una consecuencia del proceso y del ambiente químico general al cual la pulpa está sometida y, como veremos en ejemplos prácticos más adelante, el punto óptimo de equilibrio de la relación Eh-pH puede mudar radicalmente en función de diversas variables de proceso. Diferentes minerales poseen diferentes potenciales, y la utilización y alteración de ese potencial podría ser una manera de alcanzar alguna forma de control sobre el proceso, como comentado por **Suttill** en 1990, mas, en la práctica, la manipulación y el control del pH define la relación Eh-pH do sistema, donde el Eh es apenas una consecuencia del proceso y no una variable en si misma. A rigor, el Eh es medido como potencial electroquímico de la pulpa, que está aconteciendo en función del pH. Por otro lado, la complejidad de las interacciones en el ambiente químico de la flotación de sulfuros parece ser la razón de la poca aplicación efectiva de esta forma de control (detalles en el **Capítulo 18, Volumen 2**). Además, en general, una de las mayores dificultades continúa siendo el inadecuado "scale-up" y la falta de cuantitativos macroscópicos que el actual conocimiento de la flotación ofrece para llevar los resultados del laboratorio para la planta industrial.*

Na prática industrial, as conclusões anteriores refletem apenas uma consequência do processo e do ambiente químico geral ao qual a polpa está submetida e, como veremos em exemplos práticos mais adiante, o ponto ótimo de equilíbrio da relação Eh-pH pode mudar radicalmente em função de diversas variáveis de processo. Diferentes minérios possuem diferentes potenciais, e a utilização e a alteração desse potencial poderia ser uma maneira de atingir alguma forma de controle sobre o processo, como comentado por **Suttill** em 1990, mas, na prática, a manipulação e o controle do pH define a relação Eh-pH do sistema, onde o Eh é apenas uma consequência de processo e não uma variável em si mesma. A rigor, o Eh é medido como potencial eletroquímico da polpa, que está acontecendo em função do pH. Por outro lado, a complexidade das interações no ambiente químico da flotação de sulfetos parece ser a razão da pouca aplicação efetiva desta forma de controle (detalhes no **Capítulo 18, Volume 2**). Além disso, em geral, uma das maiores dificuldades continua sendo o inadequado "scale-up" e a falta de quantitativos macroscópicos que o atual conhecimento da flotação oferece para levar os resultados do laboratório para a usina industrial.

Labonté G. e outros (1991) efetuam completos estudos de controle da flotação industrial de minério de Cobre-Zinco em função do potencial eletroquímico da polpa. Os Autores observam variações tão grandes no valor de Eh (na realidade $\text{Eh} = \text{Ep}$, ao ser medido na polpa em repouso - **Pereira e Clark Peres**, 1992) que concluem que a utilização desta abordagem não contribui na solução dos problemas da usina de Lês Mines Selbaie, no Canadá, onde os estudos foram desenvolvidos. Os Autores verificaram enormes diferenças do valor de **Ep**, de quase 40 mV, por cada unidade de pH, no sentido alcalino, mediante adição de Cal, criando sérias dificuldades de controle. Tentando "otimizar" a usina por esta via, os Autores estabeleceram uma metodologia de avaliação onde o começo da queda de recuperação de Cobre e a diferença de recuperação entre o Cobre e o Zinco, em função do **Ep**, indicaria o ponto de melhor seletividade para o processo. Na **Figura 4.6.1** são apresentados estes resultados:

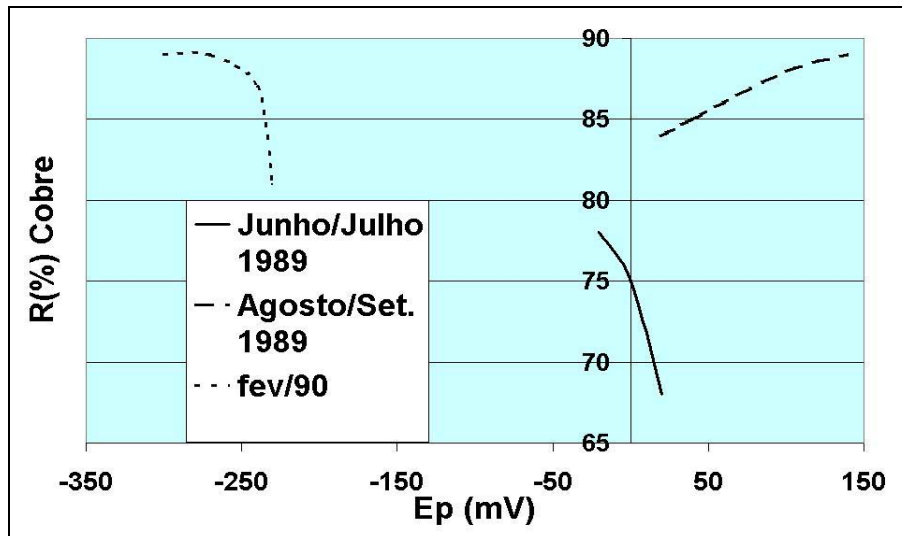


Figura 4.6.1 – Controle Eletroquímico de Flotação (Labonté G. e outros, 1991)

Os detalhes dos testes foram os seguintes:

- Junho/Julho 1989: E_p ótimo foi definido entre 20 a 40 mV;
- Agosto/Setembro: Não existe clareza, o ótimo poderia estar entre 20 até 140 mV;
- Fevereiro 1990: O ponto ótimo foi encontrado em $E_p = -240$ mV (negativo).

Como se observa en la Figura 4.6.1, es imposible tentar controlar la planta por vía electroquímica, cuyo abordaje presenta algunos interesantes estudios científicos, mas poca o ninguna aplicabilidad práctica. Las curvas representadas en la figura corresponden a un promedio absolutamente teórico, donde la dispersión de los datos reales es tan grande que desafía cualquier metodología de tratamiento estadístico. Diferencias mineralógicas del mineral alimentado, principalmente, son las razones más obvias de esta disparidad de resultados, que llevó el punto óptimo de E_p en la planta industrial de +20 mV para -240 mV, en pocos meses. Además, no fue posible encontrar relación válida entre las recuperaciones de Zinc y de Cobre, incluso monitoreando la pulpa en el primer Rougher, donde el mineral presentó poquísima variabilidad. A los resultados anteriores debemos otra vez agregar que las metodologías usadas no llevan en consideración la "operación" de la planta (cargas circulantes volviendo al Rougher, por ejemplo), la razón de concentración y el equilibrio de las operaciones, entre otros aspectos.

Como se observa na Figura 4.6.1, é impossível tentar controlar a usina pela via eletroquímica, cuja abordagem apresenta alguns interessantes estudos científicos, mas pouca ou nenhuma aplicabilidade prática. As curvas representadas na figura correspondem a uma média absolutamente teórica, onde a dispersão dos dados reais é tão grande que desafia qualquer metodologia de tratamento estatístico. Diferenças mineralógicas do minério alimentado, principalmente, são as razões mais óbvias desta disparidade de resultados, que levou o ponto ótimo de E_p na usina industrial de +20 mV para -240 mV, em poucos meses. Além disso, não foi possível encontrar relação válida entre as recuperações de Zinco e de Cobre, mesmo monitorando a polpa no primeiro Rougher, onde o minério apresentou pouquíssima variabilidade. Aos resultados anteriores devemos mais uma vez agregar que as metodologias usadas não levam em consideração a "operação" da usina (cargas circulantes voltando ao Rougher, por exemplo), a razão de concentração e o equilíbrio das operações, entre outros aspectos.

4.6.2 Controle do Potencial de Sulfidização - CPS

Después de la etapa de flotación Rougher de sulfuros de Cobre (insolubles), el relave es sulfidizado con NaHS para activar la flotación de los óxidos, creando un nuevo circuito (John C.I.A. e outros, 1991). Como existen muchas variaciones en la composición del mineral es necesario un sistema específico de control. El CPS consiste en mantener constante la concentración de iones sulfuros S^{2-} en la pulpa, durante el acondicionamiento, antes de la flotación. El nuevo sistema consiste en mantener constante el potencial químico de la pulpa en -500 mV, mejorando sensiblemente la selectividad en la flotación Rougher para los diferentes minerales alimentados. Utilizando el sistema CPS para controlar la dosificación de NaHS, fue estudiado el efecto del tiempo de acondicionamiento, como mostrado en la **Tabla 4.6.1**. El tiempo óptimo fue estimado en 300 segundos, a pesar de observar algunos efectos negativos del exceso de tiempo⁽¹⁾.

Após a etapa de flotação Rougher de sulfetos de Cobre (insolúveis), o rejeito é sulfidizado com NaHS para ativar a flotação dos óxidos, criando um novo circuito (John C.I.A. e outros, 1991). Como existem muitas variações na composição do minério é necessário um sistema específico de controle. O CPS consiste em manter constante a concentração de íons sulfetos S^{2-} na polpa, durante o condicionamento, antes da flotação. O novo sistema consiste em manter constante o potencial químico da polpa em -500 mV, melhorando sensivelmente a seletividade na flotação Rougher para os diferentes minérios alimentados. Utilizando o sistema CPS para controlar a dosagem de NaHS, foi estudado o efeito do tempo de condicionamento, como mostrado na **Tabela 4.6.1**. O tempo ótimo foi estimado em 300 seg., mesmo observando alguns efeitos negativos do excesso de tempo⁽¹⁾.

Tabela 4.6.1 – Efeito do Tempo de Condicionamento (John C.I.A. e outros, 1991)

Tempo de Condicionamento (seg)	Concentrado de Óxidos Cobre Solúvel		Consumo NaHS (g/ton)
	Teor, % Cu	Recuperação, %	
0	6,3	30,9	211
90	14,9	41,3	326
180	17,7	51,2	396
300	15,2	51,0	424

Outro efeito importante observado nas experiências de John é a queda significativa do potencial químico em função da distância (tempo) entre o condicionador e o circuito de flotação. Em curto espaço de tempo se observam as diferenças mostradas na **Tabela 4.6.2**.

Tabela 4.6.2 –Tempo de Demora vs. Potencial Químico (John C.I.A. e outros, 1991)

Tempo de Demora (seg)	Queda de Potencial (mV)	Concentrado de Cobre Solúvel	
		Teor, %	Recuperação, %
0	-500	14,9	41,4
90	-277	13,1	30,9
180	-169	11,8	28,0
300	-144	8,8	17,1

Para o caso específico da usina avaliada (Nchanga, Zâmbia), o tempo de demora, calculado pelo layout da tubulação existente, é de 1 minuto, e o potencial químico medido na entrada da flotação foi de -375 mV. Experiências posteriores com novas adições de NaHS, voltando ao nível de -500 mV, produziram um incremento de recuperação de 31 para 44%.

(1) Na perspectiva do Modelo Operacional, os testes não consideraram o Ponto de Equilíbrio, mesmo na etapa anterior de Rougher dos insolúveis, situação que poderia afetar sensivelmente o sistema CPS em avaliação.

4.6.3 Oxidação / Flotação com Nitrogênio

Volkov V.I. e outros (1991) realizaram estudos de flotação com N_2 com o minério de Cobre-Níquel-Ferro do depósito de Talnakh (Rússia). O minério apresenta textura muito fina dos sulfetos de Níquel (Pentlandita) e de Ferro (Pirrotita), os quais se oxidam facilmente durante o processo de flotação. O estudo considera o processo de flotação seletiva onde, após a flotação de Cobre, em ambiente normal, é feita a flotação de Pentlandita em células pneumáticas, com adição de N_2 .

A substituição de ar por nitrogênio incrementou em 8% a recuperação de Níquel, para o mesmo teor de concentrado (teste Rougher). No processo convencional, com ar, o processo de oxidação é observado em apenas 12 minutos, mediante o decréscimo do pH, de 9,6 para 9,3 e o potencial químico (Eh) muda de -120 mV para apenas -20 mV. O circuito completo de flotação de Níquel foi testado nesta nova alternativa, mantendo a tendência de melhora dos resultados metalúrgicos.

4.6.4 Pré-tratamento Superficial

Hip H.R. e Menacho J.M. (1991) obtém um significativo aumento de seletividade na flotação Rougher de sulfetos de Cobre (Concentrador Sewell, El Teniente, Chile) mediante o “curado” do minério com H_2SO_4 (5 a 20 kg H_2SO_4 -96% por tonelada de minério seco, após britagem). O processo, denominado “Acid Curing Flotation Process – ACF”, aplicado na forma de uma ducha fina de ácido concentrado na correia transportadora de produto britado, aumenta a flotabilidade de diversos sulfetos, principalmente a Calcopirita, contidos em rochas alteradas. Supõe-se que a superfície das partículas sofre reações que produzem a presença de S^0 (enxofre elementar) e, também, a lixiviação da camada superficial de óxido. Os testes de laboratório foram efetuados com minério de 1,38% de Cobre total, 0,03% de Mo e 0,33% de Cobre solúvel (1,1% de Calcopirita, 0,48% de Calcocita e 0,04% de Molibdenita). O teste considerou as seguintes etapas:

- Britagem: 100% -1/2”;
- Spray de H_2SO_4 : 0, 5, 10 e 15 kg. H_2SO_4 /ton;
- Condicionamento: 2 horas;
- Repolpado e moído em batelada para P80 = 100 #;
- Coletor: Dialquil Xantofornato (Cu) e diesel oil (Mo);
- Espumante: MIBC – metil isobutil carbinol;
- Condicionamento: 1 minuto, na célula de flotação do laboratório;
- Concentrados parciais: 2, 4 e 7 minutos;
- pH = 4,0 (para todos os testes).

A avaliação da seletividade, para todos os ensaios, em gráficos de Recuperação contra Enriquecimento (**R** vs. **ER**), mostrou um significativo aumento da recuperação de Cobre, de +8%, para a dosagem de 10 kg/ton de ácido sulfúrico. Para o Molibdênio, foi observado um incremento de 4% de recuperação, para uma dosagem de 15 kg/ton de ácido sulfúrico. Os testes de laboratório não indicaram o Ponto de Equilíbrio do Rougher, de modo que os incrementos de recuperação observados podem estar fora desta faixa e poderiam não ser representativos para o scale-up até a operação contínua industrial.

Os testes na escala industrial foram efetuados a seguir, em 19 turnos de operação, de 8 horas cada, durante um período aproximado de 7 dias por teste. Foram adicionados 9 kg/ton de H₂SO₄ na correia de material britado. Os moinhos primários foram alimentados com o minério curado, cuja polpa apresenta na descarga um pH de 3,0, o qual foi ajustado para 4,2 - 4,4 mediante a água adicionada no restante do circuito (moagem secundária, classificação, etc.). Os resultados finais mostraram 4,31% a mais de recuperação de Cobre, principalmente pela melhor performance do Rougher. O molibdênio não apresentou nenhuma melhoria em recuperação, e o concentrado final Cu-Mo manteve sua característica padrão (próximo de 23,8% Cu). Os resultados da experiência industrial são resumidos na **Tabela 4.6.3**:

Tabela 4.6.3 – Resultados Industriais Sistema ACF (Hip H.R. e Menacho J.M., 1991)

Item	ACF	Padrão
R(%) Cu total	77,42	73,11
R(%) Cu sulfeto	90,60	86,58
R(%) Cu Não Sulfeto	24,27	18,11
R(%) Mo total	55,42	54,18
Teor Concentrado 1º Cleaner, %Cu	23,80	23,60

A aplicação dos conceitos do **Modelo Operacional** permite extrair as seguintes conclusões sobre os testes efetuados:

- Existe uma inadequada extrapolação de valores entre os resultados do laboratório e a escala industrial;
- Os testes de laboratório não definem o Ponto de Equilíbrio do Rougher e, nesse exato ponto teria que ser obtida a diferença de recuperação em favor do ACF;
- O layout da usina industrial não permitiu uma avaliação “limpa” do circuito Rougher, provavelmente mascarado com cargas circulantes. A leitura do concentrado do 1º Cleaner é normalmente errática se o circuito estiver mal arranjado e/ou mal operado.

O incremento dos custos de operação em quase 20% inviabilizou esta alternativa. O consumo de ácido sulfúrico passou de 2,7 para 10,8 kg/ton; o consumo de bolas para moagem quase duplicou, de 0,53 para 1,04 kg/ton, podendo ainda aumentar e, todavia sem considerar o maior consumo de revestimentos; o consumo de Cal foi de 2,1 para 2,8 kg/ton. O novo sistema ACF somente seria viável para um preço bastante alto para a libra de cobre, de US\$ 1,20/lb.

Torem M.L. e outros (1992) estudaram o pré-tratamento superficial com ácidos e bases na adsorção de coletores aniônicos e catiônicos em Silicatos. Em teste feito com Berilo, foi determinada a densidade de adsorção de diversos coletores, medindo a diferença entre as concentrações inicial e final do reagente em solução, correspondente à formação da monocamada de coletor na superfície do minério. O pré-tratamento mostrou um significativo aumento na densidade de adsorção dos coletores testados.

4.7 Efeitos da Qualidade da Água

En general, se ha observado que el incremento del uso de agua recuperada en la flotación presenta un efecto negativo en la selectividad del proceso (menor recuperación y ley del concentrado). Eso se debe a la acumulación de compuestos disueltos, inorgánicos y orgánicos, los cuales alteran el ambiente químico del sistema. La necesidad de utilizar agua recuperada es muy evidente en la industria mineral debido a: poca disponibilidad de agua fresca; alto costo de suministro y transporte; y aspectos ambientales que dificultan el descarte del agua utilizada, sin un tratamiento previo. La práctica industrial muestra que más de 50 a 75% del agua utilizada en las plantas de beneficio se trata de agua recuperada. Por los motivos anteriores, es fundamental buscar cada vez mejores métodos de tratamiento de agua recuperada para optimizar los resultados metalúrgicos del proceso de flotación. Normalmente el agua es recuperada a partir de los embalses de relaves (la mayor parte) y, parcialmente, de espesadores intermedios, de modo que después de algún tiempo de operación de las plantas la concentración de sustancias acumuladas en el agua recuperada va creciendo hasta alcanzar un valor constante.

Em geral, tem-se observado que o incremento no uso de água reciclada na flotação apresenta um efeito negativo na seletividade do processo (menor recuperação e teor do concentrado). Isso é devido à acumulação de compostos dissolvidos, inorgânicos e orgânicos, os quais alteram o ambiente químico do sistema. A necessidade de utilizar água reciclada é muito evidente na indústria mineral devido a: pouca disponibilidade de água limpa; alto custo de fornecimento e transporte; e aspectos ambientais que dificultam o descarte da água utilizada, sem um prévio tratamento. A prática industrial mostra que mais de 50 a 75% da água utilizada nas usinas de beneficiamento se trata de água reciclada. Pelos motivos anteriores, é fundamental procurar cada vez melhores métodos de tratamento de água reciclada para otimizar os resultados metalúrgicos do processo de flotação. Normalmente a água é recuperada a partir das barragens dos rejeitos (a maior parte) e, parcialmente, de espessadores intermediários, de modo que após algum tempo de operação das usinas a concentração de substâncias acumuladas na água reciclada vai crescendo até atingir um valor constante.

Broman P.G. (1980) reporta significativas melhorias na flotação de sulfetos de Cobre quando é utilizada água limpa, como mostrado na **Tabela 4.7.1**.

Tabela 4.7.1 – Comparação de Água Limpa vs. Água Reciclada (**Broman P.G.**,1980)

Água	Alimentação	Concentrado	Rejeito	Recuperação, %
Água Limpa	0,81	19,1	0,10	88
Água Reciclada	0,82	17,5	0,12	86

Os maiores problemas encontrados junto com a utilização de água reciclada ocorrem na qualidade da “espumação”, a qual fica pouco consistente, provavelmente devido à dureza da água pela quantidade de substâncias em solubilização. Os problemas derivados do uso de água reciclada são mais graves nos processos de flotação diferencial, onde reagentes diferentes (e muitas vezes contraditórios) são aplicados em etapas diferentes, como por exemplo, a depressão de concentrado de Cobre para a flotação de Molibdenita, a flotação de Chumbo seguida de Zinco, a flotação de sulfetos com Xantato num concentrado de Pirocloro, etc.

Rao S.R. e Finch J.A. (1989) relatam sobre um caso extremo sobre este problema, extraído das experiências de **Carta M. e outros** (1977) para uma usina industrial de Chumbo-Zinco, na Itália. Para um minério com 1,6 %Pb e 6,2% Zn, em ganga carbonatada, foram utilizados os seguintes reagentes para a flotação de Cerusita (Carbonato de Chumbo): Silicato de Sódio (1000 g/ton), Sulfeto de Sódio (750 g/ton), K-amil Xantato (75 g/ton) e Flotanol D (75 g/ton). Para a flotação posterior, de Calamina (Silicato básico de Zinco): Silicato de Sódio (1000 g/ton), Sulfeto de Sódio (2500 g/ton) e Acetato de Dodecilamina (100 g/ton). A água de processo foi monitorada para verificar a concentração de Amina e de Na₂S, em diversas etapas do processo. Foi observado que 76,5 % da Amina e 82% do Na₂S são adsorvidos pelas superfícies dos minérios. Foram testadas duas opções de água reciclada:

1. Do depósito, previa separação de sólidos (Amina: 8,8 mg/l; Na₂S: 218 mg/l).
2. Água proveniente do circuito de Calamina (Amina: 22,0 mg/l; Na₂S: 491 mg/l).

A utilização destas águas foi comparada com o efeito produzido pela água limpa, na flotação Rougher de Cerusita, em célula batch de laboratório, e os resultados estão na **Tabela 4.7.2** a seguir:

Tabela 4.7.2 – Flotação Rougher de Cerusita (**Carta M. e outros**, 1977)

Tipo de Água	Teor, %		Recuperação, %		Rcm*
	Pb	Zn	Pb	Zn	
Água Limpa	27,9	6,7	80,1	4,9	21,77
Água Reciclada 1	7,5	10,0	77,8	27,1	6,03
Água Reciclada 2	4,9	7,7	74,9	31,3	4,09
Água Tratada	28,0	8,0	80,0	7,0	21,90

* Calculada pelo Modelo Operacional, para a = 1,6%Pb ($R_{cm} = c/[a \times R]$)

Pela observação da **Rcm** podemos deduzir que o processo perde totalmente a sua seletividade quando a água reciclada é utilizada. O excesso de massa flotada (baixa **Rcm**) se deve à presença de Amina na água reciclada. Num teste posterior, quando a água foi tratada para reduzir a concentração de Amina, os valores obtidos foram muito próximos daqueles obtidos com água limpa, como observado na última linha da Tabela 4.7.2. Os resultados foram confirmados em usina piloto, em continuidade, e os resultados são apresentados na **Tabela 4.7.3**.

Tabela 4.7.3 – Flotação de Cerusita em Planta Piloto (**Carta M. e outros**, 1977)

Tipo de Água	Teor, %		Recuperação, %		Rcm*
	Pb	Zn	Pb	Zn	
Água Limpa	58,4	4,24	79,9	1,4	49,7
Água Reciclada, sem Tratamento	22,1	9,45	79,4	8,4	18,9
Água Reciclada, Tratada	57,0	4,68	78,3	1,6	49,5
Alimentação	1,47	5,95	-	-	-

* Calculada pelo Modelo Operacional, para a = 1,47%Pb ($R_{cm} = c/[a \times R]$)

Obviamente existe pouquíssima relação quantitativa com o laboratório, ao não definir o equilíbrio do sistema e perder a referência de scale-up. De qualquer modo, se observa uma grande perda de seletividade do processo ao trabalhar com água reciclada sem tratamento. Tal como observado no laboratório, se observa que os resultados obtidos com água tratada são muito próximos daqueles obtidos com água fresca.

Espinosa-Gomez R., Finch J.A. e outros (1987 e 1988) reportam similares conclusões em flotação de Pirocloro (Nb_2O_5), na usina de concentração da Niobec, Canadá. Dados sobre a qualidade da água são mostrados na **Tabela 4.7.4**.

Tabela 4.7.4 – Água - Niobec, Canadá (**Espinosa-Gomez e outros**, 1987 e 1988)

Item	Concentração, ppm	
	Água Limpa	Água Reciclada
Alcalinidade Total	50-60	130-150
Ca^{++}	20-30	180-220
Mg^{++}	1-3	90-110
TOC (Total Carvão Orgânico)	< 1	2-40
COD (Demanda Química de Oxigênio)	1	50-200

Experiências na usina industrial mostraram que o uso de água reciclada, com alta concentração de Ca^{++} e Mg^{++} e de orgânicos, causa uma baixa recuperação de Pirocloro e baixo teor no concentrado. Estudos de laboratório comprovaram que a queda de recuperação é devida à presença de Cátions (Ca^{++} , Mg^{++} ou qualquer outro), e que a perda de teor no concentrado é devida à presença de orgânicos, os quais promovem a flotação da Sílica. Na usina, a recuperação é normalizada tratando a água reciclada com ácido Oxálico (precipitando Ca^{++}) a pH 2,5-3,0, ou por troca iônica com resinas (para remover Ca^{++} e Mg^{++}). A remoção de orgânicos, mediante a utilização de carvão ativado, melhorara a seletividade reduzindo a flotabilidade dos Silicatos. **Rao S.R. e Finch J.A.** (1989) prepararam uma tabela especial que resume os efeitos causados pela água reciclada na flotação de Sulfetos e de Não-sulfetos:

Tabela 4.7.5 – Efeitos Causados pela Água Reciclada (**Rao S.R. e Finch J.A.**, 1989)

Contaminadores	Efeitos na Flotação
SULFETOS	
Xantato Residual e os seus produtos oxidados	Redução da Seletividade. Aumenta a hidrofobia em quase todos os sulfetos presentes, exceto na flotação de Pirita
Sulfeto Residual, usado como agente sulfidizante ou como depressor.	Depressão não desejada em determinados minérios
Íons Metálicos, Cu^{++} (usado como ativador); Fe^{++} , Pb^{++} derivados da oxidação de sulfetos.	Causa ativação em partículas não desejadas
Íon Ca^{++}	Ativação de ganga (SiO_2 , por exemplo) reduzindo o teor dos concentrados
NÃO SULFETOS	
Coletores carboxilas residuais	Alta atividade de superfície produz flotação de sulfetos presentes (ex., Galena com Barita).
Sulfetos de Alquila residuais	Causa flotação de Não-sulfetos com Sulfetos (ex. Barita)
Aminas Primárias Residuais	Alta adsorção em partículas finas, produzindo presença indesejada de lamas no concentrado.
Reagente Oleato Residual (na flotação de Carbonatos)	Causa a flotação de Silicatos junto com o Pirocloro
Ca^{++} , Mg^{++} , derivados da ganga de Calcita-Dolomita	Muda a carga elétrica de superfície (Eh) em minérios oxidados, prejudicando a ação de coletores catiônicos.

CAPÍTULO 5

REDUÇÃO DE TAMANHO E LIBERAÇÃO

5.1 Introdução

*El presente Capítulo 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 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 Capítulo. El medio de molienda (tipo de cuerpo moedor) también influye 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 Capítulo 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 opinião 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 Capítulo. 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.

Para a melhor compreensão deste Capítulo os temas foram divididos da seguinte forma:

- 5.2 Heterogeneidade e Pré-concentração de Minérios;
- 5.3 Sistema Moagem/Flotação;
- 5.4 Otimização das Operações de Moagem;
- 5.5 Influência do Tamanho das Partículas;
- 5.6 Exemplos de Avaliação.

5.2 Heterogeneidade e Pré-concentração de Minérios

*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 nuestro 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 5.2.1** se muestra el producto de chancado de un mineral de Cobre, donde podemos observar que el mineral tiende a concentrarse en el intervalo entre 48 y 200 mallas, inclusive en algunos tamaños superiores.*

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. Na **Tabela 5.2.1** é mostrado o produto de britagem de um minério de Cobre, onde podemos observar que o minério tende a concentrar-se na faixa entre 48 e 200 #, inclusive em algumas faixas um pouco superiores.

Tabela 5.2.1 –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 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.

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 5.2.2** é resumida a distribuição mássica e de cobre (teor médio de 0,94% Cu) por faixa granulométrica na amostra de alimentação a flotação.

Tabela 5.2.2 – Distribuição mássica e de Cobre na alimentação á Flotação (Capponi e outros, 2004)

Tamanho, μm	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 5.2.2 anterior, o leitor deve fazer-se a pergunta se acaso para aquele material da tabela não seria melhor eliminar logo a fração + 295 μm e aumentar a produção do ROM. 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. **Pereira C.E. e outros** (1991), para o desenvolvimento de projeto de Cobre, Brasil, reportam um teor médio de ROM. (Run of Mine) de 1,1 %Cu contra um cut-off de 0,6 %Cu na jazida, situação muito parecida com o exemplo anterior.

*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 5.2.1** 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 5.2.1** 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.

Exemplo 5.2.1:

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% Nb₂O₅

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% Nb₂O₅ (teor)

- Pré-Concentração 55% da Massa; 1,58% Nb₂O₅ (teor);

(para tratamento) 75,32% do total de Nb₂O₅ do R.O.M.

- Lamas 13% da Massa; 0,83% Nb₂O₅.

Descartando oportunamente a magnetita grossa, por peneiramento (ou hidrociclonação, dependendo do corte escolhido), e descartando rapidamente as lamas naturais (que além de pobres em Nb₂O₅ arrastam contaminantes difíceis de eliminar quando misturados com ultrafinos de moagem), resta então apenas 55% da massa de **minério de Nb₂O₅**, com quase **75% do total de Nb₂O₅** contido no R.O.M. e um teor de quase **1,6% Nb₂O₅**. 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 5.2.1**. 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.

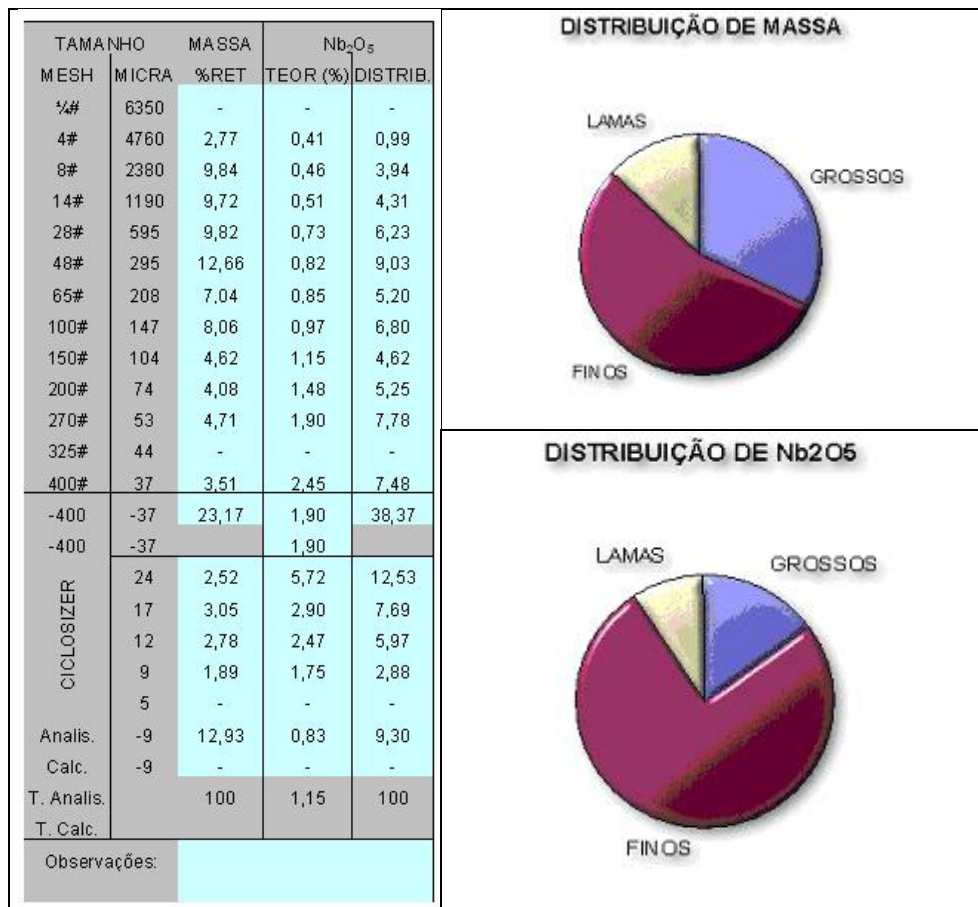


Figura 5.2.1 – Pré-concentração de Minério de Nióbio (Yovanovic, 1989)

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 5.2.2**. Da Figura podemos deduzir que o P80 do minério como um todo está na faixa de 120 μm , porém, os sulfetos de Cobre apresentam um P80 próximo de 80 μm .

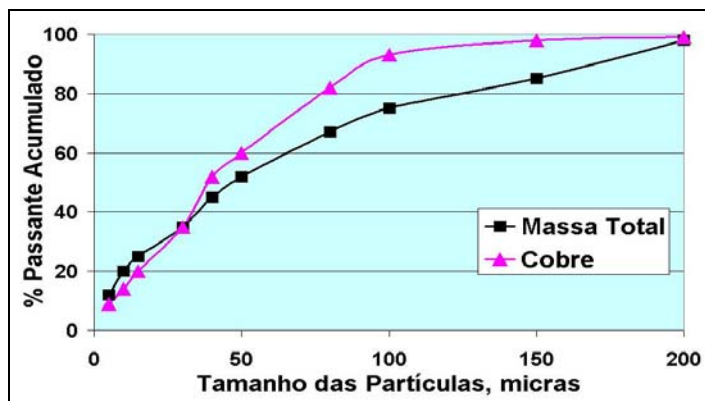


Figura 5.2.2 – Produto da Moagem - Overflow do Ciclone (McIvor R.E. e Finch J.A., 1991)

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, como veremos no **Item 5.3** a seguir). 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: Chumbo e Zinco, mas pela diferente gravidade específica, como mostrado na **Tabela 5.2.3**.

Tabela 5.2.3 – Alimentação Para Flotação de Chumbo (Von Reeken F.J.M. e outros, 1989)

Tamanho, μm	% Peso	% 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 5.2.4**.

Tabela 5.2.4 – 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 (MoS_2) e Scheelita (Tungstato de Cálcio, CaWO_4), e a operação de moagem apresentou os resultados mostrados na **Tabela 5.2.5**.

Tabela 5.2.5 – Moagem do Minério de Pine Creek Mill (**Carpenter R.D.**, 1957)

Substância	P80, μm	% Carga Circulante	Gravidade Específica
MoS_2	250	370	4,6
CaWO_4	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.

Baltar, C.A.M. e Cunha A.S.F. (2004), estudaram a flotação de minério contendo Ilmenita (FeTiO_3). Na fração granulométrica acima de 200 malhas, por exemplo, o teor em TiO_2 é de 33,8%. Esse teor cai para 4,0% em TiO_2 nos finos abaixo de 400 malhas (37 μm). Na **Tabela 5.2.6** 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 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 TiO_2 contido na amostra original.

Tabela 5.2.6 – Pré-Concentração Minério de Ilmenita (Baltar C.A.M. e Cunha A.S.F., 2004)

COMPOSTO	TiO_2	Fe_2O_3	SiO_2	Al_2O_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 ($R = 100 - 7,8 = 92,2\%$ e $R_{cm} = 100 / [100 - 26,7] = 1,364$) equivalente à obtida nos testes de flotação (Teste 1: $R = 87,6\%$, $R_{cm} = 1,59$; Teste 2 = $R = 88,9\%$, $R_{cm} = 1,48$) como ilustrado na **Figura 5.2.3**.

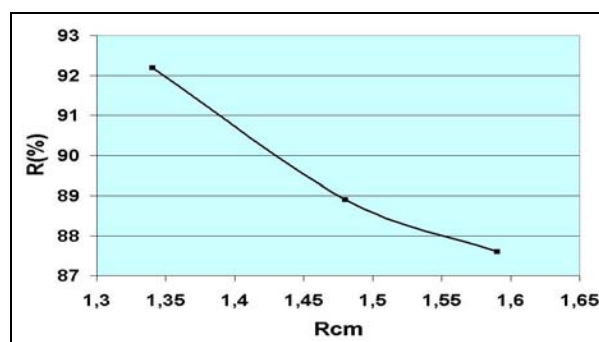


Figura 5.2.3 – Seletividade na Concentração de Ilmenita (Baltar C.A.M. e Cunha A.S.F., 2004)

5.3 Sistema Moagem/Flotação

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.

O tratamento em conjunto ou por separado de diversos minérios deve sempre ser estudado. O exemplo 3.4.2 do **Item 3.4** ilustra esta situação, com rocha Fosfática, onde o tratamento por separado do material Granulado e do Friável provou ser superior. 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.

5.3.1 Dureza do Minério

Em geral, apesar da existência de diversas teorias e modelos de simulação sobre moagem⁽¹⁾, podemos estabelecer que a capacidade desta operação é diretamente proporcional à dureza do minério.

$$W = 10 \times W_i (1/\sqrt{P80} - 1/\sqrt{F80}) \quad (5.1)$$

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 5.1 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. Mas, 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 **W_i**: diminuir a capacidade de tratamento ou aumentar o tamanho do produto à 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.

(1) O **Modelo Operacional** possui um software específico para esta operação, onde foi introduzido o **Índice de Cominuição**, o qual inclui aspectos operacionais na sua determinação.

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 5.3.1.

Tabela 5.3.1 – Dureza da Andesita Primária (Yovanovic, 1975)

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

5.3.2 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 moledores 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 5.3.2** a seguir.

Tabela 5.3.2 – 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 veremos ao longo deste Capítulo, 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, 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** demonstra que existe um ponto ótimo para o nível de enchimento de bolas. Um caso específico industrial foi simulado no computador e representado graficamente na **Figura 5.3.1** abaixo. Outras simulações para diferentes minérios, condições operacionais e tamanhos de moinhos, concluem que o valor ótimo de enchimento encontra-se normalmente na faixa de 16 a 25%, para o mínimo consumo específico de energia (Yovanovic A.P. e Moura H.P., 1991/1992/1993).

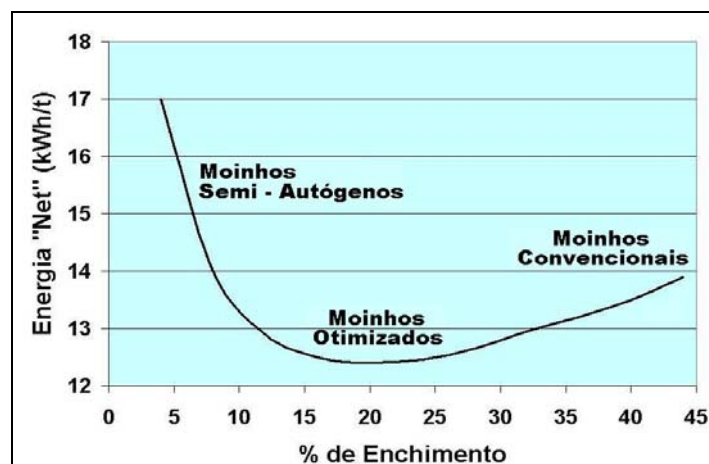


Figura 5.3.1 – Nível Ótimo de Enchimento de Bolas

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%, enquanto nos Estados Unidos 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.

5.3.3 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 5.3.3** 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 5.3.3 – 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 de Moagem, pelos dados mostrados na Tabela 5.3.3, além de ficar demonstrada a viabilidade prática de operar moinhos em circuito aberto, naquela faixa de enchimento, 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 5.3.2**.

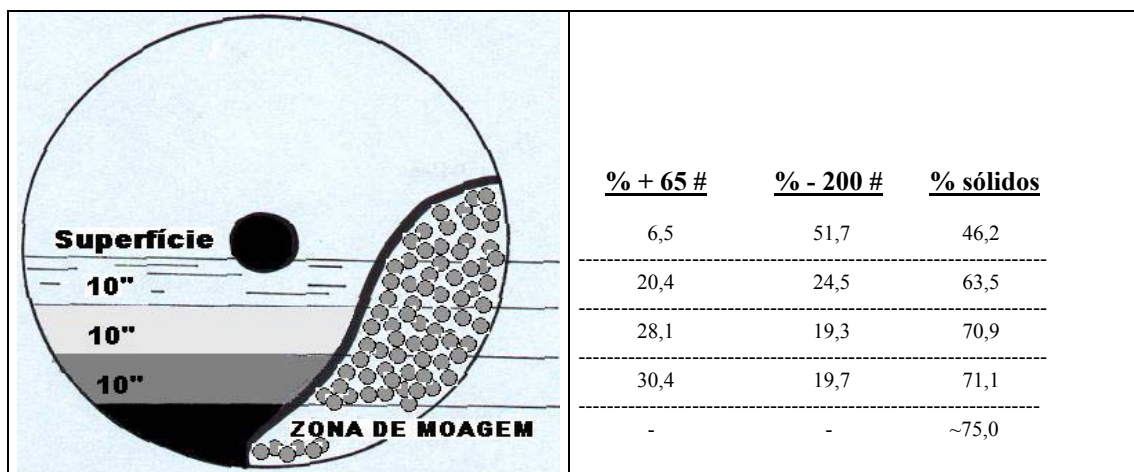


Figura 5.3.2 – Classificação Interna do Moinho Aberto, com Baixo Enchimento

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 5.3.2. **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.

5.3.4 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 5.3.3). 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.

F.C. Lendrum y G. Pare, de la Ascot Metals Corp, Quebec (Revista E&MJ, 1953), conmemoran y comentan el hecho creyendo ser el inicio de: (sic) "...a long way to the free the ball mill from its present convicts status", y que constituye el objetivo del Modelo Operacional y del presente texto, después de 50 años de ese comentario. Lendrum e Pare confirman, mediante experiencia personal, que la cominución producida en la "zona de molienda", con bajo nivel de carga, libera las partículas sulfuradas al mayor tamaño posible, lo que es óptimo para el proceso.

J.F. Myers (1957), con base en los resultados mostrados en la Figura 5.3.2, después de evaluar las curvas granulométricas del producto de la molienda en circuito abierto, con bajo nivel de carga, y comparando con el producto del sistema cerrado convencional, de alto nivel de carga, concluye que, debido al "factor de depresión" (definido por Myers para mostrar la diferencia de molienda entre la ganga y el mineral), el sistema de clasificación interna de Copperhill presenta una adecuada liberación a 140 micras, contra 112 micras requeridas por el sistema cerrado convencional. Este aspecto es muy importante, como indicado en Tabla 5.3.2, donde el molino operando en circuito abierto, procesando y ton/hora (la misma capacidad del circuito cerrado), puede producir la misma liberación del mineral para un P80 superior, confirmando que la operación de molienda ni siempre debe ser evaluada como un compromiso de obtener un determinado P80, mas de liberación en general.

F.C. Lendrum e G. Pare, da Ascot Metals Corp, Quebec (**Revista E&MJ**, 1953), comemoram e comentam o fato acreditando ser o inicio de: (sic) "...a long way to the free the ball mill from its present convicts status", e que constitui o objetivo do **Modelo Operacional** e do presente texto, após 50 anos desse comentário. Lendrum e Pare confirmam, mediante experiência pessoal, que a cominuição produzida na "zona de moagem", com baixo enchimento, libera as partículas de sulfetos no maior tamanho possível, o que é ótimo para o processo.

J.F. Myers (1957), baseado nos resultados mostrados na Figura 5.3.2, 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 diferença de moagem entre a ganga e o minério), o sistema de classificação interna de Copperhill apresenta uma adequada liberação a 140 µm, contra 112 µm requeridas pelo sistema fechado convencional. Este aspecto é muito importante, como indicado na Tabela 5.3.2, onde o moinho operando em circuito aberto, processando y ton/hora (a mesma capacidade do circuito fechado), pode produzir a mesma liberação do minério 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 à flotação numa usina de concentração de rocha fosfática, após etapas de britagem e moagem a P80 de 149 µm. Os resultados da análise granuloquímica do material são apresentados na **Tabela 5.3.4** e nela se observa que os componentes mais pesados da ganga são moídos mais finamente e, pelo contrário, os componentes mais leves ficam concentrados nas frações mais grossas, como era de se esperar. O baixo teor de fosfato nas frações grossas reforça a hipótese de incluir uma etapa de pré-concentração desta substância, após a britagem terciária.

Tabela 5.3.4 – Análise granuloquímica da alimentação á flotação
(Silva, J.C.F. e outros, 2004)

Tamanho (µm)	Ganga pesada		Minério		Ganga leve		
	TiO ₂	Fe ₂ O ₃	P ₂ O ₅	CaO	SiO ₂	Al ₂ O ₃	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

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.

*Por esa y otras razones los modelos cinéticos de flotación, que consideran los resultados metalúrgicos en función del tiempo de flotación, poseen poca representatividad en la escala industrial. Como ya dicho, el **Modelo Operacional** no recomienda el sistema semi-autógeno de molienda (ni como operación de cominución 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.*

Por essa e outras razões os modelos cinéticos de flotação, que consideram os resultados metalúrgicos em função do tempo de flotação, possuem pouca representatividade na escala industrial. 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 paradigma da mineração, que somente interessa aos grandes grupos fabricantes de equipamentos de cominuição, em prejuízo da cultura tecnológica dos países em desenvolvimento.

5.4 Otimização das Operações 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, como comentado no **Item 5.3** anterior. Alguns minérios são moídos inadequadamente, produzindo baixos resultados metalúrgicos.

5.4.1 Cuidados a Tomar no Laboratório

Foram comentadas, no item 5.3.1, as dificuldades de obter um adequado Índice de Dureza do minério a partir do laboratório. 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).

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 flotação, objetivo final da moagem em estudo.

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:

$$y = (x/x_m)^\alpha \quad (5.2)$$

Onde,

y = fração acumulada de partículas mais finas que **x**, μm

x_m = P80, μm

α = 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 **α** que resulta dos procedimentos industriais convencionais de moagem. Para a usina de Anaconda foram determinados os parâmetros expostos na **Tabela 5.4.1**.

Tabela 5.4.1 – Recuperação de Cobre em função de **α** (**Fuerstenau D.W.**,1988)

Amostra	x_m , micras	α	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 **R_{cm}** para cada caso; 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 **α** 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.

5.4.2 Como Melhorar a Classificação Interna

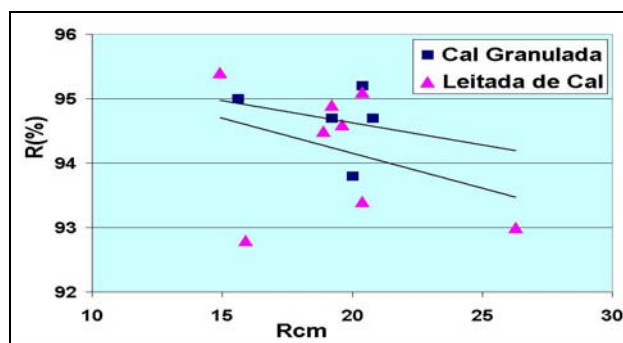
Diversos estudos internos desenvolvidos por **Yovanovic**, sobre a otimização da moagem via manipulação da polpa, concluem que:

- 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 hidrociclonagem;
- 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.

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 **R₀₀** ficou muito alto), nem a metodologia sugerida pelo **Modelo Operacional**, motivo pelo qual os resultados são muito dispersos. Os testes apresentam o valor de **R₀₀** 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 5.4.1** e logo ilustrados na **Figura 5.4.1**. Os testes com cal granulada foram levemente mais seletivos.

Tabela 5.4.1 – 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	R	93	94,6	92,8	93,4	94,5	95,1	95,4	94,9	94,4
	Rcm	26,3	19,6	15,9	20,4	18,9	20,4	14,9	19,2	18,9
Cal Granulado	R	95	93,8	94,7	94,7	95,2	-	-	-	94,7
	Rcm	15,6	20	19,2	20,8	20,4	-	-	-	19,2

**Figura 5.4.1** – Seletividade Média dos Testes (Videla, J.C. e outros, 2004)

5.4.3 Custos de Investimento e de Operação

Além dos benefícios observados nos pontos anteriores, em relação à moagem em circuito aberto com baixo enchimento de corpos moedores (liberação, resultados metalúrgicos, etc.), na **Tabela 5.4.2** 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, como mostrado anteriormente na Tabela 5.3.2, 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 5.4.2 – Avaliação das Alternativas de Moagem para Projeto de Cobre

Item	FECHADO CLÁSSICO (BASE DO PROJETO)	CARGA CIRCULANTE OTIMIZADA (*)	ABERTO OTIMIZADO (*)
Nº de Moínhos	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

5.5 Influência do Tamanho das Partículas

5.5.1 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 μm . Partículas mayores que 150 μm 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 5.5.1** son presentados los resultados obtenidos en laboratorio, donde se puede observar que existen tres zonas bien definidas: Finos, menores que 10 μm ; Intermedios, entre 10 y 100 μm ; y Gruesos, sobre 100 μm .

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 μm . Partículas maiores que 150 μm 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 5.5.1** são apresentados os resultados obtidos em laboratório, onde se pode observar que existem três zonas bem definidas: Finos, menores que 10 μm ; Intermediários, entre 10 e 100 μm ; e Grossos, acima de 100 μm .

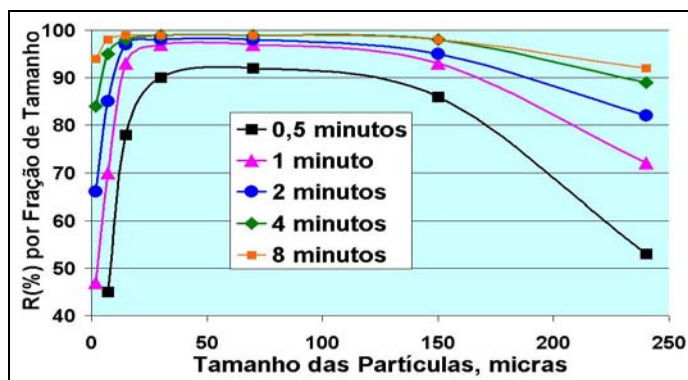


Figura 5.5.1 – Flotação por Tamanho de Partículas (**McIvor R.E. e Finch J.A.**,1991)

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. Mais uma vez, a sensibilidade dos resultados é afetada pela alta recuperação R_{00} pretendida pelo laboratório, provavelmente muito longe da Recuperação de Equilíbrio do sistema estudado. Mesmo assim, o objetivo deste capítulo é discutir o problema de flotabilidade com respeito ao tamanho das partículas, e a experiência referida ilustra bem esse assunto.

Em processos de flotação diferencial, com diferentes espécies flotáveis, a maior seletividade é produzida justamente dentro da zona intermediária, como ilustrado na **Figura 5.5.2**. 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 μm . 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.).

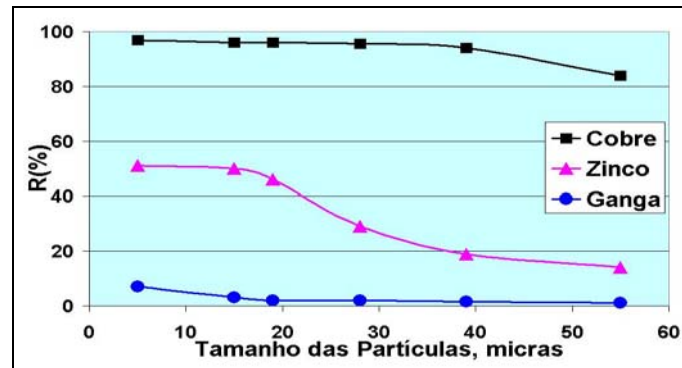


Figura 5.5.2 – Recuperação Seletiva de Cobre/Zinco (McIvor R.E. e Finch J.A., 1991)

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 μm . **Lindgren E. e Broman P.** comentam que, em geral, os minérios podem ser divididos em algumas 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 categorias de partículas de Calcopirita, numa usina de flotação de Chumbo-Zinco, e os resultados experimentais são ilustrados na **Figura 5.5.3**.

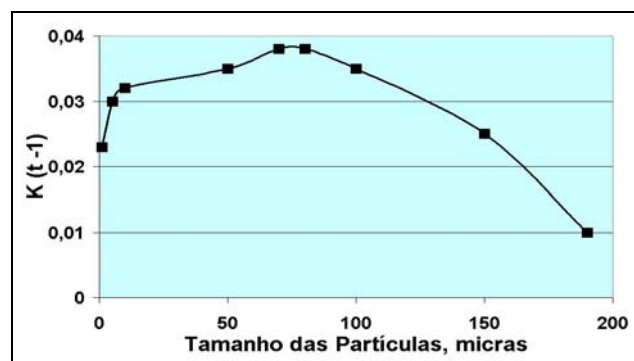


Figura 5.5.3 – Constante Cinética da Flotação de Calcopirita (Lindgren E. e Broman P.)

O ponto ótimo de flotação está na faixa de 60 a 70 μm . 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 5.5.4**.

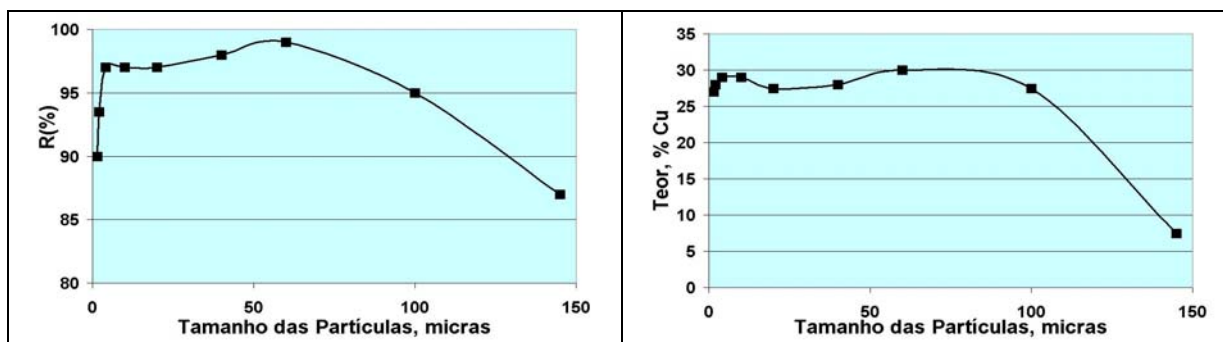


Figura 5.5.4 – Flotação de Calcopirita em função do Tamanho (Lindgren E. e Broman P.)

Mais uma vez, demonstra-se que a faixa de tamanho entre 60 a 70 micras apresenta os melhores resultados metalúrgicos. Na ótica do **Modelo Operacional**, observando o gráfico de recuperação vs. tamanho, os resultados apresentados estão ainda longe dos valores de equilíbrio para o sistema, comprometendo o nível de sensibilidade das conclusões obtidas. 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 μm . A recuperação de Chumbo atinge o seu valor ótimo na faixa de 15 a 30 μm 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 μm , para logo cair também drasticamente. Os resultados são ilustrados na **Figura 5.5.5**.

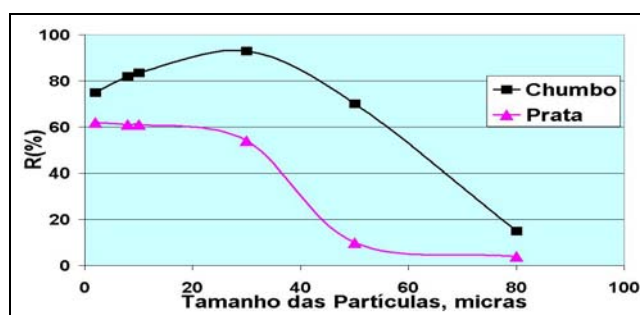


Figura 5.5.5 – Recuperação de Chumbo e Prata em função de Tamanho das Partículas Frew J.A. e outros (1988)

Falutsu M. e Dobby G.S. (1989) estudam a flotação de Sílica pura (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 μm , 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.

5.5.2 Flotação de Partículas Grossas

No item 1.2.3 do **Capítulo 1** foi indicado que a partícula mineralizada deve enfrentar diversas etapas para fazer parte do concentrado. Estes aspectos têm particular importância para as partículas mais grossas, onde uma maior eficiência permitiria reduzir custos de moagem e perdas nas frações finas (**Soto H. e Barbery G.**, 1987), e são detalhados a seguir:

1. **Colisão:** Dados experimentais têm indicado que a eficiência da colisão entre a partícula e o Coletor é favorecida junto com o aumento do tamanho da partícula.
2. **Captura:** A probabilidade de adesão ou captura está determinada pela hidrofobia da superfície e pelo tempo disponível para acontecer. A hidrofobia não é afetada pelo tamanho da partícula. Se estiverem presentes partículas finas, devido à grande superfície específica destas últimas, acontece um consumo considerável do Coletor disponível na polpa, de modo que as partículas grossas poderiam ser prejudicadas. Por esta razão, algumas usinas industriais têm optado por dividir os circuitos em grossos e finos. Outra linha a ser pesquisada, consiste em aumentar o tempo de residência das partículas grossas, devido a sua baixa taxa de flotação.
3. **Estabilidade no Sistema Hidrodinâmico:** O balanço de forças que atua sobre a bolha mineralizada inclui: peso (força de gravidade), flotabilidade, pressão hidrostática, tensão capilar, compressão, etc. Na ausência de turbulência partículas até maiores que 1.000 μm podem flotar, caso o ângulo de contato da superfície com a água o permita (hidrofobia). Em fluxo turbulento, o tamanho da partícula pode cair, no caso de aumentar a energia cinética da partícula (velocidade, peso) até um valor superior à energia requerida para tirá-la da bolha (equilíbrio). Para um determinado ângulo de contato (hidrofobia da partícula) o tamanho limite de flotação pode cair para a metade ou menos quando comparado ao valor equivalente em condições de não turbulência. **Sandstrom E. e Jonsson H.** (1988) comentam que a maior densidade da polpa favorece a recuperação de partículas mais grossas e pesadas, como é o caso do minério de Ouro, que em processos de flotação unitária (ou “flash flotation”) chega a atingir quase 70% de sólidos.
4. **Levitação:** Uma vez formada e estabilizada a bolha mineralizada, o tamanho da bolha toma muita importância. Partículas grossas não podem ser elevadas por bolhas pequenas, como aquelas frequentemente encontradas nas operações industriais, em células convencionais de flotação. Existem algumas referências sobre este tema, onde se tem encontrado que o tamanho médio da bolha em células convencionais de flotação é de 0,5 mm de diâmetro; a capacidade de carga desta bolha, na água, é próxima de 0,065 mg. Então, para levantar uma partícula grossa de, por exemplo, 4 mg (tamanho de 1.000 μm , cúbico, de $SG = 4,0$, apresentando um peso na água de 3,0 mg), seria necessário que esta partícula fosse capturada por 46 bolhas, o qual é impossível. Bolhas de 1 mm podem carregar 0,52 mg, ou seja, a partícula do exemplo precisaria de 6 bolhas para levantar. Em resumo, na flotação de partículas grossas, bolhas de maior tamanho devem ser produzidas, maiores que aquelas comumente observadas em células convencionais de flotação.
5. **Transferência para a Fase Espuma:** Tem-se observado que a entrada de partículas grossas produz uma certa desestabilidade na espuma.
6. **Permanência na Fase Espuma:** As partículas grossas drenam de volta para a polpa mais rápido que as partículas pequenas. Por esta razão, altas vazões de ar são necessárias para a flotação de partículas grossas.

5.5.3 Flotação de Partículas Finas

O tratamento de partículas minerais finas (13 – 37 μm) e ultrafinas (< 13 μm), constitui um dos principais problemas da mineração atual, como relatam **Capponi F. e outros** (2004); estima-se que 1/3 da produção mundial de fosfatos, 1/6 da de cobre, 1/5 da de tungstênio, 1/2 da produção boliviana de estanho, 1/10 da produção americana de ferro, junto com milhões de toneladas de outros minerais são perdidos nestas frações. Partículas ultrafinas causam diversos problemas na flotação, de modo que a operação de deslamagem, antes da flotação, é de uso comum e às vezes muito conveniente. A alta superfície específica das frações finas demanda alto consumo de coletor; e o fato de acompanharem a água junto com o concentrado torna a sua drenagem mais difícil nas etapas de limpeza.

Fuerstenau D.W. (1988) comenta sobre experiências de floculação, que permitem o afundamento de ganga fina indesejável e uma substantiva melhora de hidrofobia das partículas aglomeradas do nosso interesse. Como antes comentado, a solução fundamental é de moer bem, principalmente atendendo o grau de heterogeneidade dos diferentes minérios. **Roe-Hoan Yoon** (1992) comenta sobre as vantagens de reduzir o tamanho da bolha para melhorar a cinética de flotação em partículas finas. O Autor pesquisa as dificuldades para flotar partículas menores que 10 μm ou quando o minério traz presente ganga fina não metálica. Pequenas partículas atingem baixa recuperação e, por outro lado, as partículas finas de ganga, além de adsorver excesso de coletor, são facilmente arrastadas para a espuma junto com a água, prejudicando a seletividade do processo.

Cárcamo H. e outros (1992) sugerem a Eletroflotação, com produção de bolhas de pequeno tamanho mediante a aplicação de corrente elétrica através de eletrodos situados na polpa, causando a eletrolise da água. Para comparação, na **Tabela 5.5.1** são apresentados os valores típicos de tamanho de bolha em diferentes condições de flotação.

Tabela 5.5.1 – Tamanho da Bolha em Células de Flotação (**Cárcamo H. e outros**, 1992)

Processo	Tamanho da Bolha, mm
Eletroflotação	0,008 – 0,015 (8 a 15 μm)
Células de Coluna	1 – 2 mm
Células Mecânicas	5 – 10 mm

Os Autores relatam experiências de flotação de limpeza em células de laboratório (batch), com concentrado Rougher obtido diretamente da usina industrial, com 12,3% Cu, utilizando água de mar (Norte do Chile). O objetivo é melhorar a seletividade do processo (melhorar a recuperação e o teor dos concentrados) que na época arrastavam muita ganga fina, devido ao fino tamanho de moagem requerido para a liberação das partículas. A utilização de água de mar apresenta características especiais para a eletroflotação, pela sua condutividade elétrica. Em geral, sem entrar em considerações sobre o alto custo desta nova técnica, os resultados da eletroflotação apresentaram melhores resultados que a flotação convencional (8% a mais de recuperação para o mesmo teor de concentrado final).

Rodrigues R.T. e outros (2004) desenvolvem um interessante sistema para avaliação da distribuição de tamanho de bolas de ar geradas por dois métodos: despressurização de ar dissolvido e ar induzido. Foram medidos o diâmetro médio e a distribuição de tamanho de bolas com aqueles diferentes sistemas de geração de bolhas, desde microbolhas (< 100 μm) até bolhas maiores (2 mm). Devemos lembrar que as bolhas são o veículo de transporte das partículas e que as partículas susceptíveis ou convenientes para flotar são as mesmas.

A melhor forma de lidar com finos e ultrafinos é:

- Não gerá-los;
- Fazer um estudo custo / benefício sobre a necessidade de aprofundar nos resultados metalúrgicos na fração ultrafina;
- Os finos naturais ($< 5 \mu\text{m}$) devem ser eliminados antes do processo de moagem, preferentemente antes do processo de britagem secundária (Pre-concentração);
- Moer convenientemente os minérios, principalmente quando são muito heterogêneos (por exemplo, magnetita com minerais moles). Isso significa otimizar as operações de moagem, tema de um outro texto desta série iniciada pelo **Modelo Operacional**.
- Flotar com alta seletividade
 - Utilizar o método de Condicionamento de Alta Intensidade descrito no Item 4.3.
 - Mínima dosagem de reagentes para atingir os valores de equilíbrio (R_e , R_{cm_e}).
 - Não misturar com cargas circulantes (Simplex, Scavenger) que homogeneizam a faixa mais fina com mistos pobres, (dificultando a captura das partículas novas).

5.6 Exemplos de Avaliação

5.6.1 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.

Resumo:

Na usina, o P80 da moagem foi incrementado gradativamente de 20 μm para as atuais 50 μm . 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 μm , 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 5.6.1**.

Tabela 5.6.1 – Liberação do Minério de Almagrera (**Acosta F.M. e outros**, 1991)

Faixa Granulométrica (μm , 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 μm . O mesmo não acontece com a Calcopirita, que requer um tamanho inferior a 23 μm 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 μm , 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 5.6.1**.

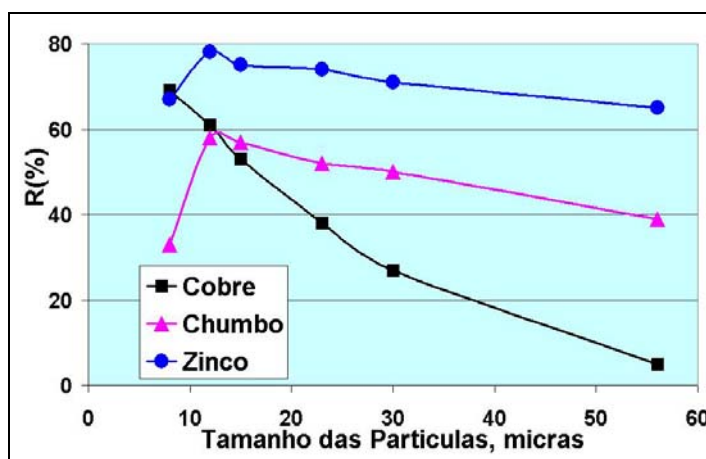


Figura 5.6.1 – Recuperação vs. Tamanho das Partículas (Acosta F.M. e outros, 1991)

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 μm);
- 15 minutos de flotação, com duas alíquotas: aos 5 e logo aos 15 minutos.

Como indicado no item 5.4.1, 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 (o atual, PAX – Potassium Amyl Xanthate, provou ser o melhor, como mostrado no item 4.4.2 do **Capítulo 4**), 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 μm . 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 5.6.2**. Os valores de **Rcm** são introduzidos pelo **Modelo Operacional** ($a_f = 0,7\% \text{Cu}$).

Tabela 5.6.2 – 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 μm , foi retirada e remoída a fração + 32 μm , 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. Utilizando os procedimentos do **Modelo Operacional** foram plotados os valores obtidos na Tabela 5.6.2 junto com os resultados da moagem estagiada, e são apresentados na **Figura 5.6.2**, de onde podemos observar que não existem diferenças significativas de seletividade entre os testes (ainda sem conhecer o valor de equilíbrio para o Rougher).

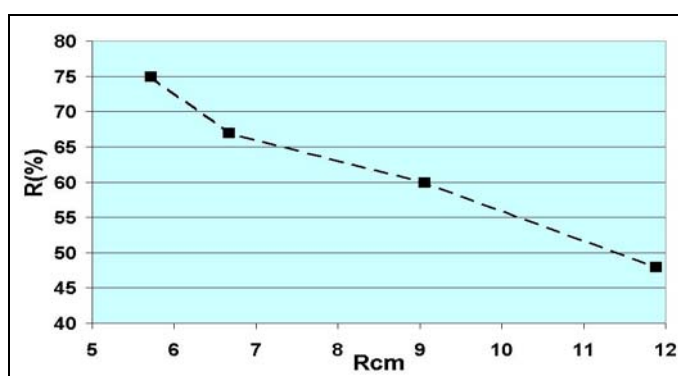


Figura 5.6.2 – Seletividade da Flotação de Calcopirita

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 μm , incorporando dentro do moinho o reagente coletor de Cobre; flotação Rougher no ponto de equilíbrio.

5.6.2 Minérios Refratários de Cobre

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. No item 4.5.2 foram comentadas as características dos minérios chamados de “refratários”, os quais correspondem a minérios cuja performance metalúrgica é insuficiente através de processos convencionais, tornando antieconômica sua exploração. 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 μm , 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 foram mostradas na Tabela 4.5.3 do **Capítulo 4** anterior, à qual recomendamos uma nova leitura.

Resumo:

Foram estudados três diferentes tipos de minérios refratários, os quais apresentam um pequeno tamanho de liberação (aproximadamente 20 μm). O estudo pretende avaliar a liberação destes minérios para diferentes graus de moagem.

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 5.6.3** são apresentados os resultados de liberação de minério de Cobre para diferentes tamanhos de partículas, onde se observa que, a 20 μm , 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.

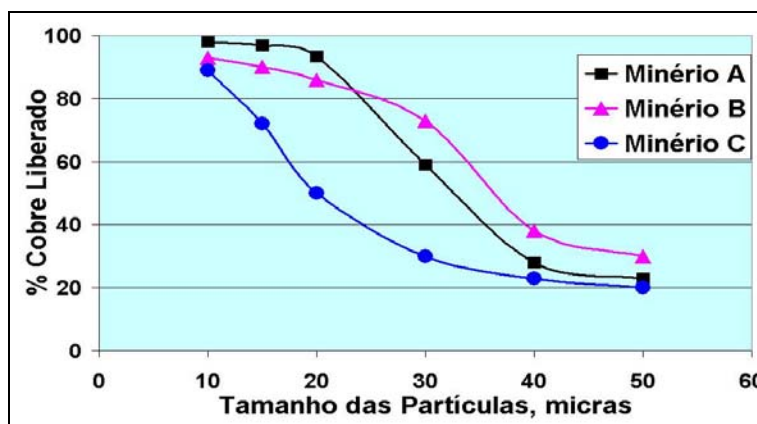


Figura 5.6.3 – Liberação de Calcopirita (Bulatovic S. e Salter R.S., 1991)

Moagem:

No **Item 5.2** 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 μm , sem precisar de excessiva energia específica, como ilustrado na **Figura 5.6.4**.

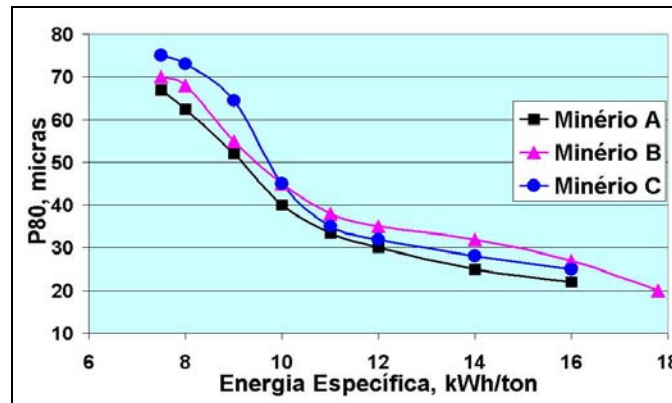


Figura 5.6.4 – Consumo Específico de Energia em Minérios Refratários (Bulatovic S. e Salter R.S., 1991)

Da figura podemos observar que, para um P80 de 30 μm , 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 5.6.3. Os Autores observaram que, para o P80 de 30 μm , 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 μm 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 μm .

Seletividade:

Na **Figura 5.6.5** é mostrada a relação entre a % de massa concentrada no Rougher (**SPLIT** = $100/\text{Rcm}$) em função do P80, para uma recuperação Rougher constante e igual a 93%.

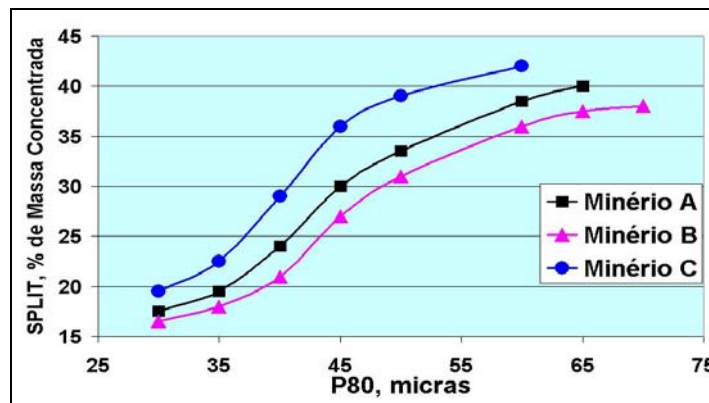


Figura 5.6.5 – Seletividade da Flotação para R = 93% Cu (Bulatovic S. e Salter R.S., 1991)

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 5.6.5, para uma moagem primária a 55 μm , 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.

5.6.3 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 5.6.3**, e correspondem a uma flotação Rougher, em célula batch, com duas retiradas de espuma, aos 10 e 15 minutos, respectivamente.

Tabela 5.6.3 – 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; 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 é estabilizada, como ilustrado na Figura 5.6.6, para ambas amostras.

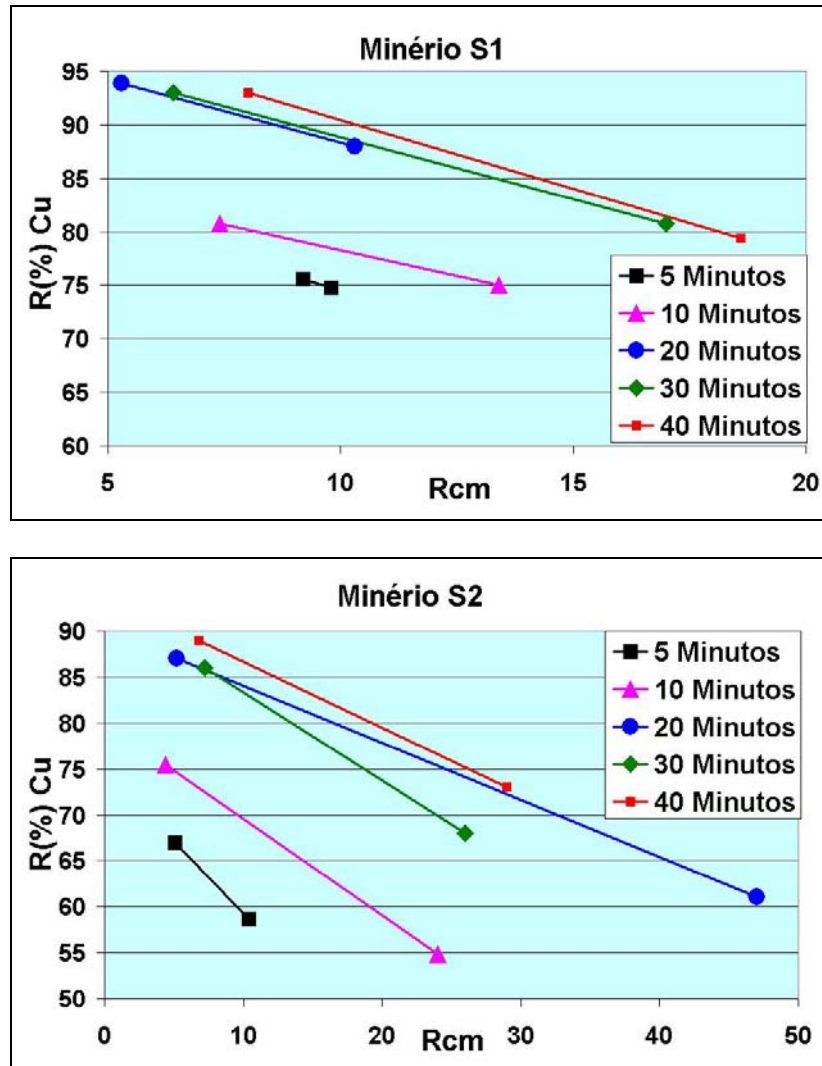


Figura 5.6.6 – Seletividade em Função do Tempo de Moagem (Yovanovic, 1988)

A contar dos 20 minutos de moagem a seletividade é estabilizada para ambas amostras, com vantagem significativa do minério S₁, que apresenta maior recuperação para similar **Rcm**.

CAPÍTULO 6 DIVERSIDADE MINERALÓGICA

6.1 Introdução

6.1.1 Objetivos do Capítulo

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 concentración por flotación, y la flotabilidad de las especies de nuestro interés depende no apenas de la naturaleza o abundancia de los minerales presentes, mas también da su textura, tamaño de los granos, 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 flotación. En este Capítulo iremos apenas a discutir resumidamente algunas cuestiones derivadas de la diversidad mineralógica de los minerales sometidos al proceso de concentración de masa por flotación.*

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 concentração por flotação, e a flotabilidade das espécies do nosso interesse depende não apenas da natureza ou abundância dos minérios presentes, mas também da sua textura, tamanho dos grãos, 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 flotação. Neste Capítulo iremos apenas discutir resumidamente algumas questões derivadas da diversidade mineralógica dos minérios submetidos ao processo de concentração de massa por flotação.

É conveniente estabelecer no Laboratório um teste padrão que permita avaliar rapidamente as propriedades macro-fenomenológicas introduzidas pelo **Modelo Operacional**: Cinética, Seletividade e Equilíbrio da Transferência Macromolecular de Massa. O teste padrão foi definido no **Capítulo 4**, item 4.2.3. 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, como por exemplo, no curto prazo, a dosagem de reagentes. 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 podem ser previstos com estes procedimentos de caracterização de minérios, principalmente quedas no teor de alimentação, aumentos de dureza e perdas em resultados metalúrgicos que poderiam no futuro provocar a queda da taxa de concentrados produzida pela usina, objetivando, ao menos, manter a capacidade de produção.

Outros aspectos que foram tratados anteriormente também serão utilizados neste capítulo, como por exemplo:

- Cinética e Seletividade da Flotação (**Capítulos 2 e 3**)
- Reagentes Utilizados (**Capítulo 4**)
- Características da Moagem e Liberação (**Capítulo 5**)

As limitações por causa do processo e da configuração dos circuitos será brevemente tratada no próximo **Capítulo 7** e, em maior detalhe, nas partes seguintes do texto, no **Volume 2**, que trata das **Operações Industriais de Flotação**. Para todos estes trabalhos a correlação (scale-up), com a usina industrial, é fundamental e o **Modelo Operacional** pode colaborar muitíssimo neste campo de decisões de processo.

6.1.2 Diversidade Mineralógica na Flotação

Para uma melhor compreensão deste Capítulo, os minérios serão divididos em duas grandes categorias: Sulfetos e Minérios Metálicos (**Item 6.2**); e Minérios Não-Metálicos e Não Sulfetos (**Item 6.3**). A flotação de sulfetos de minérios metálicos é a área mais importante desta operação unitária, como detalhado a seguir:

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). A concentração do minério de Ferro é feita normalmente por processo de “flotação inversa”, onde o Ferro é o produto afundado (rejeito) da flotação da ganga de sílica e alumina, principalmente.

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 (CuFeS_2), Bornita (Cu_5FeS_4), Calcosita (Cu_2S) e Covelina (CuS). A Pirita (FeS_2) é normalmente o principal sulfeto presente, e deve ser deprimida, normalmente com a utilização de circuito alcalino (item 4.5.2). A Molibdenita (MoS_2) pode, eventualmente, apresentar-se em quantidades que tornem atrativo o seu beneficiamento. Alguns óxidos de Cobre aparecem em pequenas quantidades e não respondem ao processo de flotação de sulfetos. A utilização do circuito alcalino, com leitada de Cal, é de uso quase que geral para todos os minérios de Cobre porfírico.
- B. Os sulfetos de Cobre contidos em base de sulfetos de Ferro apresentam uma fina disseminação dentro de grãos de Pirita e de Pirrotita (Fe_xS). Estes minérios requerem uma moagem muito fina para obter uma adequada liberação dos grãos de sulfetos de Cobre, além disso, o concentrado Rougher requer remoagem para atingir uma liberação que possa conduzir a teores convenientes no concentrado final. O circuito alcalino é o preferido para deprimir sulfetos de Ferro. Pelo tamanho menor dos grãos, o tempo de flotação requerido é maior que para os minérios porfíricos.

Óxidos e Minérios de Cobre Metálico

Carbonatos de Cobre (Malaquita – $\text{Cu}_2[\text{OH}]_2\text{CO}_3$, e Azurita – $\text{Cu}_3[\text{OH}]_2[\text{CO}_3]_2$) e a Cuprita (Cu_2O) não respondem bem ao processo de flotação. O método mais comum de tratamento é o da Sulfidização dos minérios oxidados de Cobre, seguido pela flotação (item 4.6.2).

Os minérios de Cobre sulfidizados flutam sob certas condições limites de Eh. O Silicato de Cobre conhecido como Crisocola ($\text{CuSiO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) não responde ao processo de flotação. O Cobre metálico responde bem à flotação, em circuito levemente alcalino.

Cobre/Molibdênio

É obtido primeiramente um concentrado bulk de Cu/Mo, seguido pela depressão do Cobre e flotação da Molibdenita (MoS_2), utilizando, principalmente, hidrosulfito de sódio. Nas etapas de limpeza é adicionado NaCN, para continuar deprimindo o Cobre.

Sulfetos de Chumbo

O minério mais típico é a Galena (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). A Galena flota facilmente e a adição de pequenas dosagens de Cianeto de Sódio tornam o processo mais seletivo na presença de Zinco, de Pirita ou de Pirrotita.

Zinco

O minério mais comum é a Esfalerita - (ZnS), e a sua flotação requer de uma ativação prévia com Sulfato de Cobre (CuSO_4) em meio alcalino. A Esfalerita ocorre normalmente junto com Pirita, a qual também é ativada na presença de CuSO_4 , de modo que a aplicação de leitada de Cal deve continuar após a aplicação do ativador. Raramente aparecem óxidos de Zinco e, quando acontecem, vem junto com sulfetos de Chumbo ou na superfície das partículas de Esfalerita. **De Aquino J.A. e outros (2004)** reportam que cerca de 90% do zinco produzido no mundo é originário do processamento da esfalerita; os minérios sulfetados de zinco contêm, normalmente, de 2 a 12% desse elemento e apresentam associações com minerais de chumbo, cobre e com metais base tais como a prata.

Chumbo/Zinco

Estes minérios aparecem normalmente com Pirita. Junto a eles, aparecem normalmente pequenas quantidades de Cobre, Prata e Ouro. A prática geral considera primeiro a flotação do Chumbo, deprimindo o minério de Zinco e a Pirita mediante a utilização de uma mistura entre NaCN e $ZnSO_4$. Posteriormente, os minérios de Zinco são reativados com Sulfato de Cobre ($CuSO_4$) e flotados seletivamente. Algumas operações recuperam o concentrado de Pirita após a flotação do Chumbo e do Zinco, reduzindo o pH para 7 a 8,5 com a adição de ácido sulfúrico.

Cobre/Chumbo/Zinco

O processo escolhido depende muito do teor de Cobre presente, que torne interessante o seu beneficiamento. Nestes casos, como será discutido no item 6.2.4, deve-se optar entre a flotação seletiva de cada uma das espécies ou uma primeira flotação bulk de todos os sulfetos do nosso interesse. Normalmente é utilizada a flotação de Cobre e Chumbo, junto com a depressão do Zinco, seguida de uma remoagem do concentrado Cu/Pb para proceder a uma flotação seletiva entre ambas espécies, começando pelo Cobre, onde a seleção do melhor Coletor é uma das tarefas mais interessantes nos estudos de laboratório.

Cobre/Chumbo

Nestes casos é possível seguir duas rotas de processo: flotar o Cobre e deprimir o Chumbo, ou vice-versa. Para o primeiro caso, quando o conteúdo de Chumbo no concentrado Cu/Pb é superior a duas vezes o conteúdo de Cobre, é preferível afundar a galena e flotar seletivamente o Cobre. O depressor mais utilizado é o Dicromato de Sódio (1.000 g/ton). Para o segundo caso, o Cobre pode ser deprimido com Cianeto de Sódio (500 g/ton). Em alguns casos, para evitar a dissolução de metais preciosos e de minérios secundários de Cobre, é utilizado como depressor de Cobre uma mistura de $ZnSO_4 + NaCN$ e água.

Cobre/Zinco

Em ambiente levemente alcalino (8 a 10), os minérios de Cobre e Zinco são flotados seletivamente, com o Cobre primeiro (afundando a Esfalerita) e logo se procede à ativação do minério de Zinco da forma antes mencionada (com $CuSO_4$).

Cobre/Cobalto

Duas opções são comumente utilizadas: Flotação Seletiva, com o Cobre flotando primeiro, em pH 10 a 11, adicionando Cal no moinho e uma pequena quantidade de NaCN (25 g/ton); ou uma flotação bulk Cu/Co, seguida de uma separação seletiva.

Cobre/Níquel

Os principais sulfetos presentes neste tipo de minérios são: Calcopirita - $CuFeS_2$, Pentlandita - $(Fe,Ni)_9S_8$ e Pirrotita - Fe_xS . Normalmente são acompanhados com Platino e Ouro. Para obter uma máxima recuperação de Cobre e Níquel é utilizada a ativação com $CuSO_4$ para a obtenção de um concentrado bulk de Cu/Ni, a pH natural, empregando Xantato como Coletor. A recuperação de Níquel é muito baixa quando existem silicatos de Níquel presentes no minério. A Pirrotita acompanha o concentrado de Níquel e é tirada por separação magnética.

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 posteriormente 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 μm 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 μm , 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 μm). Após uma moagem a P80 75 μm , que equivale ao produto da moagem que alimenta a gravimetria, 81% do Ouro está suficientemente liberado, 10% com Arsenopirita, 3% com Pirita e 5% com ganga não sulfeto.

Prata

Normalmente aparece em associação com sulfetos de metais como Cobre, Chumbo e Zinco, flotando junto com os primeiros. A Argentita (Ag_2S) flota muito bem; também flota bem outros minérios de Prata como a Cerargita (AgCl) e a Prustita-Pirargita ($3\text{Ag}_2\text{S}[\text{As,Sb}]_2\text{S}_3$).

6.2 Sulfetos e Minérios Metálicos

Aproveitando as orientações sugeridas por **Malghan S.G** (1986) na abordagem de pesquisa para o tratamento de minérios porfíricos, este Capítulo será separado com base nos problemas de flotação derivados da Diversidade Mineralógica dos minérios:

- Presença de Lamas e Ultrafinos
- Pirita/Calcopirita
- Óxidos e Minérios Oxidados
- Diferentes Sulfetos Metálicos
- Variabilidade do Minério
- Casos Especiais

Os minérios com sulfetos minerais tratam-se sempre de diversos sulfetos e ganga. Raramente acontece a separação de apenas um sulfeto da ganga, o qual seria chamado de flotação seletiva. Pelo contrário, a separação de todos os sulfetos da ganga é chamada de flotação “bulk”. Sulfetos de Cobre (como a Calcopirita – CuFeS_2), Chumbo (PbS) e Zinco (ZnS) são normalmente encontrados no mesmo minério. Algumas características gerais para a flotação de sulfetos são:

1. Os coletores utilizados são Xantatos (ditiocarbonatos) e ditiofosfatos.
2. A adsorção química dos Xantatos e a presença de oxigênio são essenciais para a flotação de sulfetos.
3. Em igualdade de outros fatores, o incremento na longitude da cadeia para uma série homóloga de reagentes, torna mais fortes os coletores.

4. Para uma determinada concentração de coletor, existe um valor crítico de pH que determina o limite entre as condições de flotação ou de não flotação das partículas.
5. Os íons OH^- , S^{2-} , CN^- , $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ são depressores comuns de sulfetos, e são utilizados para controlar a seletividade da flotação de determinadas espécies; Cu^{2+} é um ativador de ZnS na flotação com Xantatos.

6.2.1 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 Mena 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 prévias 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 podem ser resumidos em:

- 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.

Mistura com Rejeitos Grossos

Malghan comenta sobre um artifício utilizado por Goroditskii e outros (1973), que consiste em misturar a alimentação do circuito Rougher com rejeitos grossos reciclados do mesmo circuito, propiciando uma significativa melhoria na seletividade e na qualidade do concentrado Rougher. Obviamente, esta mistura faz diluir o teor de alimentação, ao introduzir rejeitos com apenas 0,19 %Cu contra 0,73 %Cu da alimentação fresca. Os resultados são apresentados na Tabela 6.2.1, onde se observa que a experiência de Goroditskii produz realmente uma melhoria na seletividade do processo, porém com incremento da taxa efetiva de alimentação ao circuito, reduzindo o tempo de flotação do banco, de modo que uma análise mais detalhada permitiria verificar a viabilidade desta alternativa.

Tabela 6.2.1 – Adição de Rejeitos Grossos na Flotação (Malghan S.G., 1986)

% de Rejeitos na Alimentação	Teor Efetivo de Alimentação, %Cu	Concentrado (%Cu)	Recuperação (%)	Rcm
0	0,73	4,7	70,9	9,08
10	0,68	5,8	71,8	11,88
25	0,62	6,7	72,5	14,91
50	0,55	8,8	74,1	21,59

Normalmente, a melhor solução é a de descartar as lamas naturais antes de entrar no processo de flotação. Para reduzir o consumo de Coletor, normalmente Xantato, muitas vezes é utilizado Silicato de Sódio (NaSiO_2) como depressor de lamas, e também o Sulfeto de Sódio (Na_2S), o qual é adsorvido preferencialmente pelas lamas, reduzindo o consumo de Xantato.

6.2.2 Pirita/Calcopirita

La Pirita (FeS_2) posee una altísima flotabilidad, particularmente en pH ácido, y su presencia en minerales sulfurados dificulta la obtención de altas leyes en los concentrados. La utilización de Cal, Cianuro y hasta aumento de temperatura de la pulpa, son condiciones de proceso utilizadas comúnmente en los circuitos de limpieza con alto contenido de Pirita. En muchos casos puede ser conveniente la concentración inversa, o sea, flotar primero la mayor parte de la Pirita, en medio ácido, para después proseguir con la sustancia de nuestro interés. De cualquier modo, la velocidad de flotación de la Pirita es inferior a la velocidad del grano mixto Pirita/Calcopirita y bien menor que la Calcopirita (CuFeS_2), de modo que, con mayor cuidado en la selectividad de la flotação Rougher, utilizando los valores de equilibrio, es posible en algunos casos eliminar la Pirita sin grandes pérdidas de otros sulfuros. Como antes comentado, la Calcopirita posee hidrofobia natural suficiente como para flotar sin la necesidad de Colector, cuyo probable mecanismo consiste en la formación de una camada de azufre en la superficie del mineral.

A Pirita (FeS_2) possui uma altíssima flotabilidade, particularmente em pH ácido, e a sua presença em sulfetos dificulta a obtenção de altos teores nos concentrados. A utilização de Cal, Cianeto e até aumento de temperatura da polpa, são condições de processo utilizadas comumente nos circuitos de limpeza com alto conteúdo de Pirita. Em muitos casos pode ser conveniente a concentração inversa, ou seja, flotar primeiro a maior parte da Pirita, em meio ácido, para depois prosseguir com a substância do nosso interesse. De qualquer modo, a velocidade de flotação da Pirita é inferior à velocidade do grão misto Pirita/Calcopirita e bem menor que a Calcopirita (CuFeS_2), de modo que, com maior cuidado na seletividade da flotação Rougher, utilizando os valores de equilíbrio, é possível em alguns casos eliminar a Pirita sem grandes perdas de outros sulfetos. Como antes comentado, a Calcopirita possui hidrofobia natural suficiente como para flotar sem a necessidade de Coletor, cujo provável mecanismo consiste na formação de uma camada de enxofre na superfície do minério.

Envelhecimento

Os minérios de Pirita e Calcopirita sofrem alterações durante o seu manuseio (stock-pile, moagem, transporte de polpas, etc.). O uso de pilhas de homogeneização não é muito recomendado para este tipo de minério, pelo risco de sofrer oxidação superficial. **Acosta F.M. e outros** (1991) constata o envelhecimento do minério na usina concentradora de Almagrera, Espanha. As amostras da mina, britadas a – 4mm são guardadas em freezer, a – 18°C, para futuros testes. O procedimento de preparação das amostras dura 2 dias e, mesmo congeladas no freezer, se observa uma perda gradativa na recuperação de Cobre, apresentando 10% a menos após 6 meses de congelamento.

Qualidade dos Concentrados

Aravena J.J. e Vega J.P. (1991) analisam o comportamento dos concentrados de Cobre de Chuquicamata, Chile, em relação ao aumento da proporção de Pirita e de Calcopirita na alimentação, entre os anos 1981 até 1995 (este último ano foi apenas estimado). Os resultados são mostrados na **Tabela 6.2.2 A**.

Tabela 6.2.2 A – Alimentação Conc.de Chuquicamata (Aravena J.J. e Vega J.P.,1991)

	1981	1985	1987	1989	1990	1995 (*)
Elemento	Análises Químicas (%)					
Cobre	1,99	1,64	1,63	1,47	1,42	1,09
Ferro	1,52	1,56	2,13	1,97	1,80	2,20
Relação Cu/Fe	1,31	1,05	0,77	0,75	0,79	0,50
Espécies	Análise Mineralógica (%)					
Calcocita (Cu ₂ S)	38,7	32,5	22,2	21,3	22,7	4,5
Covelina (CuS)	10,4	12,0	10,8	10,2	12,2	6,9
Calcopirita (CuFeS ₂)	4,8	7,7	10,4	13,4	11,1	31,7
Enargita Cu ₃ (As,Sb)S ₄	5,9	4,7	5,1	3,9	4,8	4,5
Pirita (FeS ₂)	37,4	39,4	47,4	47,6	45,5	48,8
Outros	2,8	3,7	4,1	3,6	3,7	3,6

Os concentrados de Cobre e Molibdênio também mudam, como mostrado na Tabela 6.2.2 B, onde se observa uma queda de teor de Cobre e aumento de Ferro nos concentrados.

Tabela 6.2.2 B – Concentrado Cu/Mo de Chuquicamata (Aravena J.J. e Vega J.P.,1991)

	1981	1985	1987	1989	1990	1995 (*)
Elemento	Análise Química (%)					
Cobre	38,4	37,6	35,5	35,1	34,7	31,3
Ferro	18,2	18,3	19,3	20,1	19,9	22,6
Relação Cu/Fe	2,11	2,05	1,84	1,75	1,74	1,38
Espécies	Análise Mineralógica (%)					
Calcocita (Cu ₂ S)	37,0	34,0	27,1	25,5	25,8	20,3
Covelina (CuS)	6,7	8,2	10,8	10,8	11,9	10,7
Calcopirita (CuFeS ₂)	5,0	7,7	10,6	15,0	10,8	14,0
Enargita Cu ₃ (As,Sb)S ₄	6,0	4,2	5,8	4,8	4,7	3,9
Pirita (FeS ₂)	34,3	34,3	34,7	33,7	36,2	41,0
Outros Sulfetos	3,5	4,6	4,0	4,9	3,8	3,1
Ganga	7,4	7,0	7,0	6,4	6,8	7,0

O aumento da proporção de Pirita e de Calcopirita no Concentrado faz aumentar o fluxo mássico de concentrado, afetando a capacidade da usina de flotação de Molibdenita, que vem a seguir. O Concentrado afeta também as operações da Fundição, aumentando as emissões de gás SO₂. Comparando os resultados de duas usinas de beneficiamento, com diferente composição mineralógica, podemos observar este efeito. Os dados são apresentados na Tabela 6.2.3.

Tabela 6.2.3 – Concentrados Finais de Sulfetos de Cobre (Yovanovic, 1977)

Substâncias	Andina	El Teniente
Análises Químicas (%)		
CuT (Cobre Total)	32	40
FeT (Ferro Total)	29	20
Insolúveis	5	6
Análise Mineralógica (%)		
Calcopirita	80	48
Pirita	8	11
Calcocita + Covelina	5	26
Bornita	1	1

Flotação sem Coletor

Kelebek S. e Huls B.J. (1991) desenvolvem um estudo de flotação da Calcopirita na ausência de Coletor, em minérios de Cu-Ni, com o objetivo de produzir concentrados para alimentar a operação de lixiviação, sem Xantatos, que prejudicam esta operação. Os minérios utilizados provêm das minas de Falconbridge Ltd. e da Strathcona Mines, de Canadá, cuja composição química e mineralógica é apresentada na **Tabela 6.2.4**, a seguir.

Tabela 6.2.4 – Minérios Testados para Flotação de Calcopirita (**Kelebek S. e Huls B.J.**,1991)

Minério Testado	Composição Química e Mineralógica (% em peso)					
	Cu	Ni	S	Cp (*)	Pn (*)	Po (*)
Falconbridge Ltd.	1,3	2,1	13,9	3,7	5,3	28,1
Strathcona Mines	1,0	1,9	20,1	2,9	4,3	44,1
Minério de Strathcona, após Separação Magnética	1,0	1,3	4,3	3,0	3,6	5,5

(*) **Cp** = Calcopirita ($CuFeS_2$); **Pn** = Pentlandita ($(Fe, Ni)_9S_8$); **Po** = Pirrotita (Fe_xS)

O roteiro dos testes efetuados consistiu em:

- Amostra: Polpa de alimentação aos moinhos secundários de bolas (-10 mesh), tanto na usina de Falconbridge como a de Strathcona.
- Moagem: A polpa é moída em moinho de barras de laboratório, com barras de aço, durante aproximadamente 40 minutos, com aproximadamente 67% de sólidos. O produto moído atinge 65% -200 mesh.
- Condicionamento: A polpa é diluída para 40% de sólidos, e célula Denver de 4 litros. Agitação previa de 10 minutos, antes da adição de Espumante.
- Espumante: TEB (trietoxibutano), e quase todos os testes, com 0,032 lb/ton.
- Concentrados: 4 concentrados parciais aos 2, 4, 8 e 12 minutos de tempo acumulado.
- Separação Magnética: Separador de polia, de laboratório, após 45 minutos de moagem do minério de Strathcona.
- pH: O mesmo da polpa alimentada na usina, entre 8 e 8,5, sem ajuste durante o teste.
- Aditivos: Ácido cítrico e tetrionato de Sódio, com 0,6 lb/ton.

Os resultados da flotação para o minério de Falconbridge, com ou sem o aditivo de Sódio são ilustrados na **Figura 6.2.1**.

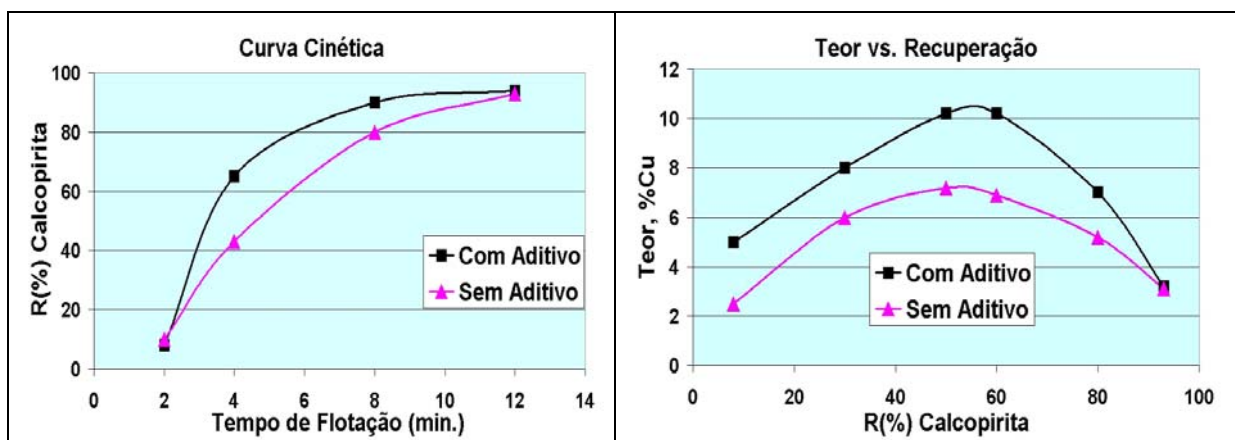


Figura 6.2.1 – Flotação de Calcopirita de Falconbridge (**Kelebek S. e Huls B.J.**,1991)

Na Figura 6.2.1 se observa que é obtida uma alta recuperação, em ambos casos (lembramos que esta recuperação refere-se a R_{oo} e não à recuperação de equilíbrio, como propõe o **Modelo Operacional**). A aplicação de tetrationato de Sódio melhora significativamente a seletividade e a cinética do processo, porém, na zona próxima de R_{oo} os resultados não apresentam muita diferença (12 minutos de tempo de flotação e teor de concentrado Rougher próximo de 3% Cu.). Para o minério de Falconbridge podemos observar que: $R_{em} = 3 / (1,3 \times 0,94) = 2,45$, ou seja, o processo está numa zona muito pouco seletiva e, provavelmente, muito longe do Ponto de Equilíbrio. Esta situação evidencia um excesso de Espumante e o arraste de partículas de ganga junto com o concentrado. Na Figura 6.2.1B podemos observar que o teor dos primeiros concentrados é muito baixo, o qual é típico da presença de substâncias hidrófobas muito finas contidas em alguns minérios, como o Talco, Vermiculita, Barita, Grafite e outras. Estas espécies inibem o começo da flotação da substância do nosso interesse, e aparecem concentradas na primeira alíquota de espuma retirada da célula.

Para o minério de Strathcona foi testada a flotação com e sem o Coletor, identificado como Z-8, o qual é adicionado com baixíssima dosagem (0,23 g/ton), e os resultados são mostrados na Figura 6.2.2A. Na Figura 6.2.2B é mostrado o efeito da separação magnética sobre a seletividade da flotação do mesmo minério, sem utilização de Coletor.

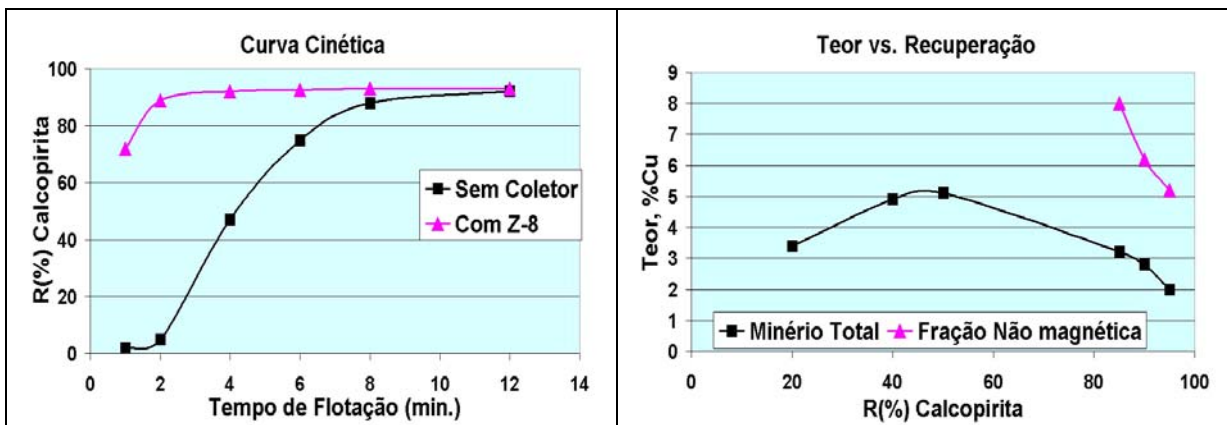


Figura 6.2.2 – Flotação de Calcopirita de Strathcona (Kelebek S. e Huls B.J.,1991)

Na Figura 6.2.2A se observa que o valor de R_{oo} é obtido em menos de 5 minutos, com a adição do Coletor; o teste sem Coletor demora 12 minutos em atingir um valor similar de recuperação; tamanha diferença pode ser muito importante no dimensionamento de circuitos industriais. É importante observar a grande dificuldade inicial de flotação deste minério na ausência de Coletor, devido à presença de Talco. De acordo com a Figura 6.2.2B, a seletividade aumenta expressivamente após a retirada do material magnético. O produto não magnético de Strathcona reduz de 44,1% para apenas 5,5% o conteúdo de Pirrotita na alimentação (ver Tabela 6.2.3), de modo que a Calcopirita e a Pentlandita são agora os sulfetos mais importantes. Com menos sulfetos presentes na polpa, a cinética de oxidação que forma a superfície hidrófoba rica em enxofre é mais efetiva na Calcopirita.

Um complemento muito interessante destas avaliações consistiu na análise mineralógica dos concentrados parciais e do rejeito, feito no laboratório, para a flotação do minério de Strathcona após a separação magnética, cujos resultados são apresentados na Tabela 6.2.5.

Tabela 6.2.5 – Concentrados do Minério de Strathcona (Kelebek S. e Huls B.J.,1991)

Espécie (%)	Conc. 1	Conc. 2	Conc. 3	Rejeito
Calcopirita	muito alto	5	baixo	traços
Pentlandita	15	10	7-10	traços
Pirrotita	25	23	25	traços
Pirita	2	2	-	traços
Talco	10	6	traços	3
Biotita	1-2	7-8	7	7
Clorita	traços	3	3	5
Magnetita	3	3	-	-
Feldespató	10	15-20	{35	{75
Quartzo	3	15		

Neste detalhe pode-se observar a tendência de flotabilidade das diversas espécies presentes, particularmente do Talco e da Pirita nas primeiras alíquotas de espuma concentrada. Esta situação é agravada na flotação do minério bruto, sem separação magnética, como observado nos gráficos 6.2.1 e 6.2.2 de Teor vs. Recuperação para ambos minérios, onde os primeiros concentrados são ainda pobres em Calcopirita.

6.2.3 Óxidos e Minérios Oxidados

A presença de minérios oxidados acontece normalmente nas zonas mais altas da jazida, ou mais alteradas. A baixa recuperação geral de minérios que possuem frações de minério oxidado se deve não apenas à presença destes, mas também das lamas associadas a estes tipos de minérios.

Los minerales oxidados de Plomo son más difíciles de flotar que sus correspondientes sulfuros, esta dificultad es relatada por Azañero O.A. y otros (2002) y está íntimamente asociada a la gran hidratación de carbonatos, sulfatos y silicatos, lo que a su vez se debe a la interacción de las moléculas de agua con los sitios polares que se crean en las superficies de estos minerales durante su fractura; como resultado de la adsorción de moléculas de agua en la superficie se forman grupos hidroxilo, siendo la superficie mucho más hidrófila comparada con la superficie de los sulfuros. Estas capas de agua tienen un efecto significativo en la humectación físico-química de la superficie del sólido y en la naturaleza de la adsorción, creando condiciones desfavorables para la flotación ya que la adsorción en la interfase mineral/agua de colectores para pasar de una situación hidrófila a hidrófoba es fundamental para que flote un mineral, en consecuencia cambiar las condiciones de esta interfase es muy importante y algunas veces es difícil de lograr en minerales oxidados.

Os minerais oxidados de Chumbo são mais difíceis de flotar que os seus correspondentes sulfetos, esta dificuldade é relatada por **Azañero O.A. e outros** (2002) e está intimamente associada à grande hidratação de carbonatos, sulfatos e silicatos, o qual pela sua parte se deve à interação das moléculas de água com os sítios polares que são criados nas superfícies destes minerais durante a sua fratura; como resultado da adsorção de moléculas de água na superfície são formados grupos hidroxila, sendo a superfície muito mais hidrófila comparada com a superfície dos sulfetos. Estas capas de água têm um efeito significativo na umectação físico-química da superfície do sólido e na natureza da adsorção, criando condições desfavoráveis para a flotação já que a adsorção na interfase mineral / água de coletores para passar de uma situação hidrófila a hidrófoba é fundamental para que flote um mineral, em consequência mudar as condições desta interfase é muito importante e algumas vezes é difícil de lograr em minerais oxidados.

Minérios de Cobre

Minerais típicos de Cobre Não Sulfeto são: Brochantita $[\text{CuSO}_4 \cdot 3\text{Cu}(\text{OH})_2]$; Chalcantita $[\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}]$; Cuprita $[\text{Cu}_2\text{O}]$; Malaquita $[\text{Cu}_2(\text{OH})_2(\text{CO}_3)]$ e Atacamita $[\text{Cu}(\text{OH})_2\text{Cl}]$. Os métodos mais utilizados para reduzir o efeito dos minérios oxidados de Cobre são:

- Sulfidização com Na_2S , seguida por flotação com Xantatos;
- Usos de ácidos graxos para flotação de óxidos e carbonatos;
- Uso de coletores catiônicos (aminas) para flotar óxidos e minérios oxidados;
- Tostar a polpa na presença de enxofre, em atmosfera redutora, causando sulfidização da superfície de minérios oxidados, seguindo com a sua flotação com Xantatos.

Bulatovic S., Ferron C.J. e Yen W.T. (1991) desenvolvem uma mistura coletora (Xantato, palm-oil, tall-oil) para melhorar a seletividade na flotação de minérios oxidados de Cobre-Cobalto na Gecamines, Zaire. Na jazida, quatro tipos de minério devem ser lavrados seletivamente e beneficiados por separado, com diferentes esquemas de flotação:

- Minérios Oxidados com Ganga Silicatada e pouca ganga Dolomítica (Relação $[\text{Cu}]/[\text{CaO}] > 15$). A Dolomita é $\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$. Estes minérios são tratados com ácidos graxos (fatty acids), num processo chamado de “palm oil process”.
- Minérios Oxidados com Ganga Dolomítica (Relação $[\text{Cu}]/[\text{CaO}] < 15$). Eles não podem ser tratados da mesma forma anterior, porque o óleo de palma coleta dolomita mais rapidamente que a Malaquita $[\text{Cu}_2(\text{OH})_2(\text{CO}_3)]$, que é o minério de Cobre majoritariamente presente. Este minério tem sido tratado pelo método de Sulfidização com NaHS, porém com baixa recuperação de Cobre. Este método é o mesmo utilizado no Chile para o minério de Atacamita $[\text{Cu}(\text{OH})_2\text{Cl}]$ (Empresa Minera Mantos Blancos).
- Sulfetos. Flotação comum com Xantatos.
- Sulfetos Mistos. Flotação com Xantatos.

O segundo grupo de minérios, oxidados com ganga dolomítica, apresentam uma baixa recuperação metalúrgica com o método de sulfidização, de modo que o novo reagente foi criado de acordo com a comprovada sinergia da mistura entre coletores (ver Item 4.4.5), cuja aplicação conjunta, em mistura, funciona melhor que a aplicação individual de cada componente. Os resultados obtidos com o novo reagente, chamado de TY3 (85% Xantato + 15% palm-oil + 5% tall-oil) são apresentados na **Tabela 6.2.6**.

Tabela 6.2.6 – Flotação de Malaquita com novo Reagente
Bulatovic S., Ferron C.J. e Yen W.T. (1991)

Processo	R(%) Cu	Concentrado, %Cu	Rcm (*)
1. Sulfidização seguida de Flotação. Operação Atual da Usina de Kolwezi, Zaire.	73,1	22,61	6,59
2. Flotação com Novo Coletor TY3. Planta Piloto	83,0	23,73	7,01

(*) Calculado pelo Modelo Operacional

Minerais Oxidados de Chumbo

Os minerais oxidados de chumbo economicamente mais importantes são: cerusita e anglesita (Azañero O.A. e outros - 2002)

Cerusita:	Pb CO_3
Anglesita:	PbSO_4
Hidrocerusita:	$2 \text{ PbCO}_3 \cdot \text{Pb (OH)}_2$
Minio:	$2 \text{ PbO}_3 \cdot \text{PbO}_2$
Minto:	Pb_3O_4
Plumbojarosita:	$\text{PbFe}_6(\text{OH})_{12} (\text{SO}_4)_4$

En flotación de minerales oxidados de plomo: cerusita y anglesita que tienen una oxidación profunda, el procedimiento más ampliamente usado es la sulfurización de sus superficies; después de este tratamiento, colectores tipo xantatos: amil, isopropil, isobutil, pueden emplearse satisfactoriamente. El objetivo principal del proceso de sulfurización es convertir la superficie de los minerales oxidados en sulfuro de plomo, dando como resultado una superficie menos hidrófila, mediante la adsorción química del ión sulfuro. Los reactivos que se usan para sulfurizar son:

<i>Sulfuro de Sodio</i>	Na_2S
<i>Sulfuro Ácido de Sodio (Hidrosulfuro)</i>	NaHS
<i>Sulfuro de Bario</i>	BaS

El reactivo más usado es el sulfuro de sodio, en contacto con el agua se hidroliza por ser una sal que proviene de una base fuerte y ácido fuerte.

6.2.4 Diferentes Sulfetos Metálicos

A mineralização primária em Cobre porfirico é a Calcopirita (CuFeS_2); mas, devido à erosão e a processos de oxidação, são formados minérios secundários de Cobre, e os mais importantes são: Calcocita (Cu_2S), Bornita (Cu_5FeS_4) e Covelina (CuS). Mudanças na composição do minério afetam a cinética da flotação, sua recuperação e o teor do concentrado; neste último aspecto destacamos que para maior conteúdo de minérios secundários corresponde um maior teor de concentrado final. A Recuperação final de Cobre é afetada pela presença de minérios não sulfetos, e é uma prática corrente avaliar os resultados da flotação de maneira separada, onde o Cobre Total (CuT) é composto por Cobre Sulfeto (CuS) e Cobre Não Sulfeto (CuNS), de modo a tornar independente o efeito do CuNS, considerado com parte da Ganga. Outros sulfetos de altíssima flotabilidade são: a Pirita (FeS_2), a Pirrotita (Fe_xS) e a Molibdenita (MoS_2).

Mena Primária/Secundária

O Cobre sulfeto, normalmente, atinge valores próximos de 90% de recuperação no processo convencional de flotação; enquanto dos minérios oxidados apenas 40 a 45% é recuperado. Na Concentradora de El Teniente, Chile, durante o período 1970-1975, foi observada uma recuperação média próxima de 83% de CuT, com uma proporção de CuNS/CuT próxima de 14%. Junto com o começo da exploração da Mena primária, a partir do ano 1976, a proporção de CuNS caiu para 10,4%, e a Recuperação aumentou para 84%.

No período de 1985-1988, a proporção de minério primário atingiu quase 60% do total do minério tratado pela usina, aumentando a Recuperação para 86%.

Na atualidade, com mais de 80% de minério primário na alimentação, a Recuperação global se encontra próxima de 89%. Por outro lado, ao avançar em profundidade, dentro da jazida, a composição dos Sulfetos também sofre modificações, principalmente no aumento da proporção de Calcopirita, em troca de Calcocita e Covelina, e também no aumento da Pirita, ocasionando a redução do teor do Concentrado.

Como já comentado, o efeito da Pirita adquire especial importância na flotação Rougher, onde a flotação é ainda pouco seletiva, principalmente para pH ácido, quando a Pirita é fortemente ativada. Nas etapas de limpeza, com pH alcalino, é possível a depressão parcial da Pirita concentrada em Rougher, porém dificilmente até valores inferiores que 5-10% de Pirita na composição do Concentrado Final. Na Tabela 6.2.3 do Item 6.2.2, são comparados dois concentrados finais obtidos por duas diferentes usinas de beneficiamento no Chile; a empresa Andina, trata minério primário em muita maior proporção, atingindo um teor de Concentrado de apenas 32% CuT contra 40% CuT de El Teniente.

Arsênico e Antimônio

Os concentrados de sulfetos metálicos contaminados com Arsênico e Antimônio constituem um problema ambiental muito sério, pela emissão de gases tóxicos na Fundição. Para o caso do Cobre, o principal contaminador é a Enargita [Cu(As,Sb)S₄]. **Menacho J.M. e outros** (1991) estudam a redução da flotabilidade da Enargita tentando a sua depressão mediante alterações no Potencial Eletroquímico da polpa, objetivando melhorar a seletividade relativa dos outros sulfetos presentes, porém sem resultados práticos de interesse.

Minérios Polimetálicos

Na flotação de um minério consistindo de Calcopirita (Cu FeS₂), Galena (PbS), Esfalerita (ZnS), Pirita (FeS₂), y ganga, o seguinte procedimento é normalmente utilizado:

- **Calcopirita:** Tem-se observado que junto com o decréscimo da solubilidade acontece um incremento na flotabilidade das substâncias. Como resultado, mediante o uso de baixas dosagens de coletor e de espumante, podem ser flotados preferentemente os sulfetos: Calcocita (Cu₂S) y Calcopirita (CuFeS₂).
- **Galena:** Este mineral pode flotar em ambiente levemente alcalino (pH = 9-10), com xantatos de cadeia curta (etil xantato de potássio, isopropil xantato). Além disso, como o pH crítico da galena é 10,4, quando é usado o etil xantato a cal poderia vir a agir como depressor. Por tanto, para o ajuste do pH, é utilizado o carbonato de sódio.
- **Esfalerita:** Se não existirem íons ativadores no meio, a esfalerita não flota com coletores xantato nem ditiofosfato. A ativação e flotação da esfalerita ocorrem no meio ácido (pH = 4-5).
- **Pirita:** Na flotação seletiva de Cobre, Chumbo, Zinco, etc. para ativar a Pirita deprimida, o método mais efetivo é reduzir o pH para 5-6 com ácido sulfúrico.

Ortega A. e outros (1987) estudam a flotação de minérios polimetálicos contendo Cobre, Chumbo e Zinco. O estudo considerou minérios de diferentes partes do mundo: Austrália (Broken Hill e Mount Isa), Canadá (Sullivan, Bathurst e New Brunswick), Japão (Kurojo), Portugal (Aljustrel) e Espanha (Sevilla/Huelva).

Estes minérios têm diversas características em comum, e precisam de uma flotação primária (bulk) para obter um concentrado polimetálico de Calcopirita (CuFeS_2), Esfalerita ($[\text{Zn,Fe}]_2\text{S}$) e Galena (PbS), separando a Pirita nos rejeitos. Os minérios, em geral, possuem também Ouro e Prata, com alto conteúdo de Pirita. A composição média dos minérios testados é apresentada na **Tabela 6.2.7**.

Tabela 6.2.7 – Composição Típica Minérios Polimetálicos (Ortega A. e outros, 1987)

Elemento	Composição Química (%)
Cu	0,3-1,0
Pb	0,7-2,0
Zn	3,0-6,0
S	42-50
Ag	20-60 g/ton
Au	0-1,0 g/ton

Existem quatro esquemas principais de flotação para separar os não-ferrosos e metais preciosos da Pirita:

- Flotação Diferencial de Cu, Pb e Zn, produzindo concentrados individuais para cada metal não-ferroso;
- Flotação semi-bulk de Zn e Pb;
- Flotação semi-bulk de Cu e Pb;
- Flotação Bulk de Cu, Pb e Zn, gerando um concentrado misto.

Em todos os casos a Pirita é separada nos rejeitos. A flotação diferencial deve possuir alta seletividade, para tanto requer uma moagem muito fina para liberar todos os componentes, geralmente entre 10 a 15 micras. Na flotação Bulk, apenas é necessário liberar a Pirita, de modo que a moagem pode ser mais grosseira, por tanto mais econômica. Por estas razões é fundamental estudar as características de liberação de modo a justificar a flotação Bulk como uma etapa de pré-concentração. O estudo (Ortega A. e outros) pretende mostrar justamente as vantagens da flotação Bulk sobre a flotação Diferencial, porém lembrando que o Concentrado Bulk ainda não tem um adequado mercado consumidor.

Estudo de Liberação de Pirita

Continuando com o trabalho de Ortega A. e outros (1987), neste item mostraremos a metodologia utilizada pelos Autores para estabelecer o tamanho ótimo de liberação de Pirita, para processos de flotação Bulk.

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:

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
 - 2.1 Mistos de Pirita com outro minério;
 - 2.2 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, da forma ilustrada na **Figura 6.2.3** a seguir.

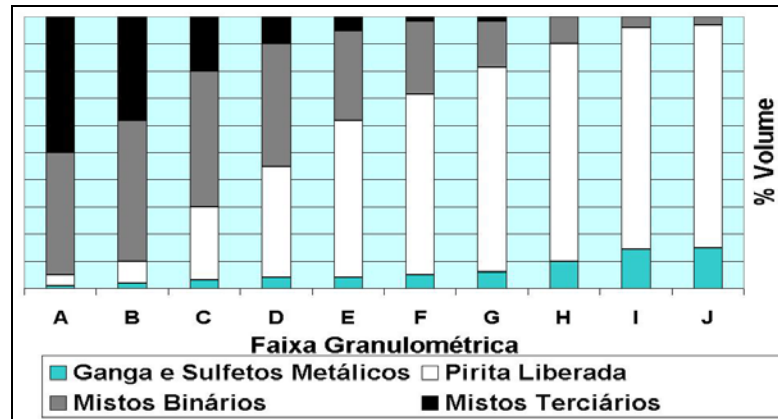


Figura 6.2.3 – Esquema de Liberação (Ortega A. e outros, 1987)

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 (Φ) para cada faixa:

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

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

Onde, L = Liberada; M1 = Misto Binário e M2 = 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 6.2.8**. Apesar de tratar-se de valores bastante estimativos, o método introduzido pelos Autores funciona bastante bem em termos práticos.

Tabela 6.2.8 – Índice de Liberação da Pirita (Ortega A. e outros, 1987)

Faixa, micras	Φ_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 6.2.8:

$$\Delta\Phi_f = 8,5 \text{ e } \Delta\mu = (208 + 147) / 2 - (104 + 147) / 2 = 52$$

$$(\Delta\Phi_f / \Delta\mu) \times 100 = (8,5 / 52) \times 100 = 15,4\%$$

Os valores da Tabela 6.2.8 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 micras, com uma liberação de Pirita próxima de 70%. Estes resultados foram utilizados para a comprovação em escala contínua.

Flotação Bulk

Após uma moagem primária com $P80 = 40$ a 60 micras é realizado um condicionamento em tanque com aeração, para favorecer a oxidação da Pirita. São agregados: Cal (para pH 9,5), CuSO_4 para ativar a Esfalerita e Amil Xantato de Potássio como Coletor de Cobre, seguido de uma flotação Rougher Bulk, em duas etapas, onde o rejeito é novamente condicionado e adicionado Cal, para pH 11, e novas dosagens de Sulfeto de Cobre e de Coletor. O estudo de Ortega A. e outros conclui na conveniência da flotação bulk sobre a flotação diferencial, apontando as seguintes vantagens:

1. Moagem primária mais grossa (menores custos de energia, aço e de investimentos);
2. Menor consumo de reagentes;
3. Fluxograma mais simplificado;
4. Menor volume de células de flotação; e
5. Maior eficiência na recuperação de metais não-ferrosos.

O maior inconveniente deste processo é a falta de boas condições de comercialização do concentrado bulk, apesar de existirem outras linhas tecnológicas para continuar o seu beneficiamento: pirometalurgia, hidrometalurgia, flotação e bio-lixiviação.

Minérios Refratários

A performance metalúrgica é muito baixa para justificar a sua extração. Foi comentado sobre este tipo de minérios nos Itens 4.5.2 e 5.6.2, em Capítulos anteriores. 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 (Cu_2S) na alimentação. A Calcosita favorece a formação de íon de Cobre em solução, o qual promove a ativação da Esfalerita (Zn,Fe)S.

Bulatovic e Salter R.S. (1991) relatam estudos para melhorar a recuperação e a seletividade de minérios refratários de Cobre (maiores detalhes nos itens 4.5.2 e 5.6.2), os quais apresentavam tamanho de liberação entre 15 a 20 micras, ainda com baixíssima seletividade Cu/Fe. A rota de processo mais indicada para este tipo de minérios consistiu em:

1. Uso de depressores específicos.
2. Seleção rigorosa do Coletor mais adequado.
3. Pré-condicionamento da polpa. Provou-se que com forte agitação é produzido um enorme ganho de seletividade, atingindo até 10% a mais de recuperação para o mesmo teor de concentrado Rougher.
4. Fluxograma otimizado de processo, que para este caso específico resultou em:
 - Moagem primária mais grossa (30 micras). O concentrado Rougher apresentou 40% da massa com tamanho inferior a 16 micras.
 - Remoagem de Mistos: 60% da massa foi submetida a uma remoagem. Estes mistos remoídos são os concentrados Scavenger, tanto do Rougher como do primeiro Cleaner, para um tamanho entre 14 a 20 micras.
 - Circuito aberto, evitando a recirculação dos mistos, principalmente no Rougher. O concentrado Scavenger do Rougher não volta à alimentação, e tanto os rejeitos do Scavenger do Rougher como do Scavenger do Cleaner são descartados.

Como principal depressor foi utilizada a Cal hidratada, além disso, para cada tipo de minério deve ser pesquisado o melhor ambiente depressor, por exemplo, para os três minérios testados (detalhes no Item 4.5.2) foram selecionados os sistemas indicados na **Tabela 6.2.9**.

Tabela 6.2.9 – Sistema Depressor para Minérios Refratários (**Bulatovic e Salter R.S.**,1991)

Minério				Sistema Depressor	pH	
Tipo	Calcopirita	Pirita	Pirrotita		Rougher	Cleaner
A	6,5	45,6	40,2	Cal, Ácido Oxálico/NH ₄ Cl (1:1)	12	>12
B	3,4	88,2	2,2	Cal, Agente A3-3	12	>12
C	10,1	55,3	20,6	Cal, SD100 – SO ₂	>10,5	6,5

Em aproximadamente 90% das usinas de concentração de Cobre porfírico é utilizado o Xantato como Coletor, principalmente o Butil Xantato, em 50% das usinas (**Malghan S.G.**, 1986). Os outros mais comuns são: Isopropil Xantato, Amil Xantato, S-3302, Z-200 e os reagentes da linha Aerofloat da Cyanamid.

6.3 Minérios Não Metálicos e Não Sulfetos

As mais importantes operações industriais deste grupo são:

- 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 - TiO_2 , ou Ilmenita – $\text{FeO} \cdot \text{TiO}_2$
- Quartzo, muito comum na flotação inversa do Ferro
- Nióbio – Nb_2O_5
- Magnésio: Dolomita – $\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$ e Magnesita – MgCO_3 , são os mais comuns
- Potássio: Cloreto de Potássio - KCl , minério solúvel
- Talco – $\text{H}_2\text{Mg}_3\text{Si}_4\text{O}_{12}$
- Barita – BaSO_4 , Vermiculita (micas alteradas), consideradas como “impurezas” de concentrados de Fosfato, Titânio, Nióbio e outros.

6.3.1 Lamas e Ultrafinos

Normalmente trata-se de argilas (silicatos hidratados de alumina) e outros contaminantes ricos 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 6.3.1:

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 6.3.1** e na **Figura 6.3.1**:

Tabela 6.3.1 – Resultados Flotação Nb_2O_5 – Exemplo 6.3.1 (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

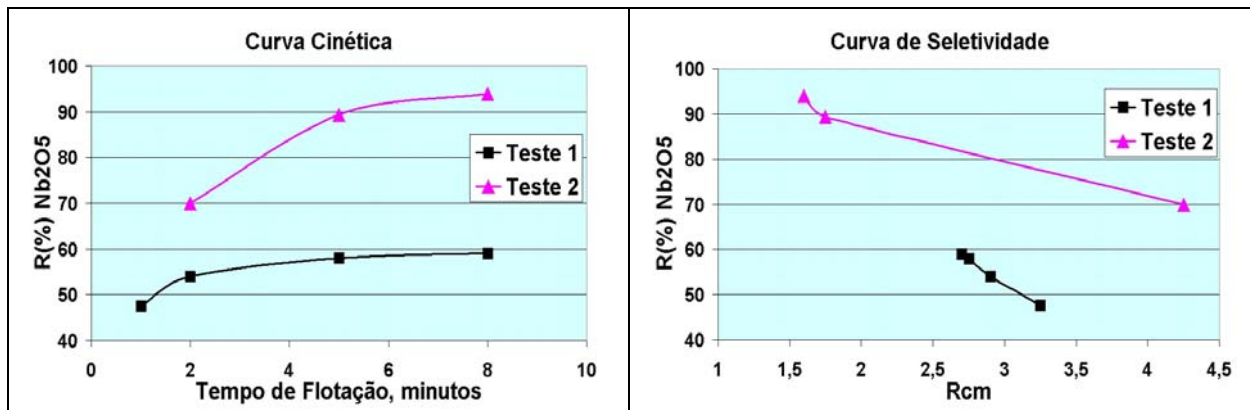


Figura 6.3.1 – Avaliação da Flotação de Pirocloro (Yovanovic, 1988)

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. No Exemplo 5.2.1 do **Item 5.2**, tínhamos observado que o teor de Nb_2O_5 nas frações ultrafinas é bastante inferior ao teor médio do minério, de modo que a perda de Pirocloro pelas lamas é mais do que compensada pela maior seletividade do processo, após uma enérgica deslamagem.

Mistura de Grossos e Finos

Vanangamudi M. e outros (1989) estudam o comportamento da flotação de Carvão com a presença de finos (< 75 micras). A recuperação global é reduzida junto com o aumento na proporção de finos na alimentação, o que ficou comprovado para dois diferentes tipos de Carvão testados. Os resultados são apresentados na **Tabela 6.3.2**, onde a recuperação **R₀₀** corresponde a 90 segundos de flotação, em célula de laboratório.

Tabela 6.3.2 – Mistura de Finos em Flotação de Carvão (**Vanangamudi M. e outros**, 1989)

CARVÃO A		CARVÃO B	
% Finos	R ₀₀	% Finos	R ₀₀
0	83,6	0	88,2
11,0	81,9	9,4	84,6
19,5	80,6	16,8	82,6
27,7	77,1	-	-

Nesta experiência observou-se que o conteúdo de finos afeta principalmente as frações mais grossas do Carvão, com significativa perda de recuperação. A constante cinética (**k**, t⁻¹) diminui para todas as faixas, precisando-se de maior tempo de flotação para atingir **R₀₀**. Resultados de flotação, em separado para diversas faixas de tamanho, são apresentados na **Tabela 6.3.3**, para o Carvão do tipo A.

Tabela 6.3.3 – Flotação por Faixa Granulométrica (**Vanangamudi M. e outros**, 1989)

Tamanho (micras)	Recuperação (R ₀₀) em função da % de Finos Presentes			
	0%	11%	19,5%	27,7%
355-500	63,2	57,8	51,5	38,1
250-355	86,3	83,4	80,8	70,3
150-250	94,5	94,1	93,1	88,8
75-150	97,0	97,3	96,9	96,6
-75	98,7 % em média			

Mantendo constante o grau de liberação para cada faixa, apenas a superfície geral das partículas aumenta na alimentação junto com o aumento da proporção de finos, os quais adsorvem uma grande quantidade de Coletor, prejudicando a quantidade de reagente disponível para as partículas grossas, resultando numa queda de recuperação nestas faixas.

A presença de Ilmenita (TiFeO₃) na flotação de Anatósio (TiO₂) prejudica o teor do concentrado, onde valores de teor de 75-80% TiO₂, obtidos correntemente para o Anatósio, caem para valores inferiores a 70%. A Ilmenita pura apresenta um conteúdo teórico de 52,7% TiO₂ e 47,3% FeO.

Para testes de flotação com minério de Ilmenita, **Baltar C.A.M. e Cunha A.S.F.** (2004) optaram primeiramente por uma deslamagem a 200 malhas, para descartar o material argiloso presente nas frações mais finas do minério (o qual representou uma interessante pré-concentração de Ilmenita); mas as recuperações obtidas no processo de flotação foram ainda muito baixas (30 a 40% de recuperação total para obter concentrados próximos de 47% TiO_2). A obtenção de um processo seletivo para minérios deste tipo é muito difícil devido à complexidade do sistema (pH 3-4 e altíssimas dosagens de coletor e de dispersante). As maiores dificuldades estão relacionadas à separação de Ilmenita e os óxidos de ferro, onde o Ferro está presente em ambos minerais e os óxidos de ferro aparecem impregnando a superfície da Ilmenita.

6.4 Teor de Alimentação

Manteniendo relativamente constantes los aspectos mineralógicos de la alimentación, una variación moderada en la ley de la sustancia de nuestro interés no tendría que producir diferencias significativas en la selectividad del proceso de flotación, particularmente en la recuperación del circuito Rougher el cual, a pesar de una diferente ley en el concentrado, el circuito completo alcanzará probablemente la misma ley en el concentrado final. En los laboratorios del concentrador Colon, de la empresa El Teniente, Chile (Yovanovic, 1975), fueron estudiadas 83 diferentes muestras de mineral de Cobre Sulfuro, provenientes de diversas partes de la mina, con pocas diferencias mineralógicas, mas con diferente ley de Cobre. La recuperación obtenida en Rougher, evaluada en celda batch de laboratorio, en condiciones próximas del equilibrio, fue la misma para minerales con alimentación entre 0,4 hasta 4,0 %Cu. Obviamente, es obtenida una mayor ley en el concentrado Rougher para minerales con mayor ley de alimentación, mas, a pesar del mayor flujo másico de concentrados, la ley del concentrado final resulta la misma cuando la composición mineralógica del mineral es similar, por ejemplo, la proporción de CuS/CuNS , la proporción de Calcopirita, etc.

Mantendo relativamente constantes os aspectos mineralógicos da alimentação, uma variação moderada no teor da substância do nosso interesse não teria que produzir diferenças significativas na seletividade do processo de flotação, particularmente na recuperação do circuito Rougher o qual, apesar de um diferente teor no concentrado, o circuito completo irá atingir provavelmente o mesmo teor no concentrado final. Nos laboratórios da concentradora Colon, da empresa El Teniente, Chile (**Yovanovic**, 1975), foram estudadas 83 diferentes amostras de minério de Cobre Sulfeto, provenientes de diversas partes da jazida, com poucas diferenças mineralógicas, porém com diferente teor de Cobre. A recuperação obtida em Rougher, avaliada em célula batch de laboratório, em condições próximas do equilíbrio, foi a mesma para minérios com alimentação entre 0,4 até 4,0 %Cu. Obviamente, é obtido um maior teor no concentrado Rougher para minérios mais ricos na alimentação, porém, apesar do maior fluxo mássico de concentrados, o teor do concentrado final resulta o mesmo quando a composição mineralógica do minério é similar, por exemplo, a proporção de CuS/CuNS , a proporção de Calcopirita, etc.

Para minérios com significativo aumento de teor na alimentação poderia esperar-se uma redução na quantidade de etapas de limpeza, ao precisar de menor **Rcm** total ao atingir o produto final. Em resumo, em igualdade de outras condições, um minério com maior teor de alimentação permitirá a produção de maior quantidade de concentrados por unidade de tempo, provavelmente com similar teor de concentrado final e recuperação.

Exemplo 6.4.1:

Determinar a quantidade porcentual de concentrados e a Razão de Concentração de Massas nas seguintes condições:

- Minério com 1,2 %Cu, teor de 40,0% Cu no concentrado final e 85% de recuperação.
- Minério com 3,0 %Cu e similares resultados metalúrgicos que o minério anterior.

Solução:

$$a) \% \text{ de massa concentrada} = \frac{100 \times 0,012 \times 0,85}{0,40} = 2,55\%$$

$$R_{cm} \text{ geral} = 100/2,55 = 39,2$$

$$b) \% \text{ de massa concentrada} = \frac{100 \times 0,03 \times 0,85}{0,40} = 6,38\%$$

$$R_{cm} \text{ geral} = 100/6,38 = 15,7$$

Exemplo 6.4.2:

Numa jazida de Cobre Sulfeto são estudados 7 diferentes tipos de minério, com o objetivo de avaliar a seletividade padrão para a flotação Rougher (teste padrão, Item 3.4.2) e as variações operacionais que pudessem afetar a usina, motivadas pela sua diversidade mineralógica e pelo diferente teor alimentado. Para um P80 próximo de 130 micras foram efetuados 3 testes de flotação para cada amostra, mantendo constante o ambiente químico do processo para todas as amostras. Os resultados dos testes são apresentados na **Tabela 6.4.1**.

Tabela 6.4.1 – Resultados Testes Rougher Exemplo 6.4.2

Amostra	Concentrado, %Cu	R(%)	Rcm
M ₁ (3,95 %Cu)	12,07	90,73	3,37
	8,57	96,04	2,26
	8,22	96,46	2,16
M ₂ (1,89 %Cu)	7,32	81,92	4,73
	4,36	92,70	2,49
	4,00	94,00	2,25
M ₃ (2,73 %Cu)	6,46	93,1	2,54
	5,87	94,32	2,28
M ₄ (1,97 %Cu)	7,29	89,49	4,14
	5,71	93,59	3,10
	5,45	93,94	2,94
M ₅ (1,15 %Cu)	6,58	82,11	6,96
	5,05	90,36	4,86
	4,44	92,76	4,16
M ₆ (1,48 %Cu)	5,82	80,71	4,88
	4,30	93,03	3,12
	4,04	94,66	2,88
M ₇ (2,0 %Cu)	8,42	90,89	4,63
	6,31	95,46	3,30
	5,62	96,05	2,93

É pedido:

- Graficar a Curva de Recuperação vs. Teor do Concentrado.
- Verificar a Seletividade, de acordo com a 1ª Lei do Modelo Operacional.
- Estimar o teor a ser obtido no concentrado Rougher e a % de massa flotada, no caso de assumir uma recuperação padrão de 90% para esta etapa.
- Conclusões e Recomendações da Avaliação.

Solução:

a) Na **Figura 6.4.1** é mostrada a Curva de Recuperação vs. Teor do Concentrado, para a etapa Rougher, considerando as 7 amostras.

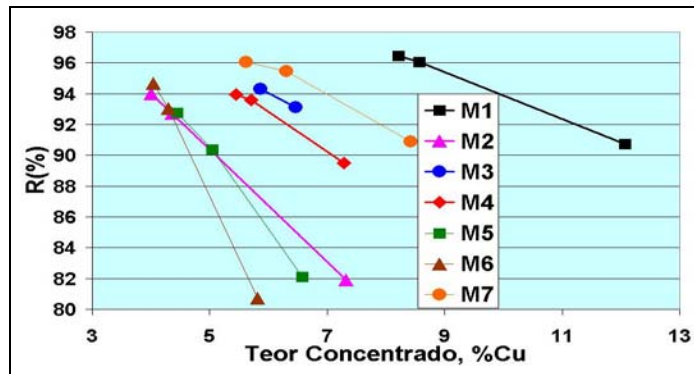


Figura 6.4.1 – Curva de Recuperação vs. Teor do Concentrado. Exemplo 6.4.2

Da análise desta Curva podemos concluir que o minério M_1 , pelo seu alto teor, apresenta altos teores de concentrado. O minério M_7 , mesmo com menor teor que o Minério M_3 , apresenta melhores resultados que este último. Por outro lado, os minérios M_2 , M_5 e M_6 , por causa dos seus menores teores apresentam, aparentemente, os piores resultados.

b) Na **Figura 6.4.2** é mostrada a Curva de Seletividade, de acordo com a 1ª Lei do Modelo Operacional. As amostras M_5 e M_7 são as mais seletivas. As amostras M_1 , M_2 e M_3 são as menos seletivas.

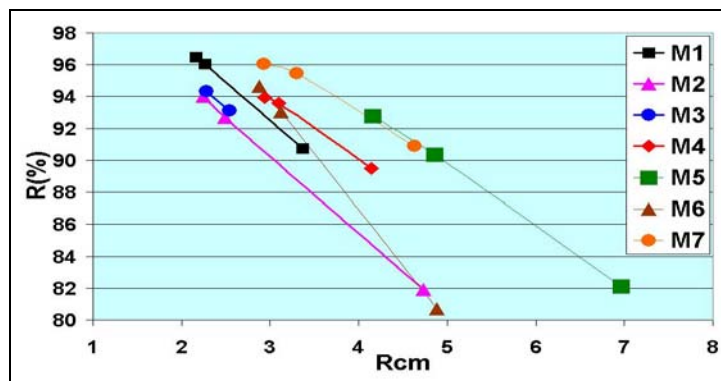


Figura 6.4.2 – Curva de Seletividade. Exemplo 6.4.2

c) Da próxima **Figura 6.4.3**, que corresponde a uma visão ampliada da Figura 6.4.2 anterior, pode-se obter a **Rcm** para cada minério, entrando pelo eixo da Recuperação igual a 90%. Pela equação 1.50, do Capítulo 1 ($c = a \times R \times Rcm$) é possível prever o teor que terá o concentrado Rougher naquelas condições.

- $c_1 = 3,95 \times 0,9 \times 3,5 = 12,44 \text{ \%Cu}$; $100/3,5 = 28,6\%$ da massa flotada.
- $c_2 = 1,89 \times 0,9 \times 3,05 = 5,19 \text{ \%Cu}$; $100/3,05 = 32,8\%$ da massa flotada.
- $c_3 = 2,73 \times 0,9 \times 3,2 = 7,86 \text{ \%Cu}$; $100/3,2 = 31,2\%$ da massa flotada.
- $c_4 = 1,97 \times 0,9 \times 4,0 = 7,09 \text{ \%Cu}$; $100/4 = 25,0\%$ da massa flotada.
- $c_5 = 1,15 \times 0,9 \times 4,95 = 5,12 \text{ \%Cu}$; $100/4,95 = 20,2\%$ da massa flotada.
- $c_6 = 1,48 \times 0,9 \times 3,6 = 4,80 \text{ \%Cu}$; $100/3,6 = 27,8\%$ da massa flotada.
- $c_7 = 2,0 \times 0,9 \times 4,9 = 8,82 \text{ \%Cu}$; $100/4,9 = 20,4\%$ da massa flotada.

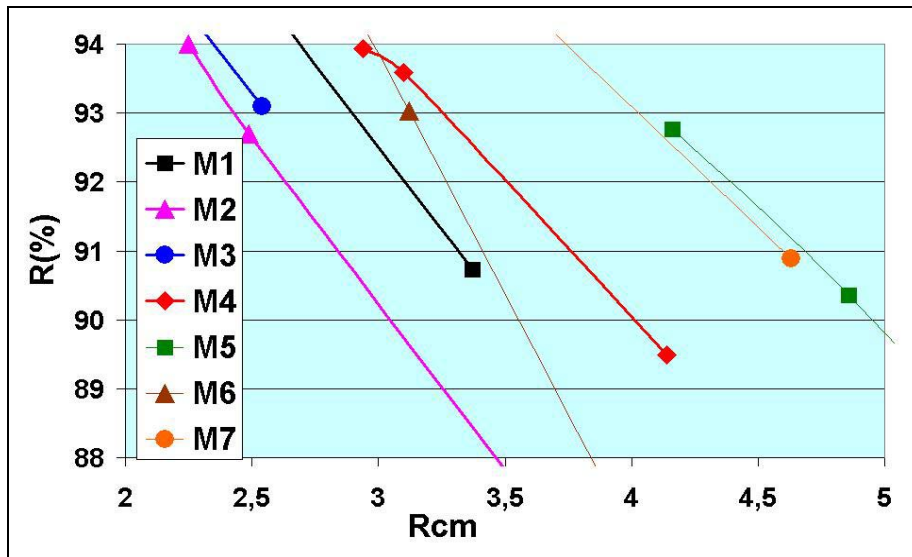


Figura 6.4.3 – Curva de Seletividade Ampliada. Exemplo 6.4.2

d) Imaginemos que seja o Minério M_5 o correntemente tratado na usina. Se assim for, fortes transtornos operacionais podem ser esperados no caso da chegada de minérios diferentes. Por exemplo, um golpe de minério M_2 durante um dia de operação: No caso de manter a recuperação em 90%, o concentrado Rougher produzirá 62,4% a mais de massa ($100 \times 32,8/20,2$); se as bombas de polpa conseguirem bombear todo este novo fluxo, o circuito Cleaner terá perdido 62,4% do seu tempo de residência e os moinhos de Remoagem terão que tratar essa maior quantidade de massa. As diferenças observadas entre os minérios são muito significativas e recomenda-se repetir os testes, com maior detalhe na zona de equilíbrio.

e) Além disso, é muito conveniente formar uma amostra composta, representativa do programa de extração, para estabelecer a condição padrão da usina e utilizar com fins comparativos para a avaliação de golpes atípicos de minérios diferentes.

CAPÍTULO 7

ESTUDOS DE CONCENTRAÇÃO E SCALE-UP

7.1 Introdução

7.1.1 Estudos de Concentração

*Esta parte del estudio tiene mucha relación con los temas presentados en el **Volumen 2**, que tratan de las operaciones industriales en continuidad, de circuitos compuestos, donde el proceso de concentración depende de la interacción entre la flotación con otras diversas operaciones unitarias, principalmente la molienda, la clasificación y el espesamiento. A partir del laboratorio, se pretende observar la potencialidad de la operación de flotación para la obtención de una determinada ley en el concentrado final con una recuperación satisfactoria, que atienda a las necesidades metalúrgicas del proceso a bajos costos de producción. Además, estos estudios deberán conducir al diagrama de flujos completo del proceso, para subsidiar los proyectos de ingeniería que definirán las inversiones. El estudio de laboratorio tendrá que definir: número de etapas, necesidades de molienda y de remolienda (de concentrados o de mixtos), y un Balance estimado de Masas y Metalúrgico del proceso, para su proyección industrial.*

La carencia de metodologías estandarizadas de trabajo permite que muchos proyectos sean apoyados en la experiencia práctica de otras plantas relativamente similares, adoptando sin contestación los mismos diagramas de flujo de proceso, con sus virtudes y con sus antiguos vicios y paradigmas. Por la falta de un modelo simple de optimización operacional, los “resultados” de testes no optimizados, obtenidos en planta piloto o mediante el “Locked Cycle Test”, son directamente extrapolados para la escala industrial. Decenas de testes piloto conducen a decenas de “resultados paquete” de ley de concentrado y de recuperación metalúrgica, como un auxiliar contable revisando 5 veces la misma suma de una planilla y presentando los “cinco” resultados a su jefe. De este modo han sido creadas verdaderas “culturas de flotación”, basadas en el conocimiento general sobre el tema, en una determinada área geográfica, y en las características de los minerales existentes.

Esta parte do estudo tem muita relação com os temas apresentados no **Volume 2**, que tratam das operações industriais em continuidade, de circuitos compostos, onde o processo de concentração depende da interação entre a flotação com outras diversas operações unitárias, principalmente a moagem, a classificação e o espessamento. A partir do laboratório, pretende-se observar a potencialidade da operação de flotação para a obtenção de um determinado teor no concentrado final com uma recuperação satisfatória, que atenda às necessidades metalúrgicas do processo a baixos custos de produção. Além disso, estes estudos deverão conduzir ao fluxograma completo do processo, para subsidiar os projetos de engenharia que irão definir os investimentos. O estudo de laboratório terá que definir: número de etapas, necessidades de moagem e de remoagem (de concentrados ou de mistos), e uma estimativa de Balanço de Massas e Metalúrgico do processo, para sua projeção industrial.

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. Pela falta de um modelo simples de otimização operacional, os “resultados” de testes não otimizados, obtidos em planta piloto ou mediante o “Locked Cycle Test”, são diretamente extrapolados para a escala industrial. Dezenas de testes piloto conduzem a dezenas de “resultados pacote” de teor de concentrado e de recuperação metalúrgica, como um auxiliar contável revisando 5 vezes a mesma soma de uma planilha e apresentando os “cinco” resultados ao seu chefe.

Deste modo tem-se criado verdadeiras “culturas de flotação”, baseadas no conhecimento geral sobre o tema, numa determinada área geográfica, e nas características dos minérios existentes. Nos países escandinavos, por exemplo, o circuito mais utilizado é o SIMPLEX, que considera a recirculação dos rejeitos do circuito de limpeza para o Rougher, produzindo um só rejeito geral da usina; nestes países, é comum a utilização de moagem em duas etapas, antes da flotação (normalmente semi-autógena seguida de moinho de pebbles), de modo que os rejeitos de limpeza são dirigidos ao moinho secundário, voltando ao Rougher junto com a alimentação principal. No Chile, o circuito convencional de flotação é o mais utilizado, normalmente com o Rougher em aberto, que é uma excelente prática, e a remoagem posterior de concentrados e/ou de mistos intermediários. Em muitos casos constitui-se como “praxe” a dosagem fracionada de reagentes; em outras regiões, a dosagem única é a mais utilizada. Em muitas operações o chamado “Scavenger” constitui, a rigor, uma espécie de Rougher 2, onde um concentrado de mistos pobres é obtido, o qual pode ser remoído, dirigido a outro circuito, etc; mas nunca voltar para trás, a contaminar o fluxo principal. Em outras usinas, o Scavenger é uma prática quase que dogmática, e devolve, muitas vezes sem remoer, estes mistos pobres para a alimentação do próprio Rougher, configurando a mais absurda recirculação de massa que existe no processo de flotação.

7.1.2 O Modelo Operacional

Neste Capítulo iremos discutir, na ótica do laboratório, os caminhos mais convenientes para definir o circuito e os resultados metalúrgicos mais possíveis de se obter na usina industrial. A seqüência do trabalho em laboratório seguirá a mesma ordem dos itens seguintes:

- 7.2.- Circuito Rougher
- 7.3.- Alternativas de Circuito
- 7.4.- Liberação e Remoagem
- 7.5.- Circuito de Limpeza
- 7.6.- Flotação Inversa
- 7.7.- Critérios de Scale-Up

7.2 Circuito Rougher

Os **Capítulos 4 e 5** são dedicados quase que integralmente a esta parte do processo, no que se refere à escolha dos reagentes e ao tamanho de liberação necessário. Por tal motivo, aproveitaremos este Capítulo apenas para relatar alguns exemplos práticos de avaliação, seguindo a seguinte seqüência: testes exploratórios, grau de moagem, ambiente químico e critérios gerais de scale-up. Os exemplos não foram executados sob a orientação do Modelo Operacional, mas são comentados sob esta nova ótica.

7.2.1 Minério de Cobre S1 e S2

As informações se referem a testes de flotação executados em 1985, com amostras provenientes de um Estado do Nordeste Brasileiro. Os testes exploratórios foram complementados com uma completa caracterização mineralógica e testes de separação magnética nos rejeitos, evidenciando a associação de Vanádio, Cromo e Níquel com a Magnetita presente na ganga. Para ambas amostras o processo de flotação demonstrou ser uma alternativa adequada de beneficiamento, proporcionando resultados metalúrgicos típicos de qualquer processo industrial de minério de Cobre. Em particular, a amostra S1, com teor de 1,9 %Cu, apresentou uma seletividade muito boa para as condições de liberação testadas.

Foram executados uma série de alternativas de tempo de moagem, com o objetivo de definir o grau de moagem mais conveniente para o processo, para ambos minérios. Os resultados foram apresentados na Tabela 5.6.3 e na Figura 5.6.6, no **Capítulo 5**, onde se observa que a seletividade começa a estabilizar-se a partir dos 20 minutos de tempo de moagem. O **Modelo Operacional** sugere, neste caso, experimentar com maior cuidado alguns tempos de moagem mais próximos ao ponto encontrado (20 minutos), por exemplo, 17, 20 e 23 minutos para definir o valor mais conveniente. Uma vez definido este tempo, deverão efetuar-se novos testes com o minério conjunto S1+S2, na proporção que o plano de lavra sugerir, para definir o processamento conjunto ou por separado destas espécies.

Os testes de avaliação de reagentes apresentaram algumas deficiências que impedem obter conclusões definitivas a este respeito:

- Foram testadas diversas condições químicas para a flotação Rougher sem antes definir o grau de moagem necessário, exagerando a quantidade de testes. Mesmo assim, foi comprovado que a velocidade de flotação não apresenta melhoras significativas a partir de 20 minutos de moagem.
- A dosagem de reagentes foi feita de forma estagiada, com duas ou até três dosagens durante a mesma experiência, aumentando desnecessariamente o tempo de flotação natural. O **Modelo Operacional** postula que, na maioria das vezes, a dosagem única de reagentes conduz a melhores resultados metalúrgicos, com menor dosagem total e menor tempo de flotação.
- Para quase todas as experiências, pelas razões expostas no item anterior, a Curva Cinética atinge o ponto R_{90} para tempos de flotação natural próximos de 30 minutos, o que sugere mais de 1 hora de tempo de flotação na escala industrial, o qual extrapola os volumes de flotação e o tamanho da usina.
- Foram adicionados reagentes depressores e promotores, junto aos reagentes principais, sem ter antes definido o ambiente químico básico para o processo.
- As experiências não apresentaram alíquotas parciais de concentrado, de acordo com a metodologia proposta pelo **Modelo Operacional**, de modo que não se conhece o valor da Recuperação de Equilíbrio (R_e) para ambos minérios, prejudicando a qualidade da avaliação das experiências executadas.

Os reagentes teriam que ser testados em dosagem única, após conhecer o grau ótimo de moagem, ainda sem a utilização de Promotores ou Depressores, variáveis estas que devem ser estudadas ao final, após decisão do grau de moagem, do pH da polpa e do Coletor e Espumante mais adequados. Um tempo de flotação superior a 10 minutos no laboratório, para atingir a Recuperação de Equilíbrio, deve ser questionado e modificado, procurando acelerar o processo mediante a adição de maior dosagem de espumante, maior tempo de condicionamento, ou outras medidas que criem condições mais enérgicas de flotação (detalhes na Tabela 2.4.1, **Capítulo 2**). O minério do tipo S1, mesmo sem obter conclusões definitivas, demonstra ser bem mais seletivo que o minério S2, como mostrado na **Tabela 7.2.1**.

Tabela 7.2.1 – Seletividade minérios de Cobre S1 e S2

Minério	% Massa Flotada para atingir 90% de Recuperação	R _{cm} (para R=90%)
S1	11,1 a 12,5	8 a 9
S2	20,0 a 22,2	4,5 a 5

7.2.2 Projeto Cobre Sulfeto

Experiências do Autor num projeto de Sulfetos de Cobre (Yovanovic, 1987) permitem questionar diversas variáveis e critérios de projeto que têm sido tradicionalmente utilizados na etapa de flotação Rougher.

- A simples aplicação de reagentes padrões (Espumante e Coletor) conduz a uma enorme diversidade de resultados, apenas variando (ou não padronizando adequadamente) o ponto de adição, a forma de dosagem e o condicionamento. O **Modelo Operacional** sugere os procedimentos dos **Capítulos 4 e 5**.
- O método de avaliação baseado em Teor de Concentrado vs. Recuperação, utilizado pela equipe de pesquisa, conduz a resultados incorretos, prejudicando o sentido das conclusões e o avanço experimental.
- Testes executados no Canadá, com o minério de projeto, concluem que o circuito convencional de flotação oferece os melhores resultados. Os testes demonstram que o ponto de equilíbrio pode ser obtido em apenas 9 minutos de flotação natural, o que significa um pouco mais de 20 minutos na escala industrial (o projeto original considerava 70 minutos na flotação Rougher, ainda com 70 minutos adicionais na etapa Scavenger).

No Exemplo 4.3.2 (**Capítulo 4**) é mostrado o efeito da aplicação de reagentes em dosagem única ou estagiada deste mesmo minério, aplicando a metodologia do **Modelo Operacional**. O procedimento geral que deve ser seguido na avaliação da etapa Rougher está ilustrado nos exemplos mostrados nas **Figuras 7.2.1 e 7.2.2** a seguir:

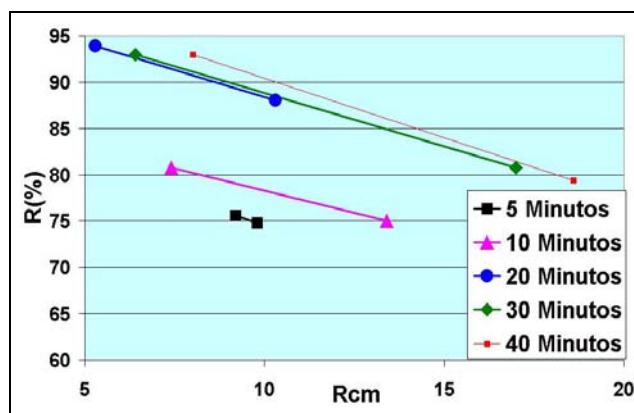


Figura 7.2.1 – Grau de Moagem – Teste Exploratório

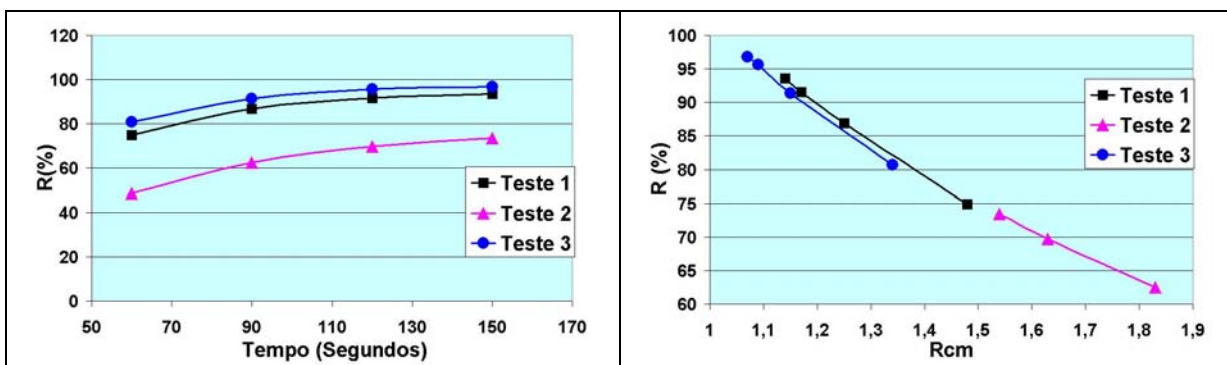


Figura 7.2.2 – Curvas Cinética e de Seletividade

O comportamento da Cinética de Flotação (ajuste do Ponto de Equilíbrio) e da Seletividade (scale-up) é avaliado de acordo com o procedimento ilustrado nas **Figuras 7.2.3** e **7.2.4**.

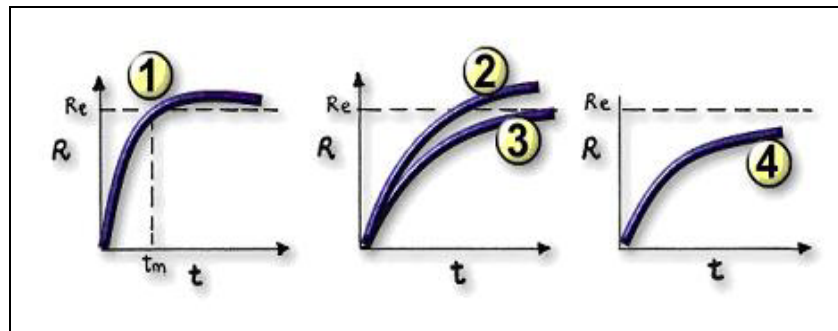


Figura 7.2.3 – Avaliação da Cinética de Flotação

Recuperação de Equilíbrio (R_e), é atingida quando o teor de corte é igual ao teor **af.**

Teor de corte: teor da última alíquota de concentrado tirada da célula.

t_m = tempo mínimo necessário para atingir R_e

Condições típicas observadas na Figura 7.2.3:

1. Espumante excessivo. Atinge muito rapidamente a Recuperação de Equilíbrio (provavelmente com arraste de ganga).
2. Espumante excessivo e, provavelmente Coletor em excesso, superando a Recuperação de Equilíbrio desnecessariamente.
3. Condição Cinética Ideal.
4. Espumante e, provavelmente, Coletor insuficiente ou pouca liberação.

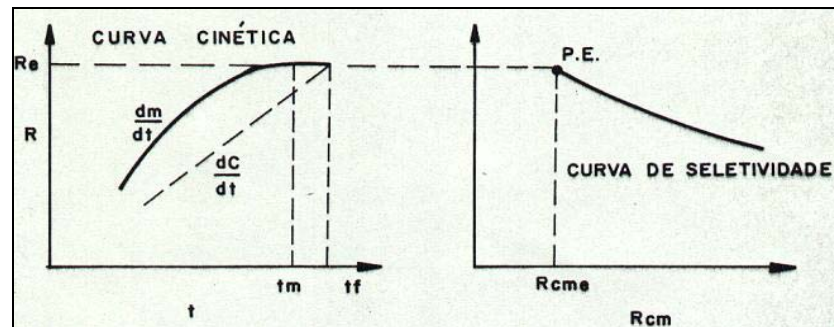


Figura 7.2.4 – Scale-up da Seletividade do Rougher

O tempo mínimo de flotação natural (t_m) é convertido em tempo de flotação real, de acordo com a expressão 2.38, **Capítulo 2**, $t_f = 2,4 t_m$. Os valores de Equilíbrio de Recuperação (R_e) e de Razão de Concentração de Massa (R_{cm_e}) são os mesmos para a escala industrial. Estes parâmetros permitem dimensionar o circuito industrial de flotação, para a etapa Rougher. Deste modo, cumprindo com o objetivo da Primeira Parte do texto, os três mecanismos macroscópicos da flotação introduzidos pelo **Modelo Operacional** são utilizados: A Cinética, a Seletividade e a Aproximação ao Equilíbrio.

7.3 Alternativas de Circuito

El mejor circuito es casi siempre el más simple; muy raramente las ganancias adicionales de recuperación son justificadas con mayores inversiones y costos de operación. Experiencias del Autor en un proyecto de Sulfuros de Cobre (Yovanovic, 1987), demuestran que un proceso convencional simple (circuito abierto), con 84% o 85% de recuperación de Cu es muchísimo más interesante que un proceso complejo y caro que elevó los resultados para 86,4% de recuperación.

O melhor circuito é quase sempre o mais simples; muito raramente os ganhos adicionais de recuperação são justificados com maiores investimentos e custos de operação. Experiências do Autor num projeto de Sulfetos de Cobre (Yovanovic, 1987), demonstram que um processo convencional simples (circuito aberto), com 84% ou 85% de recuperação de Cu é muitíssimo mais interessante que um processo complexo e caro que elevou os resultados para 86,4% de recuperação.

7.3.1 Circuito Convencional

É o mais comum, normalmente utilizado para processos seletivos (alta **Rcm**), como são os sulfetos de minérios metálicos. Dependendo da liberação, em muitos casos é necessária uma etapa de remoagem do concentrado Rougher para atingir altos teores no concentrado. As grandes vantagens deste circuito são:

- Simplicidade de operação e de controle
- O Rougher pode ser devidamente controlado, em relação direta com a produção da moagem, e com excelente acompanhamento desde o laboratório, principalmente na seleção e na dosagem de reagentes.
- O fluxo principal de massa concentrada não é “envenenado” com mistos pobres nem ganga superfina, aspecto que prejudicaria significativamente a seletividade do processo.
- A separação do circuito Rougher com o circuito de Limpeza permite estabelecer a melhor estratégia de controle e otimização, como veremos no **Volume 2**.

Na Figura 7.3.1 é mostrado um fluxograma típico de Circuito Convencional de flotação, de onde podem obter-se diversas sub-operações ou produtos que merecem estudos específicos a serem desenvolvidos no laboratório. Todos esses aspectos serão discutidos resumidamente a seguir: moagem (tipo, etapas, P80, etc.); circuito Rougher; remoagem; espessamento; rejeito circuito de limpeza; etapas de limpeza.

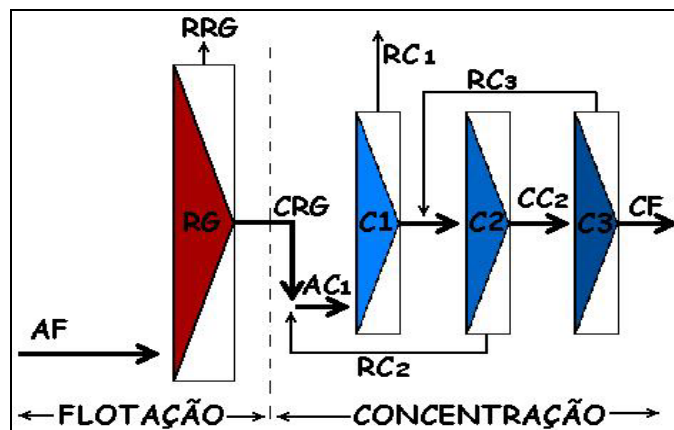


Figura 7.3.1 – Circuito Convencional de Flotação

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 ¼ de polegada, favorecendo a alternativa “single stage” e tornando obsoletos os moinhos primários 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 se 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). No **Item 5.3** são apresentadas as vantagens da operação de moagem em circuito aberto.

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 concepção 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 devidamente otimizada, melhorando o sistema de classificação interna do moinho. Foram comentadas, no **Item 5.3**, 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 ao 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).

Circuito Rougher:

Ao longo do texto foram indicados diversos argumentos em favor da operação da etapa Rougher em circuito aberto, considerando facilidades de operação, custos de investimento e de operação e, principalmente, pela simplicidade do sistema de controle operacional e de dosagem de reagentes, inclusive com acompanhamento a partir do laboratório. **Yovanovic e outros** (diversos artigos) já têm apresentado exemplos aplicativos demonstrando o efeito inócuo (em termos metalúrgicos) do circuito Scavenger, quando os produtos reciclados não são remoídos, além do maior custo de operação. Na prática industrial, o volume utilizado neste circuito duplica desnecessariamente o tamanho da etapa Rougher, aumentando os investimentos e os custos de operação (energia, reagentes, bombeamento, etc.) na recirculação de massa. Na **Figura 7.3.2** é mostrado um esquema típico de utilização de circuito Rougher/Scavenger, ao nosso entender conceitualmente errado para esta etapa:

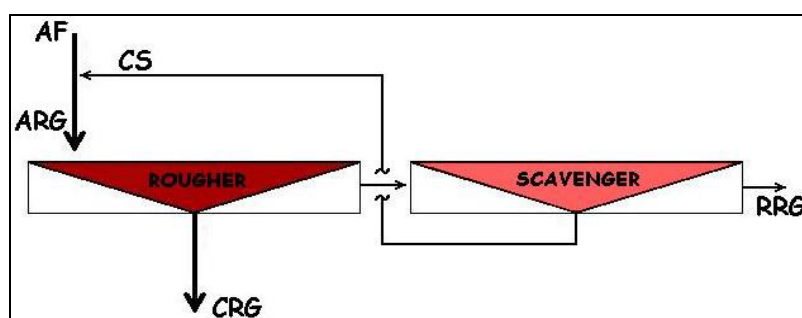


Figura 7.3.2 – Sistema Rougher/Scavenger

El circuito Scavenger retorna mixto pobre, sin remolienda, a la alimentación de la etapa principal donde avanza el flujo principal de concentrado, en este caso para el circuito Rougher (carga circulante CS). El Modelo Operacional ha demostrado que, para un tiempo de flotación adecuado en el primer Rougher ($t_f > t_m$), la actuación del Scavenger es inocua en sus resultados metalúrgicos, es absurda en sus fundamentos teóricos, hace perder el control del flujo principal de masa, y es muy cara en inversión y en costo operacional. El circuito Rougher pierde su correlación directa con la operación de molienda y con las dosificaciones correctas de reactivos, establecidas en el laboratorio. Fue posible comprobar una reducción de casi 30% en el consumo de espumante al operar el circuito sin el Scavenger (Yovanovic y otros, 1992).

O circuito Scavenger retorna misto pobre, sem remoagem, à alimentação da etapa principal onde avança o fluxo principal de concentrado, neste caso para o circuito Rougher (carga circulante CS). O **Modelo Operacional** tem demonstrado que, para um tempo de flotação adequado no primeiro Rougher ($t_f > t_m$), a atuação do Scavenger é inócua nos seus resultados metalúrgicos, é absurda nos seus fundamentos teóricos, faz perder o controle do fluxo principal de massa, e é muito cara em investimento e em custo operacional. O circuito Rougher perde a sua correlação direta com a operação de moagem e com as dosagens corretas de reagentes, estabelecidas no laboratório. Foi possível comprovar uma redução de quase 30% no consumo de espumante ao operar o circuito sem o Scavenger (**Yovanovic e outros**, 1992).

Nos **Capítulos 4 e 5** são apresentados os procedimentos básicos de trabalho no laboratório para definir o circuito Rougher, onde o principal aporte consiste em estabelecer critérios para definir os valores de equilíbrio para este circuito, susceptíveis de extrapolar para a escala industrial, independente dos aspectos cinéticos e do tamanho dos equipamentos, desde que o tempo de flotação supere o tempo mínimo requerido pelo fenômeno natural de flotação.

Remoagem:

Dependendo do grau de moagem atingido na moagem primária e do teor necessário a ser atingido 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. Detalhes sobre esta operação são aprofundados no **Volume 2**, que trata das operações industriais de flotação. Mais uma vez 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.

Espessamento:

A utilização ou não da operação de espessamento do concentrado Rougher depende de diversos aspectos, como por exemplo: elevar a % de sólidos antes de alimentar o moinho de remoagem; estoque “pulmão” de concentrado para estabilizar o circuito de limpeza; limpar o concentrado do excesso de reagentes, etc. O espessador pode ser de utilidade para usinas pequenas, com apenas uma linha de produção, onde paradas curtas na moagem não prejudiquem o circuito de limpeza e vice-versa.

Rejeito Circuito de Limpeza:

A qualidade deste produto irá definir o seu posterior tratamento. Eliminação direta pelos rejeitos da usina; remoagem; operação Scavenger do Cleaner, etc. Os circuitos chamados de SIMPLEX reciclam este produto para a alimentação do rougher. O circuito convencional se caracteriza, fundamentalmente, pela separação entre os circuitos Rougher e de Limpeza. Para o caso da remoagem deste produto, é considerada uma flotação Scavenger onde o concentrado é reciclado para a alimentação do Cleaner 1 e o rejeito é rejeito final. A operação Scavenger deste produto, sem remoagem, incorre nos mesmos erros já indicados para o Rougher. O rejeito das outras etapas de limpeza é normalmente reciclado para a etapa anterior, configurando a lavagem em contracorrente do Concentrado.

Etapas de Limpeza:

A quantidade de etapas de limpeza dependerá da Seletividade do processo e dos resultados metalúrgicos pretendidos (teor de concentrado e recuperação). Em qualquer hipótese, o circuito deverá aproximar-se da curva de equilíbrio do sistema, como indicado no **Item 1.7**. Processos mais seletivos (alta **Rcm**) irão precisar de menor quantidade de etapas de limpeza. Os procedimentos de laboratório para obter a curva de equilíbrio e o número de etapas de limpeza são indicados no item 1.7.3.

Circuito Convencional Otimizado:

O circuito ideal de flotação que surge da aplicação do **Modelo Operacional** é ilustrado na **Figura 7.3.3**, junto com a analogia proposta, e corresponde ao resultado teórico da aplicação dos 4 (quatro) Princípios e das 3 (três) Leis do Modelo Operacional aplicado à Concentração de Massa por Flotação.

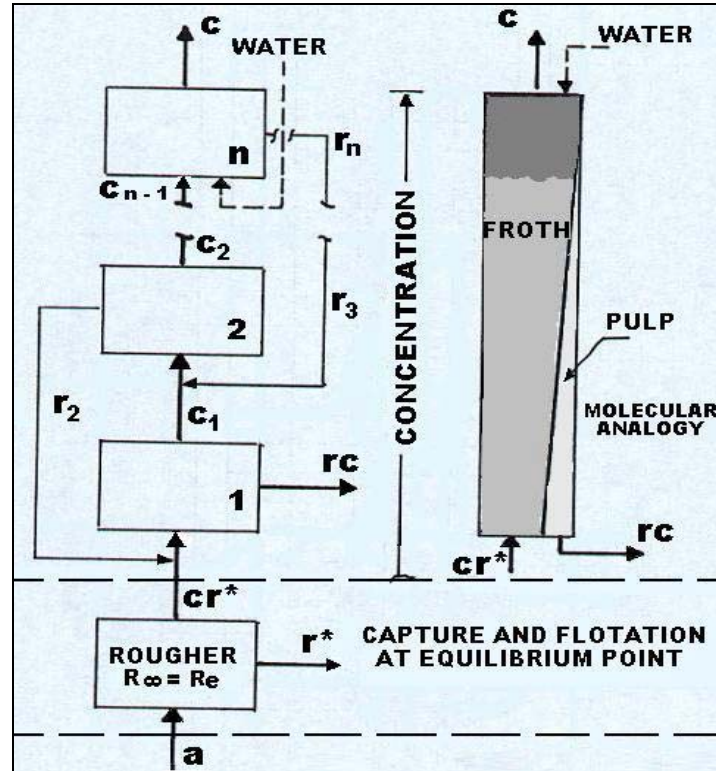


Figura 7.3.3 – Circuito Convencional Otimizado

ROUGHER:

- Deve operar no Ponto de Equilíbrio (cr^* , r^*) e $R_e = R_{oo}$.
- Scale-up de acordo com a 1ª Lei, $R = f(Rcm)$, introduzida no item 1.4.3.
- Deve operar em circuito aberto (sem Scavenger e sem reciclar o produto rc).
- Aplicação do Primeiro Princípio, descrito no item 1.4.2.
- Aplicação do Segundo Princípio, que diz que a recuperação metalúrgica é independente do tempo de flotação, para $t_r > t_f$, como comprovado no **Capítulo 2**.

CLEANERS:

- O operador procura o produto c , usando o potencial de hidrofobia fornecido no Rougher.
- Terceiro Princípio Operacional: A flotação é uma operação unitária de concentração de massa e os resultados metalúrgicos são uma consequência desta operação. Ou seja, R e c são função da operação da usina, para $t_r > t_f$. (detalhes no **Volume 2**).
- Segunda Lei: Equação de Continuidade do Processo, $R_c = f(R_1, R_2, R_3, \dots, R_n)$.
- Terceira Lei: O equilíbrio ótimo do circuito, para obter um determinado produto c , e os menores custos de operação, são obtidos quando: $R_1 = R_2 = R_3 = \dots = R_n = R_{oo}$.
- Ou seja, mediante a aplicação do Quarto Princípio, quando a Curva de Contato estiver muito próxima da Curva de Equilíbrio, como veremos no **Volume 2**.

CIRCUITO TOTAL:

A recuperação total do circuito mostrado na Figura 7.3.3 é: $R_T = R_r \times R_c$

Onde,

$R_r = R_e$ (Rougher em Equilíbrio)

$R_c = f(R_1, R_2, R_3, \dots, R_n)$, de acordo com a 2ª Lei, e $R_1 = R_2 = R_3 = \dots = R_n$ (3ª Lei).

7.3.2 Circuito SIMPLEX

Difere do Circuito Convencional pelo destino dado aos rejeitos do circuito de limpeza. No caso do SIMPLEX, este produto é devolvido para a alimentação do Rougher. Nos países escandinavos este é o circuito mais utilizado, e também é comum a utilização de moagem em duas etapas, antes da flotação (normalmente semi-autógena seguida de moinho de pebbles), de modo que os rejeitos de limpeza são dirigidos ao moinho secundário, junto com a alimentação principal. Na **Figura 7.3.4** é ilustrado um fluxograma típico para este circuito.

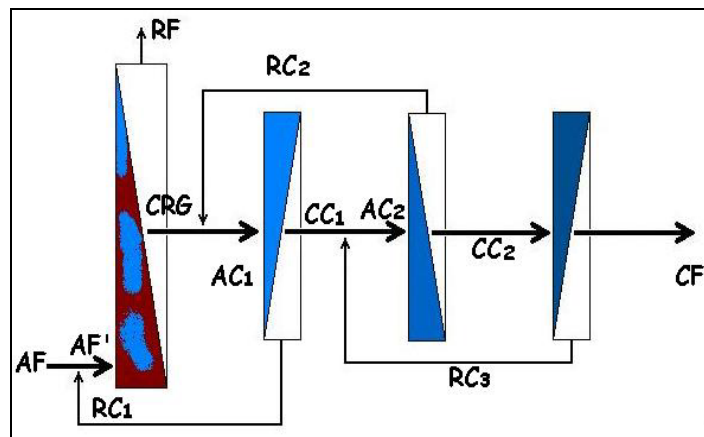


Figura 7.3.4 – Fluxograma Típico Circuito SIMPLEX

O fluxograma aparentemente mais simples que propõe esta configuração tem como objetivo o melhor controle de um só rejeito, ou seja, **um eficiente controle dos resultados do processo, mas não do processo em si**. As desvantagens deste circuito já foram amplamente discutidas ao longo do texto, onde se destaca o problema da falta de controle do processo e a perda do relacionamento entre o Rougher e a operação de moagem, além da falta de scale-up com o laboratório, principalmente no controle de reagentes e na falta de definição das condições de equilíbrio do circuito. O sistema chamado de Simplex, como ilustrado na Figura 7.3.4, prejudica o controle operacional do circuito Rougher pelas seguintes razões:

- 1.- O Rougher perde o scale-up com o laboratório mediante a Curva de Seletividade, e a alimentação composta (**a+rc**) prejudica muito a seletividade dessa etapa.
- 2.- São misturados dois subprocessos diferentes, flotação natural e concentração, prejudicando a performance de ambos:
 - Flotação Natural: Captura e transporte da fase polpa para a fase espuma, própria da etapa Rougher (aspectos químicos, scale-up do laboratório, relação com a moagem/liberação, recuperação de equilíbrio **R_e** em Rougher diferente da recuperação de equilíbrio **R_{oo}** pretendida nos Cleaners, etc.).
 - Concentração: Limpeza do concentrado na fase espuma (gradiente de hidrofobia, aspectos operacionais, equilíbrio das etapas, aproximação ao equilíbrio, etc.).

Para o caso do circuito Simplex, a etapa Rougher se encontra erradamente na bateria de etapas em contracorrente do circuito de concentração (limpeza), devendo assumir os dois papéis (flotar e concentrar). Para o subprocesso de Concentração é traçada a Curva de Equilíbrio entre as fases polpa e espuma e a Linha de Operação do processo. A Curva de Equilíbrio pode ser traçada com experiências muito simples em bancada, e corresponde à distribuição do equilíbrio entre as fases polpa e espuma no ponto de exaustão (**R_{oo}**).

A operação real das usinas pode trabalhar muito perto dessa curva (usina bem arranjada e bem operada) ou longe dela, quando é mal operada, com baixa eficiência das etapas ($R \ll R_{00}$). Numa usina, a Linha de Operação é traçada entre os dois extremos do processo em contracorrente:

- Circuito Aberto: concentrado Rougher **cr** e rejeito Cleaner **rc**, por um lado, e o concentrado final **c** pelo outro lado da coluna teórica de absorção macromolecular.
- Circuito Simplex: Alimentação **a** e Rejeito **r**, por um lado, e o concentrado final **c** pelo outro.

Circuito SIMPLEX com Scavenger

A utilização do scavenger e o retorno deste concentrado de volta para o Rougher é mais um complicador para o circuito, do ponto de vista de engenharia de processos. Mesmo assim, é o tipo de circuito mais utilizado nas usinas e evidencia a forte influência dos fabricantes de equipamentos e a falta de ferramentas de engenharia para arrancar os circuitos. Apenas para efeitos ilustrativos, na **Figura 7.3.5** é ilustrado um circuito Simplex 1 (1 Cleaner) com Scavenger.

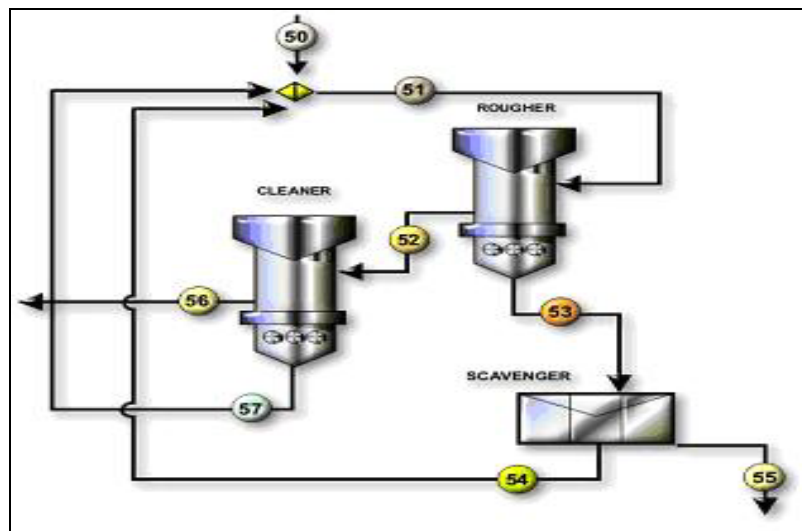


Figura 7.3.5 – Circuito Simplex 1 com Scavenger

Exemplo de Aplicação

Para um determinado projeto de flotação de Cobre (Yovanovic, 1988), diversos circuitos de flotação foram testados em usina piloto, entre eles o Simplex escolhido, inclusive, como circuito base para o projeto industrial (Pereira e Outros, 1991) e o circuito aberto convencional. O presente exemplo de aplicação considera a comparação entre três alternativas:

- A – Simplex 4: Rougher/Scavenger + 4 Cleaners
- B – Simplex 3: Rougher/Scavenger + 3 Cleaners (otimização parcial)
- C – Aberto Convencional: Rougher e 3 Cleaners, em separado.

As curvas de contato real entre as fases são traçadas de acordo com os balanços de massa dos circuitos testados (ver **Figura 7.5.5** no **Item 7.5**), cujos dados são mostrados na **Tabela 7.3.1**. A avaliação foi feita para um teor médio de concentrado final de 38% Cu, em todas as alternativas, com um teor de alimentação de 1,5% Cu.

Tabela 7.3.1 – Avaliação de Circuitos de Flotação

FLUXO	Teores e Recuperação (% Cu)								
	SIMPLEX 4			SIMPLEX 3			ABERTO		
	c	r	R	c	r	R	c	r	R
Rougher	8	0,26	-	11,6	0,23	-	4,8	0,12	-
Cleaner 1	15	7,4	85	28	7,4	51	19,2	0,5	85
Cleaner 2	23,4	13,6	74	35,1	17,8	73	29,5	5,0	93
Cleaner 3	33	22,8	16	39	27,6	74	36,7	9,4	92
Cleaner 4	40,5	30,5	31	-	-	-	-	-	-
R Total	83,3 %			85,4 %			83,9 %		
E Cleaners	50 %			70 %			90 %		

O circuito Simplex 4, utilizado como referência de projeto, quando testado com outro tipo de minério, de uma pilha especial bastante mais seletiva, atinge uma recuperação bem superior: 86,3% (**Pereira e Outros**, 1991), mas ainda não supera as vantagens do mesmo circuito semi-otimizado (Simplex 3) nem do circuito aberto convencional, de longe o mais conveniente para o projeto, como mostrado na **Tabela 7.3.2**.

Tabela 7.3.2 – Avaliação Econômica de Alternativas de Circuito

Item	SIMPLEX 4		SIMPLEX 3 (1)	CONVENCIONAL (2)	
	PADRÃO	ESPECIAL		TESTADO	OTIMIZADO
Células de Flotação: m ³ /tph	2,92	3,25	1,86	1,75	1,5
Coletor: g/ton	200	240	120	44	50
Espumante: g/ton	20	24	25	44	24
Custo de Produção: US¢/ton (3)	108,6	128,3	80,4	28,5	30
Recuperação, %	83,3	86,3	85,4	83,9	85
Custo Comparativo: US¢/ton (para 85% de Recuperação) (4)	163	86,7	67,6	63,7	30

- (1) Otimização parcial (faltou concluir). Opção ainda com potencialidades de melhoria.
- (2) O circuito testado não foi otimizado. A otimização é simulada com base no **Modelo Operacional**.
- (3) Inclui o custo financeiro, energia elétrica, reagentes, etc.
- (4) Custo nivelado para a mesma recuperação (considerando um prêmio ou castigo de US¢ 32/ton, por cada 1% de recuperação).

No caso do exemplo, para uma capacidade anual de 9 milhões de toneladas ROM, a decisão de mudança para o circuito convencional otimizado poderia significar uma economia anual de quase US\$ 5 milhões. O circuito convencional de flotação deveria ser sempre a primeira opção de trabalho, em qualquer circunstância, e esta teria que ser a chamada “alternativa base” do projeto. O circuito deverá ser otimizado e enxuto, utilizando células mecânicas simples, de preferência de fabricação nacional.

7.3.3 Circuito Diferencial

Este tipo de circuito compreende diversas alternativas, todas elas conduzem à divisão do fluxo principal com a obtenção de 2 ou mais concentrados finais:

- Processo de minérios polimetálicos (ex. Cu/Ni, Pb/Zn, etc.)
- Separação de frações de uma mesma substância (grossos, finos, ultrafinos)

A flotação de molibdenita junto com sulfetos de Cobre pode interpretar-se como uma flotação convencional do Cobre seguida de um outro processo de flotação de molibdenita.

Exemplo de Aplicação

O Concentrador de Grund (Alemanha) trata 400.000 t/ano de um minério de Chumbo-Zinco com 3% Pb e 6% Zn, produzindo concentrados separados de Chumbo e de Zinco. **Von Reeken F.J.M. e Outros (1989)** relatam os estudos executados para melhorar a performance desta usina. O minério ROM é deslamado antes de entrar na usina de britagem; as lamas provenientes desta lavagem são novamente classificadas num espessador, cujo underflow é novamente misturado com o fluxo principal, na descarga da moagem, numa proporção de 20% do underflow das lamas primárias + 80% do fluxo principal. Este produto misto é enviado para a flotação. Ambos fluxos mostraram, ao serem flotados por separado, no laboratório, uma grande diferença de seletividade. Os Autores supõem que a presença de íons em solução, principalmente de Chumbo e de Cobre, proporciona uma indesejada ativação da Esfalerita, na etapa de flotação do Chumbo, prejudicando a seletividade desta etapa. Na primeira etapa de flotação é flotada a Galena (PbS) e o Zinco é deprimido com Sulfato de Zinco. Após esta etapa, a Esfalerita é reativada e flotada a partir do fluxo de rejeito da flotação do Chumbo. As etapas são as seguintes:

- Minério Pb/Zn alimentado. As condições de reagentes foram: Amil Xantato de Potássio + Etil Xantato (KAX + KEX), como Coletor de Chumbo; Óleo de Pinho como Espumante; pH 9,5; ZnSO₄ como depressor de Esfalerita.
- Flotação Rougher de Galena seguida de 2 ou 3 etapas de limpeza, com resultados finais de 91,6% de recuperação e 73,8% Pb no concentrado.
- Ativação da Esfalerita. Com íons de Cobre ⁽¹⁾. A Esfalerita ativada atua como um sulfeto metálico de alta flotabilidade.

$$\text{ZnSs} + \text{Cu}^{+2} = \text{CuSs} + \text{Zn}^{+2}$$
- Flotação de Zinco. Rougher seguido de 2 ou 3 etapas de limpeza, com resultados finais de 95,3% de recuperação e 61,6% Zn no concentrado.

Von Reeken e Outros utilizam na avaliação do processo de flotação de Galena o método de seletividade introduzido por Schulz (1970) e de Agar e Barrat (1983), metodologia comentada no Item 3.5.1, de acordo com a **Figura 7.3.6**.

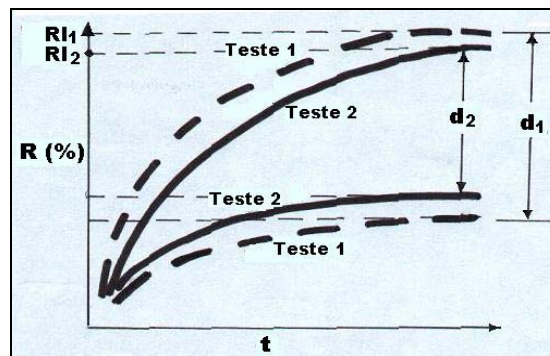


Figura 7.3.6 – Método de Avaliação de Seletividade (Von Reeken F.J.M. e Outros, 1989)

(1) Neste processo outros metais podem ser utilizados, como Pb, Ag, Cd, Hg, Bi, Au e Ce.

O valor de **RI** corresponde a R_{00} e a diferença $d(\%) = RI_{Pb} - RI_{Zn}$. O processo é altamente seletivo, em geral. Após flotarem todos os sulfetos na flotação da galena, a flotação posterior de Esfalerita fica muito seletiva. Os resultados dos diversos testes executados são mostrados na **Tabela 7.3.3**.

Tabela 7.3.3 – Testes de Avaliação (Von Reeken F.J.M. e Outros, 1989)

Teste	RI _{Pb} (%)	d(%)
1. Produto moído, sem lamas	96,6	92,4
2. Underflow do espessador (lamas)	96,3	53,1
3. Underflow do espessador (lamas), pH 11	88,7	72,5
4. Dupla dosagem de ZnSO ₄ a pH 10. Coletor KAX 160 g/ton	94,1	80,3
5. Coletor KEX, 160 g/ton; pH 9,7; Dowfroth 250, 25 g/ton; ZnSO ₄ , 320 g/ton	96,5	85,0

TESTE 1: Valor normal observado na usina;

TESTE 2: A alta flotabilidade do Zinco no circuito de Chumbo indica que a depressão da Esfalerita com Sulfato de Zinco é apenas parcialmente efetiva.

TESTE 3: O aumento excessivo de pH também afeta a flotação do Chumbo.

TESTES 4 e 5: A eficiência da flotação da Galena é melhorada com a utilização de um Coletor mais seletivo (KEX). O espumante de cadeia alcoólica curta da Dowfroth mostrou ser bastante efetivo. O pH deve ser ajustado para ~10.

Foi observado que o ajuste da dosagem de ZnSO₄ afeta o pH da polpa, A queda do pH resulta num aumento da adsorção de Xantato pela Esfalerita, prejudicando a seletividade da separação Pb/Zn. Conclui-se que o controle da adição de ZnSO₄ deve ser efetuado em conjunto com a regulação do pH. Após o estudo foi decidida uma importante mudança no fluxograma de processo para o circuito de Galena, separando os fluxos de minério moído com respeito ao fluxo proveniente do espessador de lamas: o primeiro alimenta o banco do Rougher 1 e o segundo alimenta o banco de Rougher 2, permitindo o condicionamento por separado. Ambos concentrados são misturados para alimentar o circuito de limpeza. O **Modelo Operacional** teria proposto um outro esquema experimental, utilizando a Curva de Seletividade, o cálculo dos valores de equilíbrio de cada circuito Rougher (R_e , R_{cm_e}) e o tempo mínimo de flotação (t_m).

Numa usina de flotação de rocha fosfática foram testadas as alternativas de flotar por separado ou em conjunto dois diferentes tipos de minério (Yovanovic, 2003), os testes executados mostraram uma nítida conveniência de separar ambos fluxos, como ilustrado na **Figura 7.3.7**, de acordo com a metodologia do **Modelo Operacional**.

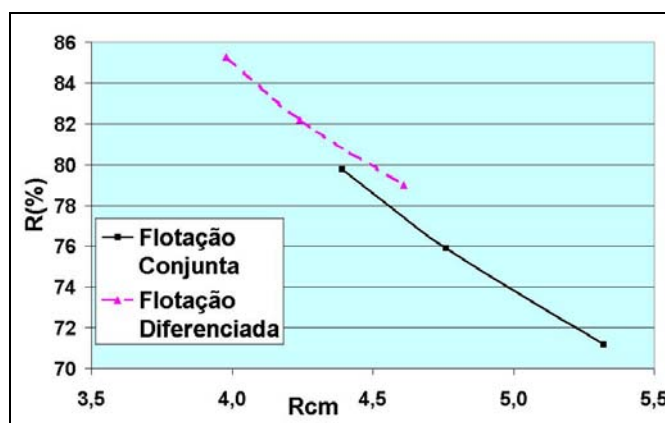


Figura 7.3.7 – Circuito Diferencial para Minério Granulado e Friável (Yovanovic, 2003)

7.4 Liberação e Remoagem

7.4.1 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. Los procedimientos introducidos en los **Capítulos 4 y 5** deben ser muy bien evaluados y definidos. 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 el Ítem 5.3), 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. Los testes de flotación de limpieza deben ser ejecutados, como opción preferencial, sin adición de nuevos reactivos. La metodología es similar a la explicada en los **Capítulos 4 y 5**, apenas llevando en consideración que el tiempo de flotación natural en etapas Cleaner es normalmente inferior al tiempo observado para el Rougher, de modo que el retiro de las alícuotas parciales de concentrado debe ser reevaluada en función del tiempo. La primera flotación de limpieza debe ser evaluada exactamente como fue hecho con el Rougher, comparando la Selectividad para los diferentes tiempos de remolienda, de la forma ilustrada en la Figura 7.2.1.*

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. Os procedimentos introduzidos nos **Capítulos 4 e 5** devem ser muito bem avaliados e definidos. 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, prévia 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, de 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 que é suficiente para a operação de moagem, como recomendado no Item 5.3), 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. Os testes de flotação de limpeza devem ser executados, como opção preferencial, sem adição de novos reagentes. A metodologia é similar à explicada nos **Capítulos 4 e 5**, apenas levando em consideração que o tempo de flotação natural nas etapas Cleaner é normalmente inferior ao tempo observado para o Rougher, de modo que a retirada das alíquotas parciais de concentrado deve ser reavaliada em função do tempo. A primeira flotação de limpeza deve ser avaliada exatamente como foi feito com o Rougher, comparando a seletividade para os diferentes tempos de remoagem, da forma ilustrada na Figura 7.2.1.

Uma vez definido o tempo de remoagem deverá efetuar-se uma completa 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 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 à partir de uma remoagem para sua conveniente liberação.

7.4.2 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 7.4.1** 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 7.4.1 – 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
Ciclosizer								
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
TOTAL			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 em seguida 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_{80}), para cada faixa granulométrica, é resumida na **Tabela 7.4.2** a seguir. Nestes testes foi confirmada a melhor flotabilidade das partículas de tamanhos inferiores que 75 micras, como exposto no **Item 5.5**.

Tabela 7.4.2 – 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

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 aos mistos de tamanhos intermediários. Partículas muito finas (< 8 micras), 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 micras), pela sua melhor correlação estatística entre os valores medidos e os calculados, permitindo uma melhor subdivisão de categorias de liberação, de 10 em 10%.

Os resultados são ilustrados na **Figura 7.4.1**. A flotação é rápida, inclusive para as partículas com pouca Calcopirita (0-10%).

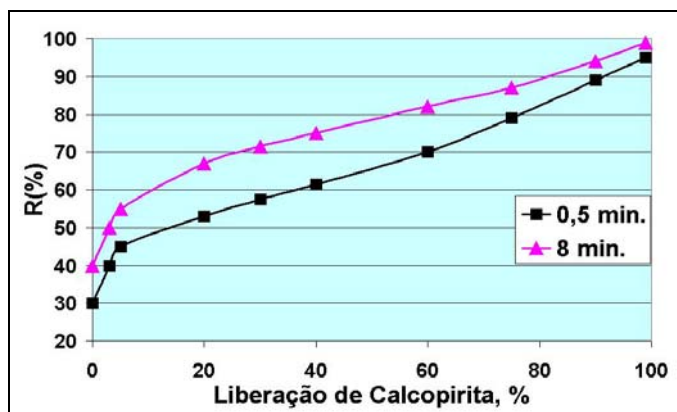


Figura 7.4.1 – Liberação de Calcopirita na faixa 32-38 micras (Sutherland D.N., 1989)

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 remoídos, mesmo liberados, podem cair para faixas finas de tamanho, com baixa flotabilidade (superfinos). Ou seja, se conclui que a ação fundamental da remoagem deve buscar prioritariamente atingir um tamanho de partícula mais adequado para a flotação que obter apenas uma melhor liberação dos mistos. Como foi indicada no **Capítulo 5**, 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 7.4.3** 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 7.4.3 – 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
TOTAL	-	3,65	4,96	5,30	86,08	100,00

O produto que teoricamente teria que ser submetido à 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 7.4.4**, que apresenta a distribuição de Calcopirita liberada nos compostos do concentrado mais “lento”.

Tabela 7.4.4 – 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 cerca da 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 flutam de maneira mais lenta que as partículas de tamanho intermediário.
- Partículas de pouca liberação, mas de ótimo tamanho, flutam 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 à remoagem, já está suficientemente liberada e não apresentará benefício algum junto com a remoagem.

En la Figura 5.5.3 (Capítulo 5) se muestra la influencia del tamaño de la partícula con respecto a la constante cinética. Por ejemplo, en una flotación Rougher en dos bancos de flotación en serie, se observa que el concentrado del primer banco contiene principalmente las fracciones intermedias, de rápida flotación; pero, en el banco siguiente (que también puede ser usado como Scavenger) el producto concentrado es bastante heterogéneo y pueden encontrarse tanto las partículas más finas como las más gruesas.

Na Figura 5.5.3 (Capítulo 5) é mostrada 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.

7.5 Circuito de Limpeza

Antes de começar esta etapa devem ser cumpridos todos os procedimentos de avaliação do circuito Rougher e das necessidades de remoagem, com o objetivo de padronizar adequadamente a experiência de laboratório que irá originar concentrados para as etapas seguintes. Os procedimentos introduzidos nos **Capítulos 4 e 5** devem ser muito bem avaliados e definidos. É importante lembrar que o aumento do teor do concentrado, função executada pelas etapas de limpeza, não consiste em reflotar partículas mais hidrófobas e liberadas, mas de limpar a espuma das partículas pouco hidrófobas, como os mistos pobres e a ganga, que flotaram em excesso no circuito Rougher.

O sistema mais comumente utilizado é o chamado “Locked Cycle Test”, que recicla os rejeitos das etapas de limpeza, de modo descontínuo, para voltar a flotar sucessivamente até fechar o balanço de massa. Técnicos experientes conseguem fechar os trabalhos ao cabo de 6 ou 7 ciclos. O problema deste procedimento é que o balanço final e a performance das etapas de limpeza nem sempre se encontram perto do equilíbrio, principalmente quando o número de ciclos extrapola para mais de 10; além disso, o teste demanda muito trabalho e análises químicas. O **Modelo Operacional** desenvolveu o procedimento introduzido nos **Itens 1.6 e 1.7**, e que se repete a seguir, baseado na construção da Curva de Equilíbrio de Concentração, configurando mais um mecanismo macroscópico de avaliação do processo de flotação, junto com a Cinética e a Seletividade. Como indicado no item 1.6.1 (**Capítulo 1**), a Curva de Equilíbrio de Concentração pode ser construída com dados experimentais obtidos no Laboratório. Uma vez equilibrada a flotação Rougher no Ponto de Equilíbrio, após testar a melhor condição de reagentes, liberação, pH, tempo mínimo t_m , etc., é possível seguir o procedimento indicado na **Figura 7.5.1**.

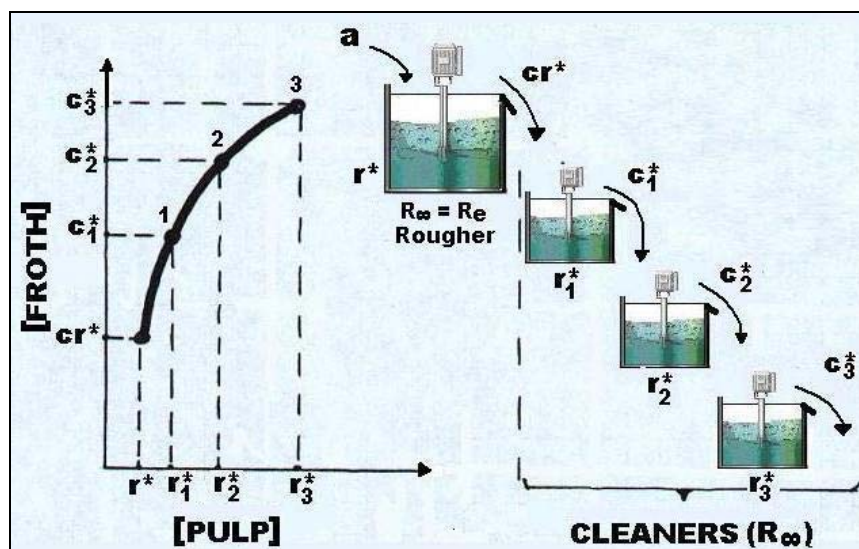


Figura 7.5.1 – Curva de Equilíbrio Etapas de Limpeza

Após juntar espuma (concentrado Rougher) flotada em condições de equilíbrio, ela deve ser repolpada com água limpa e reflotada até a exaustão numa primeira limpeza, extraíndo alíquotas e medindo \underline{c}_1 e \underline{r}_1 . Voltar a flotar duas vezes seguindo o mesmo procedimento, como ilustrado na Figura 7.5.1 acima. O tempo de flotação é muito próximo do tempo observado na flotação do primeiro Cleaner, o que foi verificado na etapa anterior, de estudos de remoagem.

O circuito de concentração ou limpeza é alimentado com produto cr^* , e o objetivo metalúrgico do processo consiste em obter um concentrado final c , ao mínimo custo e máximas recuperações possíveis. Na **Figura 7.5.2** está representada uma operação de flotação de limpeza ou Cleaner, em contracorrente, de acordo com o modelo de transferência macromolecular proposto pelo **Modelo Operacional** (detalhes no **Capítulo 1**).

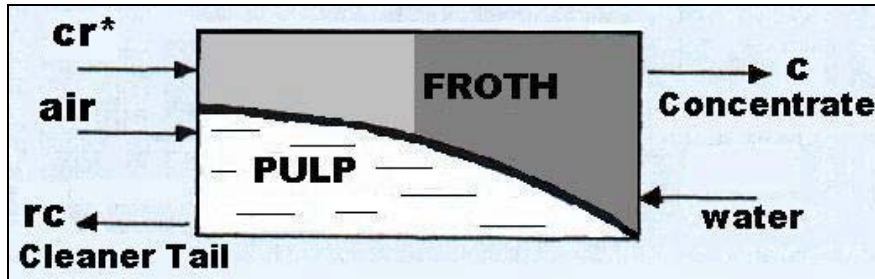


Figura 7.5.2 – Esquema Teórico do Processo de Concentração

O fluxo cr^* representa o concentrado Rougher em equilíbrio, e o fluxo rc é o rejeito das operações de limpeza.

Balço de Massas: $CR + \text{água} = RC + C$
 Distribuição da Substância: $(RC + C) \times cr^* = rc \times RC + c \times C$
 Também, $RC \times (cr^* - rc) = C \times (c - cr^*)$

$$\frac{(c - cr^*)}{(cr^* - rc)} = \frac{RC}{C}$$

Onde o fator (RC/C) é a pendente da Linha de Operação, positiva na direção do fluxo, e que passa pelos pontos **A**(cr^*, rc) e **P**(c, c), como ilustrado na **Figura 7.5.3**.

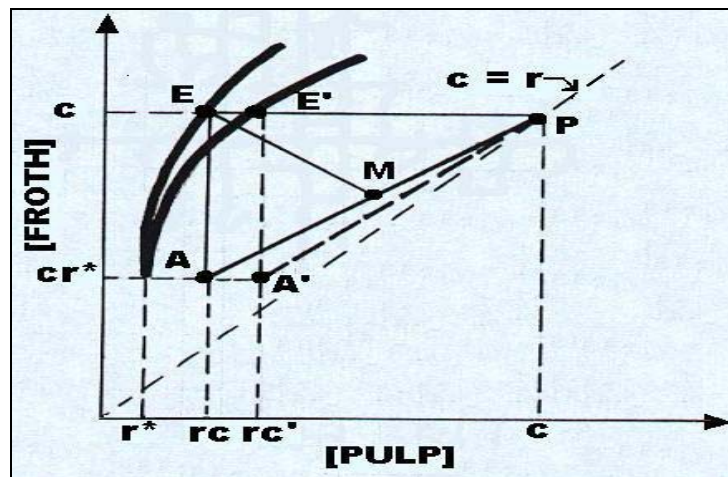


Figura 7.5.3 – Linha de Operação Circuito de Limpeza

Para uma etapa de limpeza, em equilíbrio, o ponto **A** pode ser calculado graficamente seguindo as retas **PE** e **EA**. A Recuperação do processo de uma etapa de limpeza é:

$$R_c = \frac{(cr^* - rc)}{(c - rc)} \frac{c}{cr^*}$$

Para um maior teor \underline{c} no concentrado final corresponderá um maior teor de \underline{rc} , por tanto uma menor recuperação na concentração. O valor final de \underline{c} não precisa ser o valor de equilíbrio, mas pode ser obtido em condições próximas a ele utilizando um número conveniente de etapas. Por outro lado, processos pouco seletivos (problemas de liberação, baixa hidrofobia, etc.) possuem diferentes Curvas de Equilíbrio, como ilustrado pela curva de menor pendente da mesma Figura 7.5.3, produzindo um maior teor \underline{rc}' (no novo Ponto de Equilíbrio \underline{E}') e por tanto uma menor recuperação \underline{Rc}' .

A Linha de Operação \underline{AP} é uma representação gráfica do Balanço de Massas do processo, que vai de um extremo a outro do equipamento. O ponto \underline{M} representa as concentrações globais das duas correntes que se cruzam na etapa e possui uma força impulsora que leva essa etapa para o equilíbrio, cuja pendente é, no sentido do fluxo:

$$\text{Pendente linha } \underline{ME} = \frac{(cr^* - c)}{(c - rc)}$$

Se a Linha de Operação tocasse a Curva de Equilíbrio em algum ponto, as fases em contato estariam em equilíbrio e a força impulsora seria nula, e por tanto o regime de transferência seria "zero". Outros cálculos do Balanço de Massas são:

$$R_{cmc} = \frac{(c - rc)}{(cr^* - rc)}$$

Também,

$$c = cr^* \times R_c \times R_{cmc}$$

A recuperação total da usina é:

$$R_T = R_e \times R_c$$

Número de Etapas e Eficiência

Para melhorar a performance do circuito, principalmente em processos pouco seletivos ou quando é necessário obter um alto teor no concentrado final, é conveniente dividir a concentração em várias etapas, em contracorrente, como mostrado na **Figura 7.5.4**. As linhas das forças impulsoras $\underline{M_1E_1}$ e $\underline{M_2E_2}$ não são muito utilizada nos nossos cálculos, porém, conceitualmente indicam que o circuito de limpeza é em contracorrente (linha \underline{AP}), mas cada etapa atua como se fosse fluxo paralelo, como de fato ocorre na prática, onde as linhas $\underline{M_1E_1}$ e $\underline{M_2E_2}$ são as Linhas de Operação de cada etapa individual.

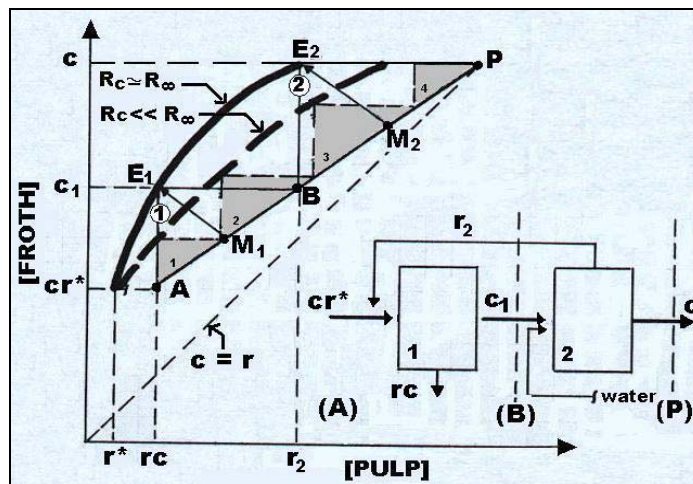


Figura 7.5.4 – Etapas Ideais de Concentração

Conhecendo o valor de \underline{cr}^* (concentrado de equilíbrio para a operação de desbaste ou Rougher) o projetista pode definir os valores de \underline{c} e R_T que justificariam o processo. Substituindo estes valores pode ser calculado o valor de \underline{rc} . A Linha de Operação é traçada entre $A(\underline{cr}^*, \underline{rc})$ e $P(\underline{c}, \underline{c})$. O movimento gráfico avança de \underline{AE}_1 , \underline{E}_1B , \underline{BE}_2 e \underline{E}_2P até atingir ou superar o valor de \underline{c} pretendido (é muito difícil atingir um número inteiro de etapas ideais). O conhecido teste chamado de "Locked Cycle Test", que simula operações em continuidade mediante experiências sucessivas em batelada reciclando os rejeitos, pode ser substituído por esta nova metodologia.

Circuitos mal operados, com baixa aproximação ao equilíbrio, como ilustrado nas linhas pontilhadas da Figura 7.5.4 (para $R_c \ll R_{00}$), utilizam desnecessariamente uma grande quantidade de etapas para atingir o mesmo objetivo (4 neste caso). A curva pontilhada corresponde à Curva de Contato entre as fases (operação real da usina), a qual vai distanciando-se da Curva de Equilíbrio ($R_c = R_{00}$) de acordo com a qualidade da operação ou do inadequado layout (por exemplo, falta de células, como veremos no **Volume 2**).

Exemplo de Aplicação

O mesmo exemplo do item 7.3.2 pode ser utilizado aqui. Na **Figura 7.5.5** são apresentadas as Curvas de Contato e a avaliação gráfica de cada circuito. No caso do SIMPLEX, a mistura do Rougher com os Cleaner faz apressar o circuito Rougher, transportando excesso de ganga nos concentrados e reduz a eficiência nos Cleaner (excesso de massa reciclada entre as etapas).

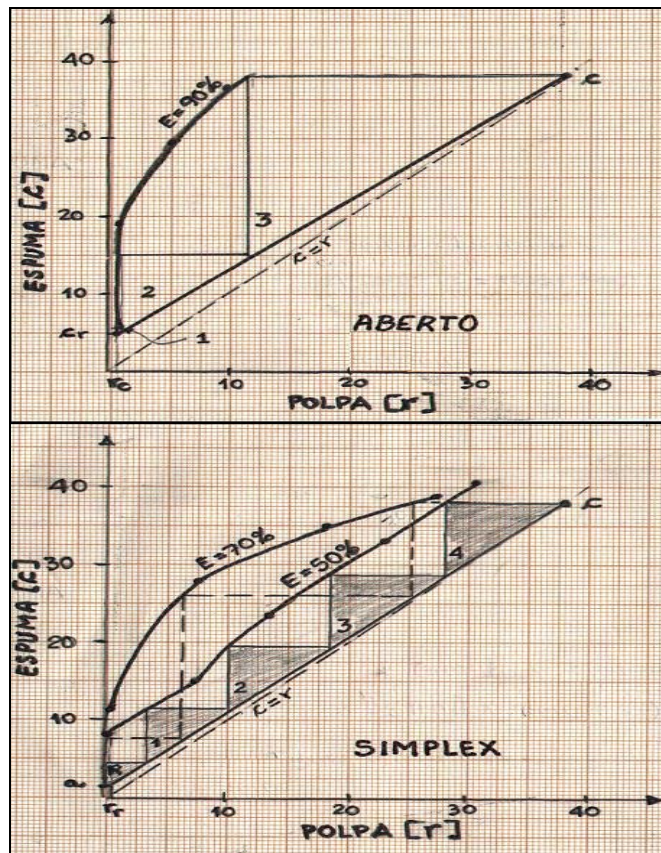


Figura 7.5.5 – Avaliação Gráfica dos Circuitos

Da Figura 7.5.5 podemos observar que:

- O circuito Simplex otimizado poderia operar com apenas 2 Cleaner (Simplex 2), desde que a eficiência dessas etapas aumente um pouco, dos atuais 70% para 75-80% em média de recuperação.
- O circuito convencional, com leve melhoria de eficiência, de 90% para 95%, precisaria de apenas duas etapas de limpeza.

O excesso de etapas e de cargas circulantes e a baixa eficiência de contato nos Cleaner são problemas operacionais que independem da flotação natural; e o circuito Simplex 4 está definitivamente mal operado. O **Volume 2** está integralmente dedicado aos circuitos industriais de flotação, onde esta forma de avaliação, mediante a Curva de Equilíbrio, terá a maior importância.

Outras Formas de Avaliação

Lindgren E. e Broman P. propõem duas outras formas de definir o número de etapas de flotação. Na primeira delas, o concentrado Rougher é refltado sucessivamente até atingir um determinado teor, como ilustrado na **Figura 7.5.6**. A etapa “zero” corresponde ao concentrado Rougher.

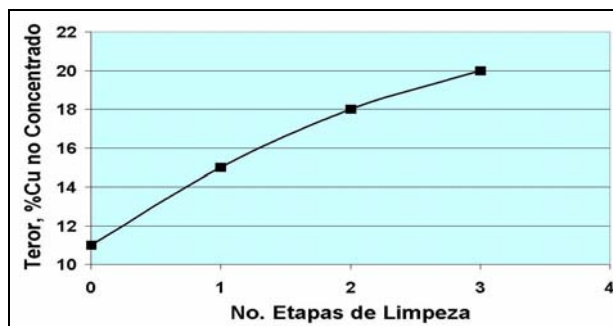


Figura 7.5.6 – N° de Etapas de Limpeza em Flotação Batch (**Lindgren E. e Broman P.**)

Numa outra análise, os Autores estabelecem que, do ponto de vista da Figura 7.5.6, o teor do concentrado final e o número de etapas irão depender do teor obtido no concentrado Rougher, o qual, por sua parte, dependeria da cinética e do tempo de flotação utilizado, como ilustrado na **Figura 7.5.7**. Na ótica do Modelo Operacional, o teor do concentrado Rougher não é uma variável que possa ser manipulada a vontade, mas trata-se sempre do valor de Equilíbrio para aquela etapa, desde que o tempo de flotação não seja inferior ao mínimo requerido pelo fenômeno natural de flotação, como introduzido neste texto.

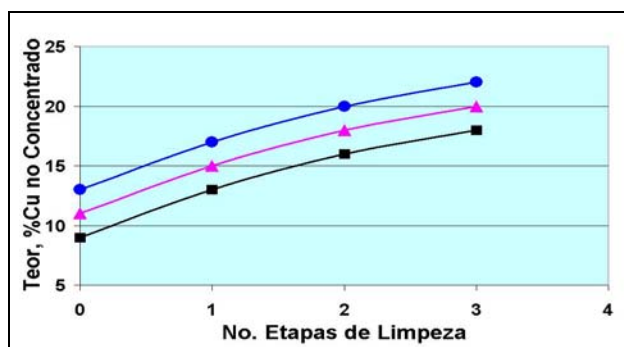


Figura 7.5.7 – N° de Etapas de Limpeza em Função do Teor do Concentrado Rougher (**Lindgren E. e Broman P.**)

7.6 Flotação Inversa

Consiste no inverso do processo de flotação, onde a substância do nosso interesse fica retida no fundo da célula e é a ganga a substância flotada. Este processo é muito comum na concentração de minério de ferro, onde são flotadas a Sílica e a Alumina, principalmente. Nestes casos, é comum chamar de Concentrado a substância base afundada no rejeito do processo, além disso, ao invés de Cleaner é chamado de Scavenger o processo de limpeza da espuma flotada no Rougher e, pelo contrário, o retratamento do material afundado é chamado de Cleaner. Para evitar confusões, de acordo com a metodologia do **Modelo Operacional**, a Flotação será sempre interpretada de forma direta, estudando os mecanismos macroscópicos para as substâncias que realmente estamos flotando (como a Sílica e a Alumina, no caso da concentração de minério de ferro). O resultado metalúrgico obtido para a substância base, no produto afundado, será uma consequência deste fenômeno. No caso da flotação inversa de Anatásio (óxido de titânio), quando retiramos a espuma de Vermiculita (micas alteradas), o processo seria então de flotação direta de Vermiculita, e desta forma será estudada.

A decisão de utilizar a flotação inversa provém não apenas da eventual impossibilidade de flotar determinadas substâncias, mas de uma análise econômica que considere a conveniência de flotar a substância que seja mais econômica (menor quantidade de massa e/ou menor custo de reagentes). No caso particular do Anatásio, mesmo constituindo a ganga apenas 20 ou 30% da massa total, esta última é constituída comumente por Magnetita (Fe_3O_4) ou Limonita ($\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot n\text{H}_2\text{O}$), inviabilizando a flotação inversa do Anatásio.

Norma Geral para Flotação Inversa de Minérios de Ferro:

O **Modelo Operacional** estabelece o seguinte procedimento padrão para os trabalhos de laboratório e de scale-up. O objetivo principal é quase sempre reduzir o conteúdo de SiO_2 (e simultaneamente outros contaminantes como Al_2O_3 , Fósforo, MgO , e outros) até um determinado valor, definido pelas especificações técnicas do produto (r_2'), considerando a maior recuperação possível de Ferro. Um esquema deste processo é ilustrado na **Figura 7.6.1**.

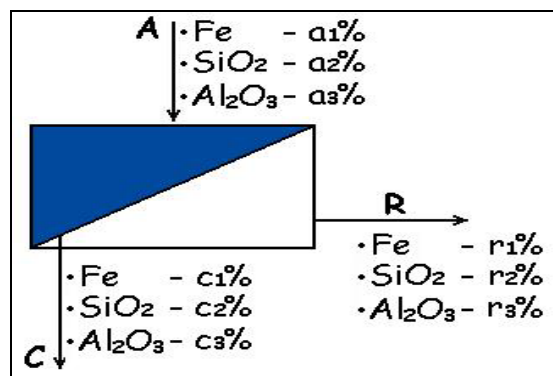


Figura 7.6.1 – Esquema Básico de Flotação Inversa de Minério de Ferro

Filosofia do Processo:

Para obter bons resultados metalúrgicos na flotação, tanto para a concentração de Sílica na espuma como para a concentração do ferro no produto afundado, a flotação direta de Sílica deve atingir o seu Ponto de Equilíbrio da forma mais seletiva possível (com baixo arraste de Ferro). O Rougher deve ser otimizado de acordo com as ferramentas introduzidas pelo **Modelo Operacional** (Curva Cinética, Curva de Seletividade e Condições de Equilíbrio).

Ponto de Equilíbrio:

Corresponde, para a condição de seletividade escolhida (R vs. R_{cm} , para SiO_2) ao ponto no qual a última alíquota de concentrado de SiO_2 (c_{2n}) é igual ao teor de alimentação (a_2).

Ponto de Operação:

Corresponde ao ponto (R , R_{cm}) situado na Curva de Seletividade da Sílica, obtida nas condições de flotação selecionadas (reagentes, pH, etc), no qual iremos realmente operar o processo, onde atingiremos a especificação solicitada para o concentrado de Ferro.

Avaliação de Resultados:

1. Se o Ponto de Operação requerido pelas especificações do concentrado de Ferro é atingido com certa facilidade pelas condições de equilíbrio da flotação de SiO_2 (ou seja, $r_2 < r_2'$), poderemos pensar em:

- Procurar uma condição mais seletiva de flotação Rougher de Sílica, com novos valores do Ponto de Operação (R vs. R_{cm}), reduzindo a Recuperação de SiO_2 e reduzindo a quantidade de espuma flotada em Rougher (por tanto com menos arraste de Ferro e maior Recuperação deste último no produto afundado).
- Isto significa voltar ao laboratório para redefinir um novo esquema de equilíbrio mais econômico para a Sílica (menor consumo de reagentes, menor tempo de flotação, etc.), operando mais suavemente o Rougher, apenas para retirar a quantidade “suficiente” de impurezas.

2. Se o Ponto de Operação não é atingido nas condições de equilíbrio ($r_2 > r_2'$), ou é atingido com muita dificuldade, podemos pensar em:

- Operar o primeiro Rougher no Ponto de Equilíbrio da Sílica.
- Agregar uma etapa adicional de flotação para o concentrado de Ferro afundado (provavelmente se justifique a remoagem deste produto para criar novas condições de liberação para a Sílica). Estudar novas condições para o equilíbrio da flotação de SiO_2 no laboratório, como se fosse outra flotação. Se o Ponto de Operação desta vez é atingido, avaliar esta segunda flotação da forma indicada no item 1, ajustando o equilíbrio (suavizando o processo).
- As condições mais enérgicas de flotação do primeiro Rougher irão aumentar as perdas por arraste de Ferro na espuma, de modo que deve estudar-se uma etapa de limpeza da espuma Rougher 1.

Exemplo 7.6.1:

Um minério de Ferro, com 57%Fe na alimentação e 15% SiO_2 , deve ser concentrado até o momento em que o teor de Sílica seja igual ou inferior a 3%. Os resultados de laboratório mostraram que a recuperação de Equilíbrio da Sílica se aproxima de 90%, produzindo um teor de 2,5% no concentrado de Ferro afundado. Nas **Figuras 7.6.2 e 7.6.3** são ilustradas as Curvas Cinética e de Seletividade para a flotação de SiO_2 .

Reagentes:

Da Figura 7.6.2 observamos que a condição de 400 g/ton de Amido e 15 g/ton de Amina é suficiente, e atingirá este valor em aproximadamente 8 minutos de flotação batch (ou seja, $8 \times 2,4 = 19$ minutos na escala industrial).

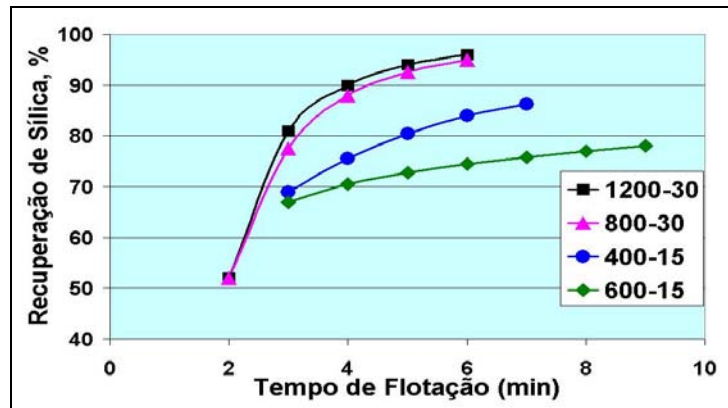


Figura 7.6.2 – Curva Cinética de Flotação de Sílica em Minério de Ferro (Yovanovic, 1988)
* xxx – yy = amido – amina (dosagem, g/ton)

Verificação do Ponto de Equilíbrio:

Na Figura 7.6.3 se observa que para 90% de recuperação de Sílica, a R_{cm} é de 3,1.

$$c_2 = 15 \times 0,9 \times 3,1 = 41,85 \%SiO_2 \text{ na espuma Rougher (da Equação 1.50)}$$

$$0,9 = \frac{15 - x}{41,85 - x} \quad (41,85) \quad (da \text{ Equação } 1.44)$$

$$41,85 - x = 15 \quad (15)$$

Das equações anteriores resulta: $x = 2,22$ ou seja, $r_2 = 2,22 \%SiO_2$

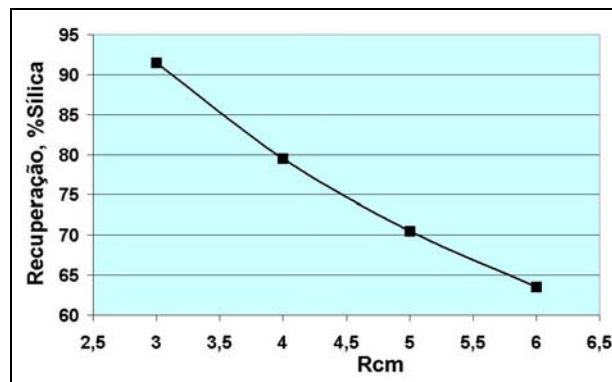


Figura 7.6.3 – Seletividade para Flotação de Sílica em Minério de Ferro (Yovanovic, 1988)

Ponto de Operação:

Em princípio, não parece ser necessária uma recuperação tão alta para a Sílica. Da Figura 7.6.3 se observa que, para uma recuperação de 86% de SiO_2 , a R_{cm} é de 3,5. Isto é:

$$c_2 = 15 \times 0,88 \times 3,5 = 45,15 \%SiO_2 \text{ na espuma Rougher (da Equação 1.50)}$$

De onde se obtém $x = 2,94$, valor que atende aos requisitos de projeto.

Recomendações:

Estudar com maior detalhe, no laboratório, com retirada de concentrados parciais a 2, 5, 7 e 8 minutos, a dosagem de 400 g/ton de Amido com as opções de 15 ou 20 g/ton de Amina. A dosagem deve ser única (de uma vez), com condicionamento de 2 minutos para o Amido e de 1 minuto adicional para a Amina. Traçar Curvas Cinética e de Seletividade, e confirmar os resultados anteriores.

7.7 Scale-Up

7.7.1 Tempo de Flotação

*El esquema de scale-up se refiere, casi siempre, a la conversión del tiempo batch en tiempo continuo. En el sistema batch, las partículas permanecen en la celda la misma cantidad de tiempo; en un sistema continuo, parte de la pulpa sigue para la celda siguiente en cortocircuito, sin participar del fenómeno de flotación natural (captura y transporte para la fase espuma), produciendo un resultado incompleto para el proceso de flotación. De este modo, para obtener los resultados esperados a partir del laboratorio, es necesario un mayor número de pequeñas celdas de flotación, interconectadas en serie, para un determinado volumen total de flotación ($V = Q/t_f$). La Selectividad general del proceso aumenta junto con el aumento de la cantidad de celdas en el banco de flotación, como detallado en el **Ítem 2.4**.*

O esquema de scale-up refere-se, quase sempre, à conversão do tempo batch em tempo contínuo. No sistema batch, as partículas permanecem na célula a mesma quantidade de tempo; num sistema contínuo, parte da polpa segue para a célula seguinte em curto-circuito, sem participar do fenômeno de flotação natural (captura e transporte para a fase espuma), produzindo um resultado incompleto para o processo de flotação. Deste modo, para obter os resultados esperados a partir do laboratório, é necessário um maior número de pequenas células de flotação, interconectadas em série, para um determinado volume total de flotação ($V = Q/t_f$). A Seletividade geral do processo aumenta junto com o aumento da quantidade de células no banco de flotação, como detalhado no **Item 2.4**.

Lindgren E. e Broman P. Apresentam os resultados de recuperação do circuito Rougher para minério de Cobre, na **Tabela 7.7.1**, para um valor constante de Enriquecimento igual a 12 ($ER = \text{Teor Concentrado} / \text{Teor Alimentação} = 12$).

Tabela 7.7.1 - Recuperação Minério de Cobre para $ER = 12$ (**Lindgren E. e Broman P**)

Item	Nº de Células para $ER = 12$			
	2	4	8	16
% Recuperação	80,0	87,0	91,0	93,0

Kalapudas R. e Kallioinen J. (1988) da Outokumpu OY, propõem a utilização de uma mini-usina piloto, incluindo um completo sistema de controle, a qual resolveria a passagem do fator tempo batch/contínuo sem a necessidade de custosas experiências em usinas piloto convencionais. Os Autores relatam experiências com minério de Sulfetos de Cobre da mina de Keretti. Uma das conclusões mais relevantes diz que os testes de laboratório (batch) e a operação contínua são comparáveis, apenas, quando são atingidos os mesmos resultados metalúrgicos (teor de concentrado e recuperação) entre ambos sistemas (o Leitor poderia voltar ao Item 3.3.2 e verificar que deve ser estabelecido o Ponto de Operação, **R** vs. **R_{cm}**, sobre a Curva de Seletividade, que permitem o scale-up desde o laboratório, com apenas uma experiência padrão). De acordo com os Autores, diversos testes de laboratório devem ser executados e apenas aqueles que coincidem com os resultados industriais são usados para determinar o fator de scale-up, ou seja: ($t_f = t_{lab} \times \text{Fator de scale-up}$), desde que **R** e **R_{cm}** sejam iguais para ambas condições.

Num trabalho anterior, **Kalapudas R.** (1985), estudando a relação de scale-up entre o laboratório (batch) e a usina industrial, para minérios de Cobre, conclui que para uma recuperação na faixa de 85-92% o fator de scale-up é igual a 2.

Ou seja: $t_f = 2 \times t_m$

Onde:

t_m : Tempo de residência mínimo para obter o Ponto de Equilíbrio no laboratório (assíntota)

t_f : Idem, para a escala contínua.

Para absorver aumentos na taxa de alimentação da usina, redução da % de sólidos, etc, deve ser incluído o fator de projeto de 1,2, como sugerido pelo **Modelo Operacional** na Equação 2.38 do **Capítulo 2**. Deste modo, $t_f = 2,4 t_m$.

Os estudos de **Kalapudas R. e Kallioinen J.** (1988), com o minério de Cobre de Keretti concluíram na relação ilustrada na **Figura 7.7.1**, confirmando que o fator de scale-up fica em torno de 2, para uma faixa de Recuperação entre 70 a 85%. Para valores acima de 90% os Autores sugerem um valor de 1,7.

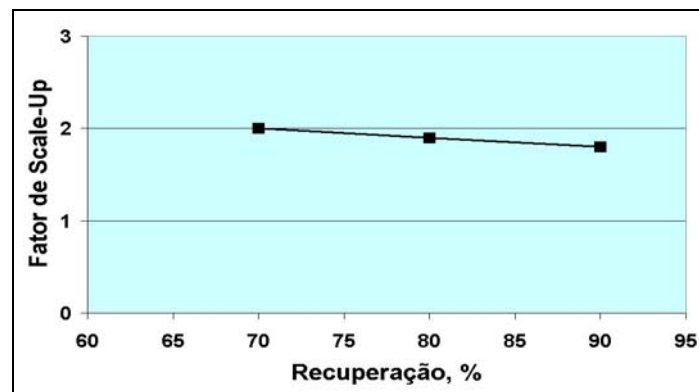


Figura 7.7.1 – Fator de Scale-Up (Kalapudas R. e Kallioinen J., 1988)

7.7.2 Scale-Up do Modelo Operacional

*De acuerdo con el Modelo Operacional, el circuito Rougher, cuando es bien operado, debe obtener una recuperación igual o levemente superior a la Recuperación de Equilibrio (R_e , cuando la última alícuota de concentrado retirada de la celda posee una ley idéntica a la de alimentación), la cual depende mucho del tipo de mineral y de su selectividad (grado de liberación, etc.). El modelo ha observado valores de 88 a 92% para minerales de Cobre sulfuro, de 85 a 88% para mineral de Fosfato (partículas más gruesas) y de 75 a 80% para partículas ultra finas de Fosfato. El hecho de que la masa sea retirada de la celda continua industrial en menor velocidad que en una celda batch de laboratorio, no significa que tenga mudado la Cinética de la Flotación, siendo que este último concepto se refiere a la flotación natural (captura y transporte de la fase pulpa para la fase espuma), situación que no muda en la escala continua (dm/dt). Lo que realmente muda es el retiro de masa concentrada por el labio de la celda (dC/dt) como ilustrado en la **Figura 7.7.2**. Todavía más, en la planta continua, cuando es respetado el tiempo t_f , el Punto de Equilibrio (R_e , R_{cm_e}) es el mismo en el laboratorio y en la planta.*

De acordo com o **Modelo Operacional**, o circuito Rougher, quando bem operado, deve atingir uma recuperação igual ou levemente superior à Recuperação de Equilíbrio (R_e , quando a última alíquota de concentrado retirada da célula possui um teor idêntico ao da alimentação), a qual depende muito do tipo de minério e da sua seletividade.

O modelo tem observado valores de 88 a 92% para minérios de Cobre sulfeto, de 85 a 88% para minério de Fosfato (partículas mais grossas) e de 75 a 80% para partículas ultrafinas de Fosfato. O fato de que a massa seja retirada da célula contínua industrial com velocidade menor que numa célula batch de laboratório, não significa que tenha mudado a Cinética da Flotação, já que este último conceito refere-se à flotação natural (captura e transporte da fase polpa para a fase espuma), situação que não muda na escala contínua (dm/dt). O que realmente muda é a retirada de massa concentrada pelo lábio da célula (dC/dt) como ilustrado na **Figura 7.7.2**. Ainda mais, na usina contínua, quando respeitado o tempo t_f , o Ponto de Equilíbrio (R_e , R_{cm_e}) é o mesmo no laboratório e na usina.

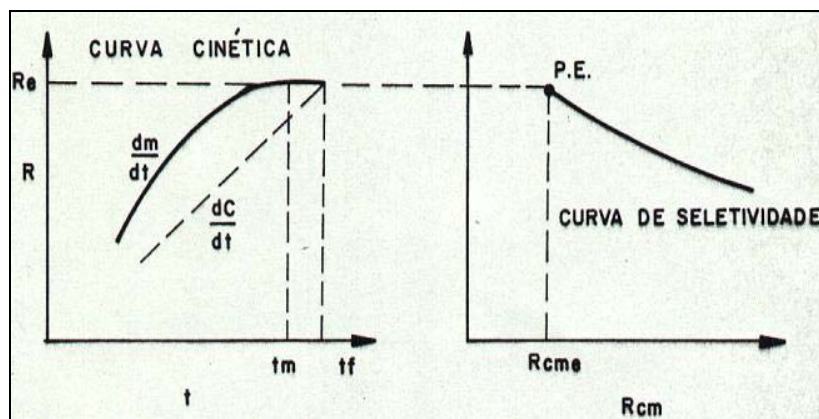


Figura 7.7.2 – Scale-Up do Modelo Operacional

O valor de R_{cm_e} permite definir a quantidade de massa que irá como concentrado Rougher para as etapas de limpeza, e o seu teor depende do teor da alimentação do circuito e de atuações operacionais ao longo da Curva de Seletividade (mais massa com menor teor, ou menos massa com teor mais alto), como será mais bem definido no **Volume 2**, mediante o Terceiro Princípio Operacional (**Item 8.2**) que discute a equação 1.50 (**Capítulo 1**) à luz de circuitos contínuos de flotação.

$$c = a \times R \times R_{cm} \quad , \text{Equação 1.50}$$

Onde a depende do minério e o fator $R \times R_{cm}$ é a atuação do operador sobre a Curva de Seletividade do processo.

Então, a rigor, o termo t_f não é um valor de tempo de flotação (flotação natural), mas de tempo de concentração (dC/dt , flotação real), onde a retirada de massa segue um outro caminho, em função do equilíbrio do banco de flotação, das cargas curto-circuitadas entre as células, da espessura da camada de espuma, e de outros fatores operacionais.

Barbery G. e Outros (1986), efetuaram diversas experiências para verificar o scale-up entre a célula batch de laboratório e células industriais, operando em continuidade, com a mesma polpa alimentada. Foi observada uma redução da constante cinética (t^{-1}) em valores de até dez vezes, mas a recuperação R_{00} não sofreu alterações, confirmando a 1ª Lei do **Modelo Operacional**.

7.7.3 Outras Metodologias

Correa F. Carlos e Outros (1987) relatam um estudo de scale-up a partir de experiências em bancada e sua comparação com escala contínua em usina piloto, para a recuperação de Cobre a partir de barragens de rejeitos na mineração El Teniente (CODELCO, Chile), onde se encontram depositadas 650 milhões de toneladas com 0,27 %Cu, com 65% - 200# (valores estimados em 1986). O estudo considerou a flotação da fração mais grossa, acima de 200#, e foram efetuados 11 testes de flotação de bancada e na escala contínua, procurando o fator de scale-up com base em simulações matemáticas introduzidas por Gutierrez L. e Sepúlveda J.E. (1980), que simulariam a operação em circuito fechado a partir de resultados em circuito aberto (por exemplo, fechar o Locked Cycle Test já a partir do primeiro ciclo). O circuito simulado não foi confirmado posteriormente na escala piloto contínua, mesmo utilizando exatamente a mesma amostra, como mostrado na **Tabela 7.7.2** a seguir:

Tabela 7.7.2 – Modelo de Scale-Up (Correa F. Carlos e Outros, 1980)

Item	R(%)	Teor, %Cu no Concentrado
Laboratório	54	35
Usina Piloto	45,1	26,8

Von Wachenfeldt G. (1984) relata experiências de laboratório para um minério de Cobre/Zinco, cujos resultados são apresentados em **Tabela 7.7.3**.

Tabela 7.7.3 – Resultados Experimentais em laboratório (Von Wachenfeldt G, 1984)

PRODUTO		% Massa	Teores (%)		Modelo Operacional (*)	
			Cu	Zn	R(%)	Rcm
ALIMENTAÇÃO		100	1,5	5,5	-	-
Cu-Rougher	Concentrado	11,25	12,0	6,0	90,0	8,89
	Rejeito	88,75	0,17	5,4		
Cu-Cleaner 1	Concentrado	5,80	22,0	4,5	94,5	1,94
	Rejeito	5,45	1,4	7,6		
Cu-Cleaner 2	Concentrado	4,37	28,0	4,0	95,7	1,33
	Rejeito	1,43	3,7	6,0		
Cu-Cleaner 3	Concentrado	3,95	30,0	3,8	96,5	1,11
	Rejeito	0,42	8,9	5,9		
Cu-Scavenger	Concentrado	7,50	1,2	7,8	59,7	11,83
	Rejeito	81,25	0,07	5,2		
Zn-Rougher	Concentrado	11,20	0,22	35,0	92,8	7,25
	Rejeito	70,05	0,05	0,45		
Zn-Cleaner 1	Concentrado	8,43	0,26	45,0	96,7	1,33
	Rejeito	2,77	0,10	4,6		
Zn-Cleaner 2	Concentrado	7,52	0,28	49,0	97,2	1,12
	Rejeito	0,91	0,14	12,1		
Zn-Cleaner 3	Concentrado	7,01	0,29	51,0	97,3	1,07
	Rejeito	0,51	0,16	21,6		
Zn-Scavenger	Concentrado	5,09	0,18	3,0	48,4	13,76
	Rejeito	64,96	0,04	0,26		

(*) Valores calculados pelo **Modelo Operacional**

Utilizando os conceitos do **Modelo Operacional** podemos obter as seguintes conclusões observando os resultados da Tabela 7.7.3.

- Se não existir remoagem de mistos, não se justifica a operação de Scavenger em nenhum dos dois circuitos.
- A recuperação de equilíbrio do Rougher deve ser revisada novamente, no laboratório. É possível que ainda possa aumentar (para 91 ou 92%, incorporando na etapa Rougher uma pequena parte da espuma que foi retirada posteriormente no Scavenger, aquela parcela com teor igual ou superior a 1,5 %Cu).
- Construindo as curvas de equilíbrio para os circuitos de limpeza, para o Cobre e para o Zinco, podemos concluir que bastam duas etapas de limpeza para atingir os teores de 30 %Cu e 51 %Zn, respectivamente, em ambos circuitos.

As Curvas de Equilíbrio, traçadas com os dados da Tabela 7.7.3, são ilustradas na **Figura 7.7.3**, para o Cobre e para o Zinco, respectivamente.

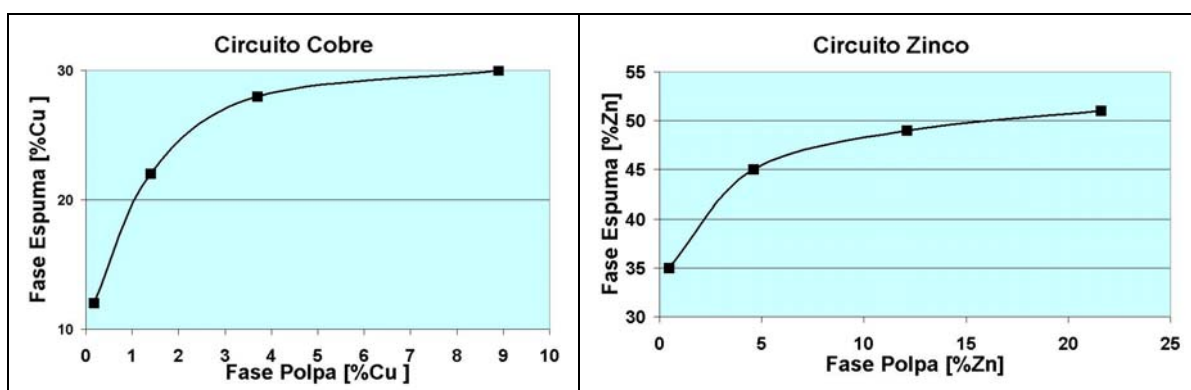


Figura 7.7.3 – Curvas de Equilíbrio para Minério Cobre/Zinco (**Modelo Operacional**)

Na **Figura 7.7.4** está ilustrado o sistema gráfico introduzido pelo **Modelo Operacional**, de onde se obtém que para ambos circuitos um número de 2 etapas de limpeza seria suficiente, apresentando os seguintes resultados, projetados para a escala contínua:

Circuito Cobre:

No **Volume 2** será introduzida a Equação de Continuidade, que descreve a performance do circuito em função das etapas individuais que o compõem, da forma introduzida no Item 1.8.3. Neste caso, a recuperação global do circuito simulada em condições de continuidade, será de: $R_T = R_{\text{Rougher}} \times R_{\text{Cleaners}}$, onde a recuperação do Rougher se pode estimar em 92%, como sugerido pelos dados da Tabela 7.7.3. As etapas de limpeza apresentam em média uma recuperação de 95,5%, de modo que a recuperação global será de 88%. Suponhamos que, após novas experiências na procura do Ponto de Equilíbrio do Rougher, apenas 2% da massa do Scavenger (ao invés de 7,5%) possa ser incluída no concentrado Rougher, com um teor médio de 1,5%. O concentrado Rougher terá agora 13,25% da massa ($R_{\text{cm}} = 7,55$) e um teor médio de 10,37 %Cu, ainda com 92% de recuperação. Para um rejeito de Cleaners no valor de 0,7%, como sugerido pelo cálculo gráfico, podemos demonstrar mediante a Equação 1.44 que a recuperação geral dos Cleaners ficará em:

$$R_{\text{Cleaners}} = \frac{10,37 - 0,7}{30,0 - 0,7} \quad (30) \quad , \text{ da Equação 1.44}$$

De onde se obtém: $R_{\text{Cleaners}} = 95,5\%$ e a Recuperação Global de 88%, como calculado.

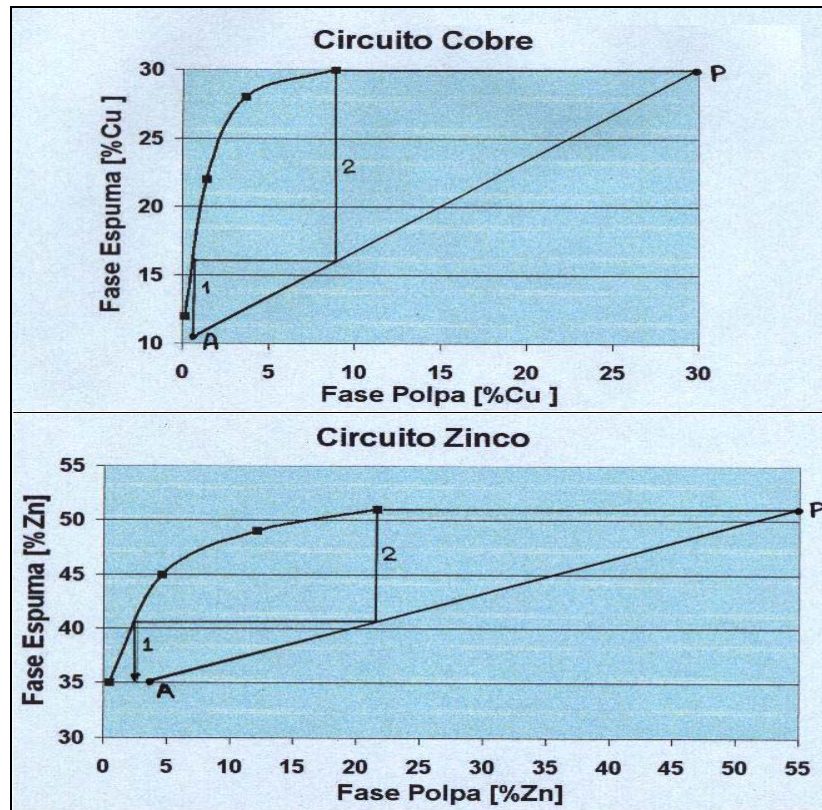


Figura 7.7.4 – Determinação do Número de Etapas de Limpeza (**Modelo Operacional**)
(Resultados de Laboratório obtidos por **Von Wachenfeldt G.**, 1984)

A Linha de Operação do Circuito vai de **A** (10,37; 0,7) até **P** (30; 30). Do gráfico se observa que o teor do concentrado do Cleaner 1 é de 20% e o rejeito do segundo Cleaner será próximo de 10%. Conhecendo a Recuperação de cada etapa, com a Equação de Continuidade do Circuito ⁽¹⁾, podem ser estimados os balanços de massa a partir destes dados.

Circuito Zinco:

A recuperação global para o Zinco se espera seja um pouco superior, próxima de 90%, considerando valores de recuperação de 92,8% para o Rougher e uma média de 97% para os Cleaners. No cálculo gráfico é demonstrado que bastam apenas duas etapas de limpeza para obter um teor de 51 % Zn no concentrado final, e são fornecidos os dados básicos para o balanço de massa deste circuito.

Gallina S.C.W. e Tondo L.A. (2002) pesquisam as condições de scale-up entre o laboratório e a usina industrial de flotação para um minério aurífero. O trabalho teve com objetivo estabelecer as bases de scale-up para o estudo de caracterização de amostras de diversos tipos de minérios da jazida. Os trabalhos tentaram calibrar os resultados de recuperação de Ouro em testes de flotação em bancada com os do circuito industrial, desenvolvendo um teste metalúrgico padrão de laboratório, o que reportaria a possível recuperação de Ouro da usina de beneficiamento.

(1) Para duas etapas em série, a equação de continuidade expressa a recuperação global dos dois Cleaner em função da recuperação de cada um deles: $R_{\text{Cleaners}} = R_1 \times R_2 / [1 - R_1(1 - R_2)]$. A equação de otimização indica que a combinação ótima entre elas acontece quando $R_1 = R_2$, e isto acontece para $R = 95,8\%$ para cada etapa.

As recuperações de Ouro dos testes metalúrgicos de laboratório ficaram entre 83 até 93%, gerando um fator muito variável (entre 0,6 a 1,0) entre a recuperação de Ouro da usina e os testes de laboratório. Neste caso, o fator de scale-up procurado pelos Autores tentou considerar diversas operações unitárias simultaneamente, incluindo ainda os erros de scale-up de cada uma delas.

A usina industrial conta com operações de deslamagem, moagem em circuito fechado, concentração gravimétrica e flotação; deste modo as seguintes situações impedem a obtenção do scale-up:

- Moagem diferente (batelada no laboratório vs. contínua), ainda mais grave tratando-se de Ouro, que possui alta gravidade específica e moagem preferencial no fundo do moinho;
- Carga circulante dos moinhos industriais;
- Efeito da etapa prévia de concentração gravimétrica, que faz perder representatividade à amostra da flotação que vem a seguir;
- Efeito da deslamagem (ponto de corte similar?);
- Flotação fora do ponto de equilíbrio, tanto no laboratório como na usina.
- Resultados “caixa preta” da concentração do laboratório vs. resultados industriais, englobando num resultado só todas as operações envolvidas.

Em casos como estes, o procedimento de scale-up, com finalidade de pesquisar a caracterização de minérios diferentes, deve atender algumas etapas básicas:

1. Com a mesma polpa que alimenta a usina industrial devem ser efetuados testes em escala de bancada, traçando as Curvas Cinéticas e de Seletividade, e estabelecer a condição de equilíbrio e o ponto de equilíbrio.
2. Operar a usina industrial no ponto de equilíbrio e estabelecer a ponte exata do scale-up a partir do laboratório para a etapa Rougher.
3. Amostras do mesmo minério alimentado à usina (da correia que alimenta aos moinhos) devem ser moídas no laboratório, em diversos tempos de flotação, e procurar o tempo batch que produz aproximadamente o mesmo P80 de descarga dos moinhos industriais.
4. De preferência, as operações industriais de moagem e de concentração gravimétrica devem ser previamente otimizadas (carga circulante, nível de enchimento, tamanho dos corpos moedores, condição reológica da polpa, seletividade/corte dos separadores gravimétricos, etc.).
5. Testes de laboratório padronizados para moagem/concentração gravimétrica devem ser executados, até atingir uma condição próxima da usina industrial.
6. Efetuar o teste padrão de flotação com a mesma amostra da usina, desta vez moída e concentrada por gravimetria, no laboratório, de acordo com método padronizado.
7. Verificar o fator entre o Ponto de Operação Rougher de Equilíbrio entre a experiência e o valor da usina industrial, para o mesmo minério.
8. Novos minérios podem agora ser testados e projetados até a escala industrial.

Este trabalho continua no Volume 2: “Operações Industriais de Flotação”

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ACOSTA, F.M.; EDUARDES, R.J. e WILLIAMS, K.P. (1991): "Laboratory Investigations of Enhanced Copper Flotation at the Sotiel Complex Sulphide Concentrator". In: COPPER 91 / COBRE 91, International Symposium, Vol. II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 101-116.
- ALLEE, R.Y. e HALES, L.B. (1986): "Cleaner Flotation Control at Chino Mines Company". In: SME FALL MEETING, St. Louis, Sep.1986, 8-10.
- ANDERSON, M.A.; WILMOT, C.I. e JACKSON, C.E. (1974): "A Concentrator Improvement and Modernization Program Utilizing Large-Volume Flotation Machines". Paper, Kennecott Copper Corporation, Nevada Mines Division, Mc Gill, 1974.
- ANDREWS, P.R.A. (1989): "Pilot-Plant Treatment of a Quebec Talc Ores". **CIM Bulletin**, Vol. 82, nº 932, Dez 1989, 76-81.
- ANTUNES, S.T.; NAGAOKA, M.M.; DE OLIVEIRA, R.N. e BUSNARDO, C.A. (1989): "Operação e Desempenho das Células Serrana de Flotação Pneumática no Minério de Fosfato de Jacupiranga, SP". In: II CONGRESSO LATINO AMERICANO DE MINERIA / III CONGRESSO BRASILEIRO DE MINERAÇÃO, 1989, 90-106.
- AQUINO, J.A. e SANTANA, A.N. (1992): "Flotação em Coluna Aplicada a um Minério de Ferro". In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, FLOTAÇÃO, 467-481.
- AQUINO, J.A. (1992): "Estudo Comparativo de Flotação em Célula Mecânica e Coluna para o Minério de Itataia". In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, FLOTAÇÃO, 435-450.
- AQUINO, J.A.; LUZ, I.L.O.; COELHO, S.V.; OLIVEIRA, M.L.M.; BENEDETTO, J.S. e FERNANDES, M.D. (1992): "Aplicação da Flotação em Coluna a Minérios Brasileiros". In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, FLOTAÇÃO, 494-510.
- AQUINO, J.A.; LUZ, I.L.O.; OLIVEIRA, M.L.M.; TAKATA, L.A. e GUIMARÃES, R.C. (1992): "Flotação em Coluna aplicada a Minério Fosfático". In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, FLOTAÇÃO, 422-434.
- AQUINO, J.A.; OLIVEIRA, M.L.M.; DE PAULA JÚNIOR, W.E. e TAKAYAMA, T. (2002): "Flotação em Coluna Aplicada à Recuperação de Prata de Resíduo de Lixiviação". In: XX ENTMMME, Florianópolis, SC, 2002, 27-34.
- ARAVENA, J.J. e VEGA J.P. (1991): "Upgrading of Copper Concentrate by Pyrite Depression at Chuquicamata Division". In: COPPER 91 / COBRE 91 International Symposium, Vol. II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 83-87.
- ARAVENA, J.J. (1987): "Column Flotation Applications at Chuquicamata's Molybdenite Flotation Plant". In: COPPER 87 – International Conference, CIM – I.I.M. de Chile - Universidad de Chile, Santiago, Nov. 1987, Vol. 2, 155-169.
- ARBITRER, N. e WEISS, N.L. (1970): "Design of Flotation Cells and Circuits". **SME Transactions**, Vol. 247, 1970, 340-347.
- ARBITRER, N. e Outros (1985). In: **SME - Mineral Processing Handbook**. Weiss N.L., editor, AIME, Section 5, 5-40 / 5-81.

- ARBITRER, N. e Outros (1985). In: **SME - Mineral Processing Handbook**. Weiss N.L., editor, AIME, Section 5, 5-94 to 5-98.
- AUGER, S.; MERZA, J. e WARD, K. (1991): "Unimin Sulphide Mineral Depressants". In: COPPER 91 / COBRE 91 International Symposium, Vol. II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 217-230.
- AUSTIN L.G., KLIMPEL R.R., LUCKIE P.T. e ROGERS R.S.G (1982) - **SME-Design and Installation of Comminution Circuits**. New York: Mular e Jergensen (Eds.), 1982. Capítulo 19: Simulation of Grinding Circuits for Design.
- AUSTIN L.G., KLIMPEL R.R. e LUCKIE P.T. (1984) – **Process Engineering of Size Reduction: Ball Milling**, AIME, 1984.
- AZAÑERO O.A. e outros (2002): "Flotación de Minerales Oxidados de Plomo". Revista del Instituto de Investigación de la Facultad de Ingeniería Geológica, Minera, Metalúrgica y Geográfica, 2002; 5(10); 34-43.
- BALTAR, A.C.M. e DA CUNHA, A.S.F. (2004): "Aproveitamento de Finos de Ilmenita por Flotação com Succionamato". In: XX ENTMME, Florianópolis, SC, 2004, 51-58.
- BARBERY, G. (1984): "Engineering Aspects of Flotation in the Mineral Industry: Flotation Machines, Circuits and their Simulation". In: Ives K. (Ed.), **The Scientific Basis of Flotation**, Martinus Nijhoff Publishers, Londres, 1984, 289-348.
- BARBERY, G.; BOURASSA, M. e MAACHAR, A. (1986): "Laboratory Testing for Flotation Circuit Design", in: Mular A.L e Anderson M.A Editores, **SME – Design and Installation of Concentration and Dewatering Circuits**, Society of Mining Engineers of the AIME, Mular A.L. e Anderson M.A., editors, N.York, 1986, Chapter 28, 420-427.
- 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. (1991): "Integrated Grinding/Flotation Controls and Management". In: COPPER 91 / COBRE 91 International Symposium, Vol. II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 411-427.
- BELLIGHAM, A.I. (1961): "The Application of Solvent Extraction to the Recovery of Uranium from El Siieriana Ore", Boletim, Instituto Australiano de Metalurgia e Minas, Junho, 1961.
- BERGH, L.G. e YIANATOS, J.B. (1992): "Alternativas de Control de Columnas de Flotación". In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, FLOTAÇÃO, 549-568.
- BILSING, U.; GRUNER, H. e TOPFER, E. (1988): "Studies on the Optimization and Design of Multi-Stage Flotation Processes: Example of Extremely Finest-Grained Tin Ore Slimes", In: XVI INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONGRESS, Eric Forssberg, editor, Elsevier Science Publishers, Amsterdam, 1988, 433-443.
- BIRD, R.B.; STEWART, W.E. e LIGHTFOOT, E.N. (1960): **Transport Phenomena**, John Wiley & Sons, Toronto.
- BISHOP & WHITE (1984): "Experimental Techniques in Flotation". In: **The Scientific Basis of Flotation**, Edited by Kenneth J.Ives, NATO ASI Series, Martinus Nijhoff Publishers, Londres, 1984, 214.

- BOURASSA, M.; BARBERY, G.; BROUSSAUD, A. e CONIL, P. (1988). "Flotation Kinetics Scale-Up: Comparison Laboratory Batch Test to Pilot Plant Processing". In: XVI INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONGRESS, Eric Forsberg, editor, Elsevier Science Publishers, Amsterdam, 1988, 579-599.
- BROOKS, M.J. e FLEMING, I.T.R. (1989): "Modernization of the Nchanga Flotation Plant: A Comparison of Flotation Cells and Columns", **Mining Magazine**, Jul 1989, 34-39.
- 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.
- BULATOVIC, S.; FERRON, C.J. e YEN, W.T. (1991): "Development for Plant Application of a New Collector for Oxide Copper-Cobalt Flotation for Gecamines, Zaire, Flotation Plants". In: COPPER 91 / COBRE 91, International Symposium, Vol II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 187-199.
- CAPPONI F.; MATIOLO E.; DA ROSA J. e RUBIO J. (2004): "Avanços na Flotação de Finos de Minérios Sulfetados de Cobre e Molibdênio". In: XX ENTMME, Florianópolis, Santa Catarina, 2004, 69-77.
- CARCAMO, H.; CONEJEROS, V. e ALBORNOZ, J. (1992): "Electroflotación de un Concentrado de Cobre en Agua de Mar". In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, FLOTAÇÃO, 204-219.
- CARLSON, J.W. (1975): "Large Volume Flotation", **Mine and Quarry Mechanization 1975**, 193-195.
- CHANDER, S. (1988): "Electrochemistry of Sulphide Mineral Flotation", **Minerals and Metallurgical Processing**, Ago 1988, 104-113.
- CHAVES A.P (1989) - Entrevista Pessoal. **Revista Brasil Mineral**, Jan 1989.
- COLEMAN, R.L. (1980): "Metallurgical Testing Procedures". In: **Mineral Processing Plant Design**, Mular and Bhappu, editors, AIME, 1980, Chapter 9, 155.
- 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.
- CROZIER, R.D. (1990): "Non-Metallic Mineral Flotation", **Industrial Minerals**, Feb.1990, 55-65.
- CUTTING, G.W. e DEVINISH (1984), In: Ives K. (Ed.), **The Scientific Basis of Flotation**, Martinus Nijhoff Publishers, Londres, 1984, 213.
- CUTTING, G.W.; WATSON, D.; WHITEHEAD, A. e BARBER, S.P. (1984), In: Ives K. (Ed.), **The Scientific Basis of Flotation**, Martinus Nijhoff Publishers, Londres, 1984, 213.
- DEGNER, V.R. (1986): "Flotation Machine Selection for Sulphide and Non-Sulphide Applications". In: **SME – Design and Installation of Concentration and Dewatering Circuits**, Society of Mining Engineers of the AIME, Mular A.L. e Anderson M.A., editors, N. York, 1986, Chapter 3, 56-75.
- DEL VILLAR R.; FINCH, J.A.; GOMEZ, C.O. e ESPINOSA-GOMEZ, R (1992). "Flotation Column Amenability and Scale-Up Parameter Estimation Tests", **Minerals Engineering**, Vol. 5, nº 2, 1992, 169-182.

- DEY, A.; KAPUR, P.C. e MEHROTRA, S.P. (1989): "A Search Strategy for Optimization of Flotation Circuits", **International Journal of Mineral Processing**, 27, 1989, 73-93.
- DOWLING JR, E.C.; KLIMPEL, R.R. e APLAN, F.F. (1986): "Model Discrimination for the Flotation of Base Metal Sulphide Ores Circuitry and Reagent Variations". In: **SME – Design and Installation of Concentration and Dewatering Circuits**, Society of Mining Engineers of the AIME, Mular A.L. e Anderson M.A., editors, N. York, 1986, Chapter 37, 570-587.
- DOWLING JR, E.C.; KLIMPEL, R.R. e APLAN, F.F. (1988): "Use of Kinetics Models to Evaluate New Flotation Collecting Reagents", Pennsylvania State University / Dow Chemical Co., paper, 1988, 129-145.
- DRUMOND, M.R. (1988): "Estudos de Recuperação de Finos Gerados na Mina de Casa de Pedra". Relatório Técnico Paulo Abib Engenharia S/A., Belo Horizonte, 1988.
- DRUMOND M.R (1990) - Experiência pessoal: Otimização Moagem da usina Maria Preta. CVRD, 1990.
- 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.
- 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.
- ESPINOSA-GOMEZ, R.; JOHNSON, N.W. e FINCH, J.A. (1989): "Evaluation of Flotation Column Scale-Up at Mount Isa Mines Limited", **Minerals Engineering**, Vol.2, nº 3, 1989, 369-375.
- FALUTSU, M. e DOBBY, G.S. (1989): "Direct Measurement of Froth Drop Back and Collection Zone Recovery in a Laboratory Flotation Column", **Minerals Engineering**, Vol. 2, nº 3, 1989, 377-386.
- FERNANDES, M.D. (1992): "Correlação entre Dimensões e Performance de Colunas de Flotação". In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, FLOTAÇÃO, 530-548.
- FICHERA, M.A. e CHUDACEK, M.W. (1992). "Batch Cell Flotation Models - A Review", **Minerals Engineering**, Vol. 5, nº 1, 1992, 41-55.
- FLINT, L.R. (1974): "A Mechanistic Approach to Flotation Kinetics", **Transactions Institution of Mining and Metallurgy** (Section C) 83, 1974, C90-95.
- FLINT, L.R. (1984), In: Ives K. (Ed.), **The Scientific Basis of Flotation**, Martinus Nijhoff Publishers, Londres, 1984, 217.
- FORSDYKE, C. (1984): "A Simple Empirical Model for Aiding Analysis of Plant and Laboratory Flotation Performance". In: **Flotation of Sulphide Minerals**, Workshop on Flotation of Sulphide Minerals, Estocolmo, E. Forssberg, editor, Elsevier Scientific Publishing Co., N. York, 1984, Vol. 6, 473-477.
- 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.
- FREW, J.A.; HEYES, G.W. e ORROCK, G.I. (1988): "Defining Elura's Lead and Silver Flotation Problems". In: The AusIMM Cobar Branch, THIRD MILL OPERATORS' CONFERENCE, Cobar NSW, Mai 1988, 97-102.

- FUERSTENAU, D.W. (1985): *Developments in Mineral Processing, Vol.6, Flotation of Sulphide Minerals*, Elsevier Science Publishers, Amsterdam, 1985.
- FUERSTENAU, D.W. (1988): "Flotation Science and Engineering. Advances and Challenges". In: XVI INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONGRESS, Eric Forssberg, editor, Elsevier Science Publishers B.V., Amsterdam, 1988, 63-80.
- FUERSTENAU, M.C. (1976), **Flotation - A. M. Gaudin Memorial Volume**, Society of Mining Engineers of the AIME, N. York, 1976.
- FUERSTENAU, M.C. (1982): "Sulphide Mineral Flotation", In: **Principles of Flotation**, R.P. King Ed., South African Institute of Mining and Metallurgy, 1982, 159-182.
- 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.
- GEBHARDT, J.E. e KOTLYAR, D.G. (1991): "Hydrosulphide Depression of Copper-Sulphide Minerals Floated by Xanthate and Thionocarbamate Collectors". In: COPPER 91/ COBRE 91, International Symposium, Vol. II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 1991, 201-215.
- GIRARDI, S.; FUENTES, G. e GONZALEZ, P.C. "Computer Simulation of Column Flotation Circuits". Departamento de Minas, Universidade do Chile.
- GLEMBOTSKII, V.A.; KLASSEN, V.I. e PLAKSIN, I.N. (1972). **Flotation**, Harold S. Rabinovich, editor, Primary Sources, N. York, 1972.
- HARRIS, C.C. e RIMMER, H.W. (1966): "Study of a Two-Phase Model of the Flotation Process", **Transactions of the Institution of Mining & Metallurgy**, Section C, 75, 1966, C153-C162.
- GUTIERREZ L. e SEPÚLVEDA J.E. (1980): "Mathematical Simulation of Flotation Circuits on a Bench Scale". In: 50th PROPHYRY COPPER MINING CONGRESS, Vol. I, Santiago, Chile, 1980, 239-258.
- HARRIS, C.C. (1976): "Flotation Machines", In: **Flotation - A.M. Gaudin Memorial Volume**, Society of Mining Engineers of the AIME, N.York, Fuerstenau M.C., editor, Volume 2, Chapter 27, 1976, 754-786.
- HART, P. (1973): "Automating and Optimizing a Fluorspar Flotation Mill", paper (Dow Chemical Company), **ISA ML 736566**, 1973, 55-60.
- 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.; HALES, L.B. e ZARAGOZA, R. (1986): "Strategies for the Control of Flotation Plants". In: **SME – Design and Installation of Concentration and Dewatering Circuits**, Society of Mining Engineers of the AIME, Mular A.L. e Anderson M.A., editors, N.York, 1986, Chapter 36, 549.
- HIP, H.R. e MENACHO, J.R. (1991): "Application of the Acid Curing Process at the Sewell Concentrator to Activate Copper Sulphide Flotation". In: COPPER 91 / COBRE 91, International Symposium, Vol. II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 1991, 323 – 334.
- HUBER-PANU, I.; ENE-DANALACHE, E. e COJOCARIU D.G. (1976): "Mathematical Models of Batch and Continuous Flotation". In: **Flotation - A.M. Gaudin Memorial Volume**, Society of Mining Engineers of the AIME, N.York, Fuerstenau M.C., editor, 1976.
- IVES, K.J., editor (1984): **The Scientific Basic of Flotation**, Martinus Nijhoff Publishers, NATO ASI Series, Londres, 1984.

- JAMESON, G. J. (1984): "Experimental Techniques in Flotation". In: **The Scientific Basis of Flotation**, Edited by Kenneth J.Ives, NATO ASI Series, Martinus Nijhoff Publishers, Londres, 1984, 210.
- JOHN, C.I.A.; SATHE, R.C. e KASONGAMULILO, V.S. (1991): "Improving Flotation Performance at the Nchanga Concentrator of Zambia Consolidated Copper Mines Limited". In: COPPER 91 / COBRE 91, International Symposium, Vol. II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 1991, 19-33.
- JOWET, A. (1974): "Resolution of Flotation Recovery Curves by a Difference Plot Method", **Tran Inst. of Mining & Met**, Sect. C, 1974, C263 to C266.
- KALAPUDAS, R. e KALLIOINEN, J. (1988): "The Design of Industrial Flotation Circuits on the Basis of Continuously Operating Laboratory – Scale Minipilot Flotation Machinery". In: XVI INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONGRESS, Eric Forssberg, editor, Elsevier Science Publishers B.V., Amsterdam, 1988, 469-480.
- KELEBEK, S. e HULS B.J. (1991): "Collectorless Flotation Behavior of Chalcopyrite in the Nickel-Copper ores from Sudbury Basin". In: COPPER 91 / COBRE 91, International Symposium, Vol. II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 1991, 171-186.
- KIND, P. (1989): "Développements récents et Utilisation des Cellules de Flottation Auto-aspirantes", **Industrie Minérale – Mines et Carrières – Les Techniques**, jan/fev1989, 152-159.
- KING, R.P. (1976): "The Use of Simulation in the Design and Modification of Flotation Plants". In: **Flotation – A.M. Gaudin Memorial Volume**, Chapter 32, Society of Mining Engineers of the AIME, N.York, Fuerstenau M.C., editor, 1976, 939-957.
- KING, R.P. (1982), **Principles of Flotation**, South African Institute of Mining and Metallurgy, Monograph Series N° 3, University of the Witwatersrand, Johannesburg, 1982.
- KLIMPEL, R.R. (1980): "Selection of Chemical Reagents for Flotation". In: **Mineral Processing Plant Design**, Mular and Bhappu, editors, AIME, Chapter 45, 907-934.
- KLIMPEL, R.R. (1988): "Considerations for Improving the Performance of Froth Flotation Systems", **Mining Engineering**, 40 (12), Dec.1988, 1093-1100.
- KLIMPEL, R.R. (1988): "The Use of Mathematical Modeling to Analyze Collector Dosage Effects in Froth Flotation", paper, The Dow Chemical Company, Midland, Michigan, 1988.
- KLIMPEL, R.R.; HANSEN, R.D. e FEE, B.S. (1986): "The Selection of Flotation Reagents for Mineral Flotation". In: **SME – Design and Installation of Concentration and Dewatering Circuits**, Society of Mining Engineers of the AIME, Chapter 26, Mular A.L. e Anderson M.A., editors, N.York, 1986, 388-395.
- KLIMPEL, R.R.; HANSEN, R.D.; GARCIA-HUIDOBRO, G. e BROITMAN, J. (1987): "New Frother and Collector Chemistry for Sulphide Mineral Flotation". In: COPPER 87 – International Conference, CIM – I.I.M. de Chile - Universidad de Chile, Santiago, Nov. 1987, Vol. 2, 105-119.
- KOIVISTOINEN, P. e MIETTUNEN, J. (1984): "Flotation Control at Pyhäsalmi". 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, 447-472.
- KOSICK, G.A.; DOBBY, G.S. e SHIMIZU, P.T. (1991): "The use of Column Flotation Pilot Plants for Copper Flotation Circuit Design". In: COPPER 91 / COBRE 91, International Symposium, Vol. II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 1991, 291-304.

- KOSICK, G.A.; KUEHN, L.A. e FREBERG, M. (1988): "Column Flotation of Galena at the Polaris Concentrator", **CIM Bulletin**, Dec 1988, 54-60.
- LABONTÉ, G.; LACOMBE, P.; RATNAYAKE, S. e FINCH, J.A. (1991): "Relating Copper-Zinc Selectivity to the Pulp Potential". In: COPPER 91 / COBRE 91, International Symposium, Vol. II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 1991, 245-258.
- LACOUTURE, B.; RUSSELL, C.; GRIFFIN, P. e LEUNG, K. (1991): "Copper Flotation Expert System at Mount Isa Mines Limited". In: COPPER 91 / COBRE 91, International Symposium, Vol. II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 1991, 411-427.
- LEAL FILHO, L.S. e RODRIGUES, G.A. (1992): "O Uso de Tensoativos Não-Iônicos Etoxilados na Flotação Catiônica do Quartzo". In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, FLOTAÇÃO, 50-64.
- LESKINEN, T. (1977): "Large Volume Flotation Cells Developed for Finnish Mine", **Australian Mining March**, 1977, 39-42.
- LEVENSPIEL, O. (1972), **Chemical Reaction Engineering**, John Wiley Sons Inc., EEUU, 1972.
- 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.
- LIGANG CHANG, ZHEN SU e WEIBAL HU (1988): "A New Two Phase Dynamic Model of Flotation", University of Utah, paper, 1988, 121-128.
- 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.
- LINDGREN, E. e BROMAN P.: "Aspects of Flotation Circuit Design", Sala-Minco, paper.
- LUZ, I.L.D.; BENEDETTO, J.S.; OLIVEIRA, M.L.M. e FERNANDES, M.D. (1992): "Sistemas de Geração de Bolhas para Colunas de Flotação". In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, FLOTAÇÃO, 569-585.
- 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.
- MALGHAN, S.G. (1986): "Typical Flotation Circuit Configurations". In: **SME – Design and Installation of Concentration and Dewatering Circuits**, Society of Mining Engineers of the AIME, Mular A.L. e Anderson M.A., editors, N.York, 1986, 77-80.
- 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.
- 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.

- MC KEE, D.J.; FEWINGS, J.H.; MANLAPIG, E.V. e LINCH, A.H. (1976): "Computer Control of Chalcopyrite Flotation at Mount Isa Mines Limited". In: **Flotation – A.M. Gaudin Memorial Volume**, Chapter 34, Society of Mining Engineers of the AIME, N.York, Fuerstenau M.C., editor, 1976, 994-1026.
- MEHROTRA, P. (1988): "Design of Optimal Flotation Circuits – A Review", **Minerals and Metallurgical Processing**, 5, 1988, 142-152.
- MEHROTRA, S.P. e PADMANABHAN, N.P.H. (1990): "Flotation Kinetics – A Review", **Trans. Indian Inst. Met.**, Vol. 43, N^o 1, Feb. 1990, 9-21.
- MENACHO, J.M.; VERA, M.A.; CISNEROS, A.M. e VALENZUELA, R.A. (1992): "Aspectos Electroquímicos de la Flotación de Enargita". In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, FLOTAÇÃO, 156-171.
- MILLS, P.J.T e O'CONNOR, C.T. (1990): "The Modeling of Liquid and Solids Mixing in a Flotation Column", **Minerals Engineering**, Vol. 3, N^o 6, 1990, 567-576.
- MORIZOT, G.; SAVE, M.; CONIL, P. e MANGEOT, M. (1991): "Column Versus Mechanical Flotation to the Chessy (France) Polymetallic Project". In: COPPER 91 / COBRE 91, International Symposium, Vol. II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 1991, 277-290.
- 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.
- MULAR, A.L. e BHAPPU, R.B., editors (1980), **Mineral Processing Plant Design**, 2nd Edition, N. York, 1980.
- MULAR, A.L.; CHEN, Z.N. e CHENG, K.K. (1986): "Digital Simulation of a Flotation Circuit for Design – Case Study". In: **SME – Design and Installation of Concentration and Dewatering Circuits**, Society of Mining Engineers of the AIME, Mular A.L. e Anderson M.A., editors, N.York, 1986, Chapter 38, 588.
- MYCZKOWSKY, Z. e NAWROCKI, J. (1988): "Dependence of the Flotation Time Distribution on the Construction and Operating Parameters of the Flotation Machine". In: XVI INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONGRESS, Eric Forssberg, editor, Elsevier Science Publishers, Amsterdam, 1988, 511-524.
- MYERS J.F. (1957) – "Non-Cataracting Ball Mill Study...." **Engineering and Mining Journal**, Vol. 158 No 3, pp. 98-103, March 1957.
- NESSET, J.E. (1988): "The Application of Residence Time Distributions to Flotation and Mixing Circuits", **CIM Bulletin**, 81 (919), 1988, 75-83.
- NIITTI, T. (1984): "Recent Trends in Flotation Circuit Design". 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, 365-374.
- NISHIMURA, S.; HIROSUE, H.; SHOBU, K. e JINNAI, K. (1989): "Analytical Evaluation of Locked Cycle Flotation Tests", **International Journal of Mineral Processing**, 27, 1989, 39-50.
- 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.
- NUÑEZ, P.; ROJAS, M. e RIQUELME, G. (1985): "A Hydrodynamic Characterization of Rougher and Cleaners Banks of a Copper Flotation Plant", paper, Departamento de Ingeniería Química, Universidad Técnica Federico Santa María, Valparaíso, Chile.

- ORTEGA, A.; BONILLA, A. e ROBLEDILLO, 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.
- PAIXÃO M.J. (1990) – Promover Tecnologia (entrevista). **Revista Brasil Mineral**, 84, Dez 1990, pp. 24-26.
- PAL R. e MASLIYAH J. (1990): “Flow in Froth Zone of a Flotation Column”, **Canadian Metallurgical Quarterly**, 29(2), 1990, 97-103.
- PARAENSE FILHO, O.G. (1984): “Estudos de Beneficiamento do Minério de Cobre de Surubim”. ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA, Belo 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.
- PEREIRA, A.M.T. e BRANDÃO, P.R.G.(1992): “Ácidos Graxos Insaturados (isômeros cis/trans) e Saturados na Flotação Seletiva de Minerais Levemente Solúveis”. In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, FLOTAÇÃO, 19-38.
- PEREIRA, C.E. e CLARK PERES A.E. (1992): “Aspectos Eletroquímicos da Flotação dos Sulfetos de Cobre”. In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, 136-155.
- PERRY, R.H. e GREEN, D. (1985), **Perry’s Chemical Engineers’ Handbook**, 6a Edição, Mc Graw - Hill Book Co., 1985.
- PRADIP (1988): “Testing and Evaluation of Reagents for Mineral Flotation”, **Minerals and Metallurgical Processing**, Vol. 5, nº 3, 1988, 114-119.
- QUANYAN SONG e SHIRLEY C. TSAI (1989): “Flotation of Ilmenite Using Benzyl Arsonic Acid and Acidified Sodium Silicate”, paper, Elsevier Science Publishers B.V, 111-121.
- RADDOEV, B.P.; ALEXANDROVA, L.B. e TCHALJOVSKA, S.D. (1990): “On the Kinetic of Froth Flotation”, **International Journal of Mineral Processing**, 28, 1990, 127-138.
- 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.
- RAO, T.C.; GOVINDARAJAN, B. e VANANGAMUD, M. (1989): “A Kinetic Model for Batch Coal Flotation”, **Minerals Engineering**, 2 (3), 1989, 403-414.
- 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.
- RODRIGUES, R.T.; TABOSA E.R.; VARELA J.J. e RUBIO J.: “Nova Técnica Para Avaliação da Distribuição de Tamanho de Bolas na Flotação”. In: XX ENTMMME, Florianópolis, Santa Catarina, 2004, 79-86.
- RODRIGUEZ, A.A. (1976): “Últimos Avances en la Concentración de Minerales Utilizando Maquinas de Flotación de Gran Volumen”, paper, Células WEMCO, **Revista Rocas y Minerales**, 1976, 8-15.
- ROE-HOAN YOON (1992): “Advances in the Science and Technology of Flotation”. In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, 03-18.

- RUBIO, J. e RODRIGUEZ, D.A.L. (1992): "Processo de Flotação de Finos de Fluorita em Coluna Modificada". In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, 369-388.
- 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.
- SHADFORD, G.L e RAWLING, K.R. (1978): "Nuevos Procesos de Flotación en Celdas Gigantes", paper, SNC/Geco Canada Inc. (traduzido ao espanhol por J. Cassia e C. Dias).
- 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.
- SILVA, J.P.; COELHO, A.G.; DONDA, J.D. e TURRER, A.D. (1992): "Comparação de Resultados de Flotação em Coluna Piloto e Industrial com o Minério da Samarco Mineração S.A.". In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, 481-493.
- SMITH H.W. e ICHIYEN, N.M. (1973): "Mass Flow Control of a Flotation Circuit", **ISA ML 736565**, paper, University of Toronto, Canada, 1973, 49-54.
- SMITH, H.W. (1976): "Computer Control in Flotation Plants". In: **Flotation - A.M. Gaudin Memorial Volume**, Society of Mining Engineers of the AIME, N.York, Fuerstenau M.C., editor, Volume 2, Chapter 33, 1976, 963-972.
- SMITH, J.M. (1971), **Chemical Engineering Kinetics**, Terceira impressão em espanhol, C.E.C.S.A., Méjico, Abril 1971.
- SOTO, H. e BARBERY, G. (1987): "A Counter Current Column for Flash or Unit Flotation". In: COPPER 87 – International Conference, CIM – I.I.M. de Chile - Universidad de Chile, Santiago, Nov. 1987, Vol. 2, 185-197.
- SUTHERLAND, D.N. (1981): "A Study on the Optimization of the Arrangement of Flotation Circuits", **International Journal of Mineral Processing**, 7, 1981, 319-346.
- SUTHERLAND, D.N. (1989): "Batch Flotation Behavior of Composite Particles", **Minerals Engineering**, 2 (3), 1989, 351-367.
- SUTTILL, K.R. (1990): "Why Are We Content With Ninety Percent?", **E&MJ**. Nov'90, 26-29.
- 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.
- THORNE, G.C.; MANLAPING, E.V.; HALL, J.S. e LINCH, A.J. (1976): "Modeling of Industrial Sulphide Flotation Circuits". In: **Flotation - A.M. Gaudin Memorial Volume**, Society of Mining Engineers of the AIME, N.York, Fuerstenau M.C., editor, Volume 2, Chapter 26, 1976, 725-752.

- TOREM, M.L.; PERES, A.E.C. e ADAMIAN, R. (1992): “Adsorção de Coletores Aniônicos em Berilo Pré-Tratado Superficialmente com HCl e com HCl e HF”. In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, 264-270.
- 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.
- UBER-PANU, I.; ENE-DANALACHE, E. e COJOCARIU, D.G. (1976): “Mathematical Models of Batch and Continuous Flotation”. In: **Flotation - A.M. Gaudin Memorial Volume**, Society of Mining Engineers of the AIME, N.York, Fuerstenau M.C., editor, Volume 2, Chapter 25, 1976.
- URIBE-SALAS, A.; LEROUX, M.; GOMEZ, C.O. FINCH, J.A. e HULS, B.J. (1991): “A Conductivity Technique for Level Detection in Flotation Cells”. In: COPPER 91 / COBRE 91, International Symposium, Vol. II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 1991, 261-275.
- VALDERRAMA, L.; ESPOZ, C. e BOLIVAR, J.C. (2004): “Efecto del Acondicionamiento Turbulento en la Recuperación de Partículas Finas de Sulfuros y Óxidos de Cobre”. In: XX ENMME, Florianópolis, Santa Catarina, 2004, 275-282.
- VALDIVIEZO, E.V. e FARIAS DE OLIVEIRA, J. (1992): “Sinergismo em Soluções Aquosas de Misturas de Coletores e seu Efeito na Hidrofobicidade de Superfícies Minerais”. In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, 39-49.
- VANANGAMUDI, M. e RAO, T.C. (1989): “Development of an Index for the Floatability of Indian Coal Fines”, **Minerals Engineering**, 2 (4), 1989, 511-519.
- VANANGAMUDI, M.; SURYA KUMAR, S. e RAO, T.C. (1989): “Effects of Fines Content on the Froth Flotation of Coal”, **Powder Technology**, 58, 1989, 99-105.
- 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.
- VILLOUTA, R.M. e ARAVENA, J.J. (1977): “Evaluación de Celdas de Flotación de Gran Volumen”, XXIX Convención del Instituto de Ingenieros de Minas, La Serena, 1977, Chile.
- VOLKOV, V.I.; GEONYA, N.I.; RYBAS, V.V.; PONOMARYOV, G.P. e MANTSEVICH, M.I. (1991): “Creation of the Technology of Copper-Niquel-Iron Bearing Ore Beneficiation of Talnakh Deposit on the Basis of Flotation with the use of Inert Gases”. In: COPPER 91 / COBRE 91, International Symposium, Vol. II, Agosto 18-21, Ottawa, Canadá, 1991, 335-340.
- 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 B.V, 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 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, 375-394.
- WATTERS, T.J. e HARRIS, H.R. (1988): "Installation of 17 Cubic Meter Flotation Cells at North Mine, Broken Hill". In: The AusIMM Cobar Branch, **THIRD MILL OPERATORS' CONFERENCE**, Cobar NSW, Mai 1988, 29-33.
- WEISS, N.L., editor (1985), **SME - Mineral Processing Hand Book**, Society of Mining Engineers of the AIME, N. York, 1985.
- 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.
- WOODBURN, E.T.; KROPHOLLER, H.W.; GREENE, J.C.A. e CRAMER L.A. (1976): "The Utility and Limitations of Mathematical Modeling in the Prediction of the Properties of Flotation Networks". In: **Flotation - A.M. Gaudin Memorial Volume**, Society of Mining Engineers of the AIME, N.York, Fuerstenau M.C., editor, Volume 2, Chapter 24, 1976, 638-664.
- YIANATOS, J.B. e BERGH, L.G. (1992): "Parámetros de Diseño y Operación de Columnas de Flotación". In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, 511-529.
- YIANATOS, J.B. e HERNANDEZ, J.M. (1992): "Estudio Hidrodinámico de una Columna de Flujo Descendente". In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, 586-604.
- YIANATOS, J.B.; DEL VILLAR, R.; FINCH, J.A.; LAPLANTE, A.R. e DOBBY, G.S. (1987): "Preliminary Flotation Column Design Using Pilot Scale Data". In: COPPER 87 – International Conference, CIM – I.I.M. de Chile - Universidad de Chile, Santiago, Nov. 1987, Vol. 2, 171-184.
- 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 Acidas de Relaves**. Tese para optar ao Título de Engenheiro Civil-Químico. Universidad del Norte, Chile, Nov. 1976.
- 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 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., 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.
- ZACHARIAS, O.I.R.e ANDRADE, V.L.L. (1992): “Estudo de Concentração de Minérios de Ferro por Flotação em Coluna”. In: III ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL / XV ENTMH, Ciminelli e Salum (Eds.), São Lourenço, MG, 1992, 451-466.

GLOSARIO PORTUGUÊS – ESPAÑOL

<p>Abranger: Abarcar, Contener</p> <p>Aço: Acero</p> <p>Amostragens: Muestreo</p> <p>Arranjo: Disposición de equipos</p> <p>Atingir: Alcanzar</p> <p>Barragem: Represa (p/ relaves: embalse, tranque).</p> <p>Bolha: Burbuja</p> <p>Britagem: Chancado</p> <p>Células: Celdas (de flotación)</p> <p>Chumbo: Plomo</p> <p>Cianeto: Cianuro</p> <p>Cinza: Ceniza, gris</p> <p>Cominuição: Conminución (reducción de tamaño)</p> <p>Cor: Color</p> <p>Desenvolvimento: Desarrollo</p> <p>Dosagem: Dosificación</p> <p>Elo: Eslabón</p> <p>Encher (Enchimento): Llenar (llenado, nivel de carga)</p> <p>Enxofre: Azufre</p> <p>Enxuto: Reducido, justo</p> <p>Estagiada: Por etapas</p> <p>Faixa: Franja, rango</p> <p>Fechar: Cerrar</p> <p>Ferramenta: Herramienta</p> <p>Fornecedor: Proveedor</p> <p>Gargalo (ponto de): Cuello de Botella, punto de estrangulamiento.</p>	<p>Investimento: Inversión</p> <p>Jazida: Yacimiento, Mina</p> <p>Lavra: Extracción de Mineral en la Mina</p> <p>Lembrar: Recordar</p> <p>Macio: Blando</p> <p>Mascarar: Esconder, disfrazar</p> <p>Mistura: Mezcla</p> <p>Moagem: Molienda</p> <p>Mole: Blando</p> <p>Padrão: Estándar</p> <p>Peneira: Harnero</p> <p>Perdas: Perdidas</p> <p>Performance: Desempeño</p> <p>Perto: Próximo, cerca</p> <p>Pó: Polvo</p> <p>Praxe: Uso común (norma no escrita)</p> <p>Preta: Negra</p> <p>Quedas: Caídas</p> <p>Reagentes: Reactivos</p> <p>Reflete: Refleja</p> <p>Rejeito: Cola, Relave</p> <p>Remoagem: Remolienda</p> <p>Suja: Súcia</p> <p>Sulfetos: Sulfuros</p> <p>Suprimentos: Suministros</p> <p>Teor: Ley (contenido, en %)</p> <p>Vazão: Caudal</p> <p>Viável: Factible, Viable</p>
--	--

