ALEXANDRO ULIANA

A CÉLULA PNEUMÁTICA E SUA APLICABILIDADE À FLOTAÇÃO REVERSA DO MINÉRIO DE FERRO ITABIRÍTICO

São Paulo

2017

ALEXANDRO ULIANA

A CÉLULA PNEUMÁTICA E SUA APLICABILIDADE À FLOTAÇÃO REVERSA DO MINÉRIO DE FERRO ITABIRÍTICO

Dissertação apresentada à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo para obtenção do título de Mestre em Ciências.

Área de Concentração:
Engenharia Mineral

Orientador:
Prof. Dr. Arthur Pinto Chaves

São Paulo

2017

Este exemplar foi revisado e corrigido em relação à versão original, sob responsabilidade única do autor e com a anuência de seu orientador.

São Paulo, _____ de _____ de _____

Assinatura do autor: _____

Assinatura do orientador: _____

Catalogação-na-publicação

Uliana, Alexandro
A célula pneumática e sua aplicabilidade à flotação reversa do minério de ferro itabirítico / A. Uliana -- versão corr. -- São Paulo, 2017.
194 p.

Dissertação (Mestrado) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia de Minas e Petróleo.

1.Célula pneumática 2.Minério de ferro 3.Cinética de flotação 4.Dispersão do ar I.Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia de Minas e Petróleo II.t.

Ao Giovanni, o meu Toco!

AGRADECIMENTOS

Aos meus pais, Luzia Pacanhã e Sebastião Uliana, os verdadeiros merecedores das minhas pequenas [mas não menos importantes] conquistas! Aos meus irmãos, Sandra e André, por todo o apoio e cumplicidade prestados. À Renata Oliveira de Carvalho, pelo companheirismo, pela compreensão [ou, às vezes, pela falta de] e por ter me oferecido um dos maiores dons desta vida: a possibilidade de ser pai!

Ao ensino acessível e de qualidade a mim proporcionado: ao CMEI "*Lar de Fátima*", à E.M.E.F. "*Prof.ª M.ª Rodrigues Leite*" e à E.M.E.F.M. "*Veneciano*", localizados em Nova Venécia (ES), à Escola de Minas da Universidade Federal de Ouro Preto (UFOP) e à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo (USP). Aos meus orientadores Prof. Laurindo de Salles Leal Filho e Prof. Arthur Pinto Chaves, pelos sábios ensinamentos.

À Samarco Mineração S.A., em especial à Gerência Geral de Tecnologia e Ecoeficiência (GGTE), por me proporcionar constante aprendizado e crescimento profissional. À MBE® do Brasil, pelos valiosos apoios e trocas de experiência. À República Casanova, localizada em Ouro Preto (MG), por ter sido a minha morada, o meu refúgio e a minha escola de vida. "*Sarto de pulga, carreira de lebre!*"

A todos, os meus agradecimentos, [...] ATÉ O FIM!

"*Menos é mais*"

(do livro *Steve Jobs*: por *Walter Isaacson*)

RESUMO

A realização deste estudo teve por objetivo caracterizar o funcionamento de uma célula pneumática de flotação e comparar o seu desempenho às diferentes tecnologias [células mecânicas e colunas de flotação] já instaladas e em operação nos circuitos industriais da Samarco Mineração – no *Circuito de Grossos* e no *Circuito de Finos*. Utilizou-se, para a realização dos ensaios e/ou das análises, uma célula mecânica laboratorial [modelo Wemco®], uma célula pneumática piloto [modelo MBE®] e um medidor de tamanho de bolhas e de velocidade superficial do ar [modelo APBS®]. Neste estudo, utilizaram-se amostras coletadas na alimentação dos dois referidos circuitos industriais de flotação – executando-se, posteriormente, etapas complementares de caracterização mineralógica, levantamento de dados e análise estatística dos resultados. Como conclusões, em maior relevância, citam-se:

a) Para as células pneumáticas, maiores aplicabilidades industriais foram identificadas para o modelo Pneuflot®, processando carvão e em operações na China. Foram mapeadas células de 4,1 a 5,0 m de diâmetro processando volumes de polpa superiores a 1.000 m^3/h;

b) Em análise de influência das variáveis, foi identificado que o percentual de sólidos da alimentação e a velocidade da polpa no distribuidor possuem elevada influência sobre as variáveis respostas do processo de flotação;

c) Em célula pneumática, em escala piloto e em regime *batch*, observou-se que: para a flotabilidade de sílica, a constante cinética (k) foi fortemente influenciada pela granulometria, sendo de 0,719 min^{-1} para a amostra CG e de 0,237 min^{-1} para a amostra CF;

d) Utilizando-se de modelos cinéticos, dimensionaram-se circuitos de células pneumáticas. Conforme especificações atualmente praticadas e sem otimizações, seriam necessárias 8 células para o Circuito de Grossos e 11 células para o Circuito de Finos.

e) Em comparativos entre células mecânicas e colunas de flotação [em escala industrial], constataram-se maiores eficiências de circuitos contendo células pneumáticas [dimensionados a partir de resultados em escala piloto]; e

f) Em análise de dispersão do ar, realizaram-se medições e/ou identificação das correlações existentes entre as variáveis velocidade superficial do ar (J_g), diâmetro médio de bolhas ou diâmetro de Sauter (d_{32}), *hold-up* do ar (ε_g) e fluxo superficial de área de bolhas (S_b).

Palavras-chave: Célula pneumática. Minério de ferro. Cinética de flotação. Dispersão do ar.

ABSTRACT

This study aimed to characterize the operation of pneumatic cells and compare their performance to other different technologies [mechanical cells and columns] already installed and in operation in the industrial circuits of the company Samarco Mineração – *Circuit of Coarse materials* and *Circuit of Fine materials*. It was used, for the tests and/or assays, a laboratorial mechanical cell [Wemco® model], a pilot pneumatic cell [MBE® model] and a bubbles size and superficial air velocity measurer [APBS® model]. For these, feed samples of both industrial flotation circuits were taken – followed by complementary steps of mineralogical characterization, data collection and statistical analyzes of results. As conclusions, in higher relevance, have been noted:

a) For the pneumatic cells, larger industrial applications were identified for the Pneuflot® model, processing coal and in operation in China. Cells measuring from 4,1 to 5,0 m of diameter were listed processing volumes higher than 1.000 m^3/h;

b) In an analysis of the influence of variables, it was identified that the percentage of solids in the feed and the velocity of slurry in the distributor have high influence on the process responses of flotation;

c) In a pneumatic cell, on a pilot scale and under batch regime, for the floatability of silica, the kinetic constant (*k*) was strongly influenced by the size of particles, of 0,719 min^{-1} for the sample *CG* [from *Coarse Circuit*] and of 0,237 min^{-1} for the sample *CF* [from *Fine Circuit*];

d) Using kinetic models, circuits of pneumatic cells have been designed. According to the current specifications and without optimizations, 8 cells would be necessary for the Coarse Circuit and 11 cells for the Fine Circuit;

e) In comparisons between mechanical cells and columns [on an industrial scale], greater efficiencies were noted for circuits containing pneumatic cells [designed from results on a pilot scale]; and

f) In an analysis of the air dispersion, measurements and/or identification of existing correlations between the variables superficial air velocity (J_g), bubble size diameter (d_{32}), air hold-up (ε_g) and superficial area bubble flux (S_b) have been done.

Keywords: Pneumatic cell. Iron ore. Flotation kinetics. Air dispersion.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO 13
2. OBJETIVOS 15
3. A SAMARCO MINERAÇÃO 16
3.1. O Concentrador II 18
3.1.1. A Flotação de Grossos 21
3.1.2. A Flotação de Finos 22
3.1.3. Diferenças entre circuitos 23
4. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA 27
4.1. A Célula pneumática 27
4.1.1. A origem 28
4.1.2. Funcionamento 30
4.1.3. Modelos existentes 32
4.1.4. Dispersão do ar 36
4.1.5. Vantagens e desvantagens 39
4.1.6. Aplicações 40
4.1.7. Estudos de caso 43
4.1.8. Diâmetros e capacidades 47
4.1.9. Dimensionamentos 51
4.2. Eficiências e/ou probabilidades na flotação 55
4.2.1. Probabilidade de colisão (P_c) 58
4.2.2. Probabilidade de adesão (P_a) 64
4.2.3. Probabilidade de estabilidade (P_t) 68
4.3. Dispersão do ar 70
4.3.1. *Hold-up* do ar (ε_g) 70
4.3.2. Velocidade superficial do ar (J_g) 75
4.3.3. Diâmetro médio de bolhas (d_{32}) 77
4.3.4. Fluxo superficial de área de bolhas (S_b) 83
4.4. Cinética de flotação 85
4.4.1. Ordens de reação 86
4.4.2. Tipos de fluxo 90

4.4.3. Zonas de flotação 92
4.4.4. Considerações finais 93
5. MATERIAIS e MÉTODOS 95
5.1. Amostragens industriais 95
5.2. Caracterização mineralógica 96
5.2.1. Análises químicas 97
5.2.2. Análises granulométricas 98
5.2.3. Análises granuloquímicas 101
5.2.4. Análises mineralógicas 105
5.2.5. Análises do grau de liberação 111
5.3. Flotações em célula mecânica 122
5.4. Flotações em célula pneumática 124
5.5. Medidas de dispersão do ar 126
6. RESULTADOS e DISCUSSÕES 129
6.1. Análise de influência das variáveis 129
6.1.1. Flotação da amostra CG 130
6.1.2. Flotação da amostra CF 136
6.2. Análise da cinética de flotação 142
6.2.1. Cinética em célula laboratorial 142
6.2.2. Cinética em célula piloto 150
6.3. Dimensionamento de circuitos 156
6.3.1. Circuito de Grossos 157
6.3.2. Circuito de Finos 161
6.4. Desempenho entre circuitos 165
6.4.1. Circuito de Grossos 165
6.4.2. Circuito de Finos 167
6.5. Análise de dispersão do ar 172
6.5.1. Dosagem ótima de espumante 172
6.5.2. Análise de influência das variáveis 174
6.5.3. Cálculo do *hold-up* do ar (ε_g) 176
7. CONCLUSÕES 178
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS 181
APÊNDICE A – Resultados de ensaio cinético de flotação 188

APÊNDICE B – Resultados detalhados do teste 32 189
APÊNDICE C – Resultados detalhados do teste 70 191
APÊNDICE D – Resultados detalhados do teste 31 193

1. INTRODUÇÃO

Desenvolvida no início do século XIX, a flotação possibilitou o aproveitamento de diversas ocorrências minerais consideradas, à época, como de baixo conteúdo metálico e/ou de alta complexidade de concentração. A flotação é uma técnica que, utilizando-se das diferentes propriedades superficiais das partículas presentes no minério, separa os minerais úteis dos minerais de ganga (ou contaminantes) através da utilização de bolhas. Estando suspensas em um meio aquoso, as partículas hidrofóbicas (com afinidade ao ar) aderem às bolhas e flutuam, enquanto que as partículas hidrofílicas (com afinidade à água) são deprimidas.

> *"Flotation did not happen in isolation; it was one of many inventions in the second half of the 19th century that brought a seminal change to mining and mineral processing technology and greatly increased mineral production. This was an exciting period in the mineral industry as the Industrial Revolution was gaining momentum and was causing rapid increases in the consumption of minerals and metals"* (LYNCH et al, 2007).

Para que uma partícula hidrofóbica flote é necessário o sucesso de três eventos independentes e consecutivos entre partículas e bolhas: colisão, adesão e preservação do agregado formado. Nas células mecânicas e nas colunas de flotação, por exemplo, alguns mecanismos favoráveis à colisão podem ser [e são] prejudiciais à estabilidade do agregado. Ou seja, em equipamentos onde todos os eventos que governam a flotação acontecem em uma única região [a cuba], a tentativa de se otimizar um dos eventos pode inviabilizar e/ou prejudicar a otimização de um outro.

Já nas células pneumáticas a realização destes eventos em regiões diferentes e/ou isoladas do equipamento se torna possível. Isto porque, nestas células, duas partes diferentes foram construídas: a) o aerador, que promove a colisão e a adesão entre as bolhas e as partículas; e b) a cuba, que promove a estabilidade do agregado formado, transportando-o posteriormente para o flotado. Desta forma, a existência destas diferentes regiões pode possibilitar maior otimização do processo.

Sendo a flotação um processo que ainda demanda [enormemente] um viés experimental, seus fundamentos têm sido continuamente estudados e entendidos, porém, não existem modelos e/ou teorias que expliquem completamente todos os mecanismos envolvidos. Deste modo, o atual estado da arte não é fruto do trabalho de um único pesquisador e sim do resultado de contribuições contínuas realizadas ao longo dos anos. Este trabalho, então, busca contribuir para a construção do conhecimento tendo como foco a realização de estudos em uma célula do tipo pneumática.

2. OBJETIVOS

A realização deste estudo teve por objetivos gerais caracterizar o funcionamento de uma célula pneumática, avaliar a sua aplicabilidade à flotação reversa do minério de ferro itabirítico e comparar o seu desempenho às diferentes tecnologias usualmente empregadas e em operação nos circuitos industriais de flotação – células mecânicas e colunas de flotação.

Especificamente, tais objetivos podem ser subdivididos em:

a) Para a célula pneumática, através de revisão bibliográfica, descrever: a sua origem e os seus inventores, as características de funcionamento, vantagens e desvantagens, os modelos atualmente existentes, alguns estudos de caso, capacidades e volumes atuais etc.;

b) Para os materiais a serem utilizados, realizar etapa de caracterização mineralógica, incluindo: análises químicas, análises granulométricas, análises mineralógicas e análises do grau de liberação – globalmente e/ou por faixa granulométrica específica;

c) Através de ensaios de flotação em célula pneumática, identificar variáveis [*inputs*] que contribuam para um melhor entendimento do processo. As variáveis respostas [*outputs*] analisadas foram: teores de SiO_2 no concentrado e de Fe no rejeito e recuperação metalúrgica;

d) Através de estudo cinético, analisando-se a partição de sílica e o descarte de ferro para o flotado, determinar as constantes cinéticas (k) e as recuperações máximas ($R_{máx.}$), além da análise dos tempos de residência e dimensionar circuitos – conforme modelo de 1ª ordem;

e) Através de resultados provenientes de escala piloto [em regime *batch*], realizar comparativos entre a célula pneumática versus resultados provenientes das células mecânicas e das colunas de flotação em escala industrial [em regime contínuo];

f) Utilizando-se de medidor de tamanho de bolhas [diâmetro de Sauter (d_{32})] e de velocidade superficial do ar (J_g), analisar estas e demais variáveis de dispersão do ar na célula pneumática, em regime *batch* e em meio bifásico [utilizando-se de água e ar].

3. A SAMARCO MINERAÇÃO

Fundada em 1977, a Samarco Mineração S.A. [que forneceu as amostras aqui estudadas] é uma empresa brasileira que lavra, beneficia, transporta, pelotiza e exporta o minério de ferro para clientes siderúrgicos de todo o mundo – situados em países da América, Oriente Médio, Ásia e Europa (SAMARCO, 2016). Segundo o Ministério do Desenvolvimento, Indústria e Comércio Exterior do Brasil, no ano de 2014, a empresa ocupava a 10ª colocação entre as maiores exportadoras do país. A empresa possui como acionistas igualitários a anglo-australiana BHP Billiton e a brasileira Vale – duas das maiores mineradoras do mundo.

A Samarco Mineração possui unidades industriais nos estados de Minas Gerais (MG) e do Espírito Santo (ES), Brasil. Em MG situa-se a cadeia produtiva de lavra e concentração, enquanto que no ES situa-se a cadeia produtiva de pelotização. Estas duas unidades estão interligadas através de três minerodutos de, aproximadamente, 400 km de extensão e que percorrem 27 diferentes municípios – conforme ilustra a Figura 1. Nas cidades de Mariana e de Ouro Preto, em MG, situa-se o complexo industrial de *Germano*. Já na cidade de Anchieta, no ES, situa-se o complexo industrial de *Ponta Ubu*.

Figura 1 – Localização dos complexos industriais da Samarco Mineração e identificação das cidades por onde percorrem os três minerodutos (SAMARCO, 2016)

Em Germano, a lavra é realizada nas minas de Alegria Norte e de Alegria Sul, em cava do tipo "a céu aberto" e em bancadas de até 24 m de altura (do pé à crista). Tais minas são constituídas, basicamente, por itabiritos com teor médio de lavra de 45,0% Fe (no ano de 2015) e constituição mineralógica variada – destacando-se as predominâncias de goethita, hematita e/ou magnetita. Além destes, o quartzo é também um mineral de grande relevância. Para o transporte do minério das frentes de lavra até as unidades de concentração, prioriza-se a utilização de transportadores de correias – reduzindo-se assim custos operacionais. São, aproximadamente, 60 Mt/ano de material (minério + estéril) movimentados.

O complexo de Germano engloba, basicamente, três usinas industriais – os Concentradores I, II e III (ou CI, CII e CIII, respectivamente). Estes podem ainda ser subdivididos nas operações unitárias de: peneiramento, britagem, moagem, deslamagem, condicionamento, flotação de grossos, flotação de finos, remoagem, flotação após remoagem e espessamento, além de operações auxiliares tais como transporte de ROM, bombeamento de polpa etc. Em média, anualmente, são produzidos 30,9 Mt de concentrado de minério de ferro [*iron ore pellet feed*].

Sendo o Concentrador II (CII) uma das usinas de maior eficiência operacional de Germano, este foi utilizado como referência para a realização deste estudo. Para as análises e/ou ensaios comparativos, utilizaram-se amostras e/ou de dados operacionais de duas das operações unitárias de flotação do CII: o *Circuito de Grossos* (CG) e o *Circuito de Finos* (CF) – melhor descritos posteriormente. Tendo o seu *start-up* realizado em 5 de junho de 2008, para uma produção anual de ~ 7,5 Mt de concentrado, o CII passou a produzir ~ 8,0 Mt (após projetos de adequação), o que também demonstra a sua eficiência.

Quanto ao processo de pelotização, o complexo de Ponta Ubu engloba, basicamente, quatro usinas de pelotização – Pelotizações I, II, III e IV. Estas podem ainda ser subdivididas nas operações unitárias de: espessamento, clarificação, filtragem, moagem, mistura, pelotização e queima, além de operações auxiliares tais como peneiramento, transporte, abatimento de poeiras etc. Em média, anualmente, são produzidas 29,1 Mt de pelotas de minério de ferro [*iron ore pellet*]. Após a etapa de queima, as pelotas são embarcadas em navios e enviadas ao exterior através do transporte transoceânico.

3.1. O Concentrador II

Conforme ilustra a Figura 2, o CII engloba [basicamente] as operações unitárias de: peneiramento, britagem, moagem primária, deslamagem, flotação de grossos, flotação de finos, moagem secundária e flotação após remoagem, além de operações auxiliares tais como condicionamento, espessamento etc – que serão melhor descritas a seguir. Quanto à etapa denominada de mineroduto, apesar desta estar contida no fluxograma, não é aqui considerada como parte integrante do processo de concentração.

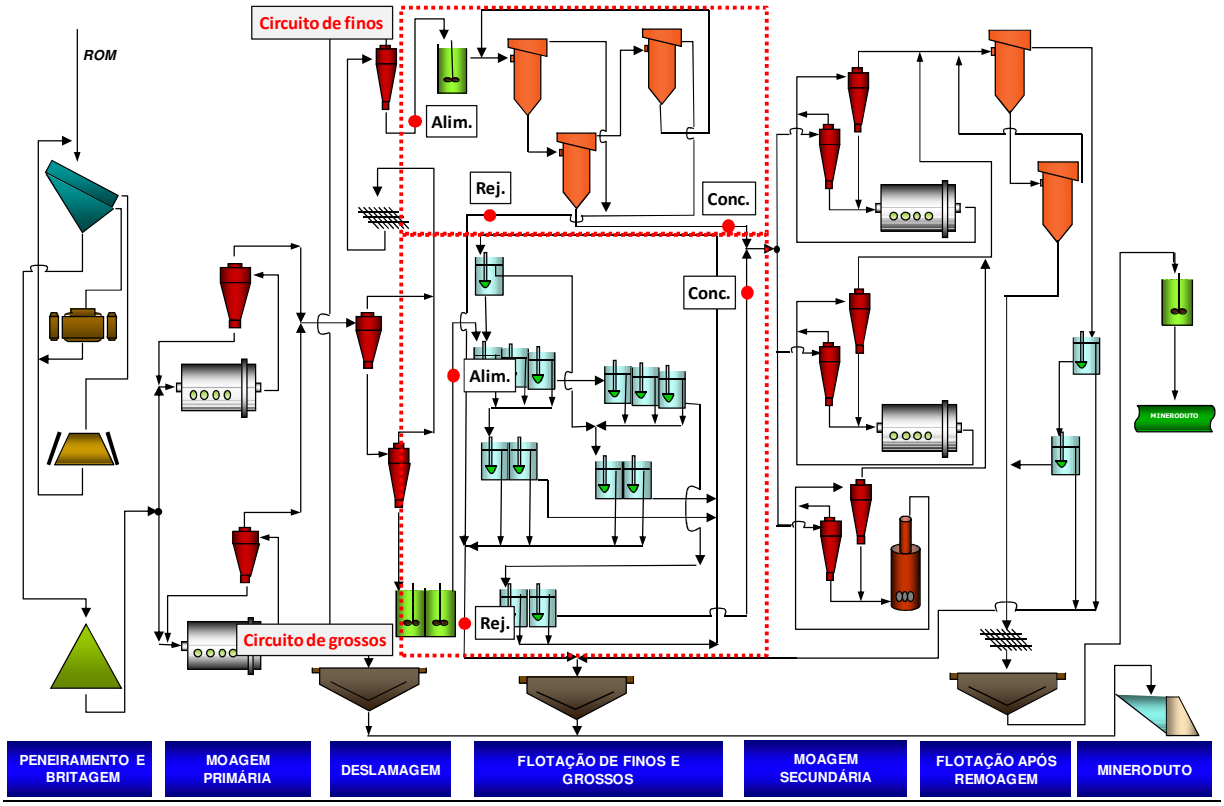


Figura 2 – Fluxograma (simplificado) de processo do Concentrador II, identificação dos circuitos e dos pontos industriais considerados para o levantamento de dados

A etapa de peneiramento é composta por oito peneiras do tipo "banana", em paralelo, medindo 8' (2,4 m) de largura e 21'(3,7 m) de comprimento e fabricadas pela empresa Metso®. Estas possuem telas de 30 e 12 mm de abertura para o 1º e 2º *deck*, respectivamente. Esta etapa classifica todo o material proveniente das frentes de lavra (*Run of Mine*). As partículas retidas no 1º e no 2º *deck*, ou seja, maiores do que 30 e 12 mm, respectivamente, são direcionadas para a etapa de britagem – para britadores primários e secundários,

respectivamente. As partículas passantes no 2º *deck*, ou seja, inferiores a 12 mm, são direcionadas para a formação de uma pilha cônica (a pilha pulmão) e que, posteriormente, alimenta a etapa de moagem.

A etapa de britagem é composta por britadores primários ou secundários. Os primeiros são dois britadores do tipo cônico, em paralelo. Os demais são três britadores do tipo giratório, também em paralelo. Todos são de fabricação da empresa Metso®. Tal etapa tem por objetivo cominuir as partículas para frações granulométricas inferiores a 12 mm. Após a britagem, todo o produto retorna para a etapa de peneiramento, criando-se assim uma carga circulante.

A etapa de moagem primária é composta por dois moinhos de bolas convencionais, em paralelo, medindo 18' (5,5 m) de diâmetro e 33' (10,1 m) de comprimento, de 4.815 kW de potência e de fabricação da empresa Polisyus®. O fechamento inverso do circuito é realizado através de duas baterias de oito ciclones cada, de 26" (66 cm) de diâmetro e de fabricação da empresa Krebs®. Após ciclonagem, o *underflow* é direcionado novamente para o moinho e o *overflow* é direcionado para a etapa subsequente de deslamagem. A moagem tem por objetivo cominuir as partículas à especificação de 85 a 90% da massa abaixo de 150 µm (100 #).

A etapa de deslamagem é composta por três baterias de ciclones, denominadas consecutivamente de "raspadores", "limpadores" e "deslamadores". Os raspadores são compostos por duas baterias de 12 ciclones cada de 15" (38,1 cm) de diâmetro. Os limpadores são compostos por duas baterias de 18 ciclones cada de 10" (25,4 cm) de diâmetro. Os deslamadores são compostos por 10 baterias de 22 ciclones cada de 4" (10,2 cm) de diâmetro. Todos os equipamentos são de fabricação da empresa Krebs®. Esta etapa tem por objetivo eliminar as partículas inferiores a 10 µm. O *underflow* dos ciclones de 10" é direcionado para a etapa de Flotação de Grossos. Já o underflow dos ciclones de 4" é direcionado para a etapa de Flotação de Finos. O *overflow* dos ciclones de 4" (lama) é direcionado para a etapa de espessamento de lama.

As etapas de Flotação de Grossos (FG) e Flotação de Finos (FF) serão melhor descritas adiante – nos itens 3.1.1 e 3.1.2. Ambos os circuitos foram utilizados como referências para a realização deste estudo. Tal escolha se justifica devido a dois principais fatores:

a) Por estes apresentarem [entre si] diferentes células industriais de flotação – mecânicas e colunas, ambas convencionais; e

b) Por estes estarem em elevado estágio de otimização, devido ao tempo de operação de ambos. Posto isto, seus dados operacionais e de processo foram então utilizados para posterior avaliação de desempenho dos resultados obtidos nas células pneumáticas. Industrialmente, conforme fluxograma, os concentrados gerados em ambas as etapas são direcionados para a etapa de remoagem.

A etapa de remoagem (ou moagem secundária) é composta por dois moinhos de bolas convencionais e um moinho vertical, em paralelo. Para os moinhos de bolas, as dimensões são de 18' (5,5 m) de diâmetro e 37' (11,3 m) de comprimento, de 5.165 kW de potência e de fabricação da empresa Polysius®. Para o moinho vertical, a potência é de 1.120 kW e de fabricação da empresa Metso®. O fechamento direto do circuito é realizado através de duas baterias primárias de 12 ciclones cada e de quatro baterias secundárias de 10 ciclones cada – todos os ciclones são de 10" (25,4 cm) de diâmetro. Estes são de fabricação das empresas Krebs® ou Weir®. Esta etapa tem por objetivo cominuir as partículas à especificação de 88% da massa abaixo de 45 µm (325 #).

A etapa de flotação após remoagem é composta por quatro colunas [duas roughers e duas *cleaners*, em paralelo] e duas células tanques do tipo TankCell® [duas *scavengers*, em série]. As dimensões das colunas são de 4,5 m de diâmetro e de fabricação da empresa Eriez®. O deprimido e flotado da etapa *rougher* são direcionados para as etapas *cleaner* e *scavenger*, respectivamente. O deprimido e o flotado da etapa *cleaner* são direcionados para o espessador de concentrado e para etapa *rougher* [como carga circulante], respectivamente. Quanto aos tanques, estes possuem volume de 40 m^3 e são de fabricação da empresa Outotec®. Para este circuito, as especificações de sílica a serem obtidas no concentrado são apresentadas na Tabela 1. Posteriormente à flotação após remoagem, o concentrado e o rejeito são direcionados [individualmente] para a etapa de espessamento.

Tabela 1 – Especificações de sílica no concentrado [produto final] durante as campanhas do tipo CLS e CNS, na etapa de flotação após remoagem

Campanha do tipo CLS – *campaign low silica*: **1,2**% $SiO_{2\ conc.}$ (máximo);
Campanha do tipo CNS – *campaign normal silica*: **1,7**% $SiO_{2\ conc.}$ (máximo).

A etapa de espessamento é composta por três espessadores, sendo: um espessador de lama de 40 m de diâmetro, um espessador de concentrado de 38 m de diâmetro e um espessador de rejeitos de 31 m de diâmetro. Esta etapa tem por objetivo adensar as polpas recebidas para maior percentual de sólidos, recuperando assim a maior quantidade possível de água. Esta água, então, é retornada para o processo produtivo na forma de "água de processo". Após adensamento, o concentrado é bombeado para o complexo industrial de Ponta Ubu. Já a lama e os rejeitos são direcionados para as barragens de Germano e/ou de Fundão. A Figura 3 ilustra o complexo industrial de Germano.

Figura 3 – Foto panorâmica do complexo industrial de Germano, em destaque para as instalações do Concentrador II

3.1.1. A Flotação de Grossos

Após a etapa de deslamagem, de 80 a 82% da massa, representado pelo *underflow* das baterias de ciclones de 10", é direcionada para o CG, que começa com o condicionamento dos reagentes químico em dois condicionadores, configurados em série. Adiciona-se o depressor, o coletor e, se necessário, o modificador de pH. A depressão dos óxidos ou hidróxidos de ferro é realizada pelo gritz de milho ou pela fécula de mandioca gelatinizados, a depender da campanha operacional – CNS ou CLS, respectivamente. A gelatinização do amido é realizada quimicamente, através da utilização do hidróxido de sódio (NaOH) – numa proporção 5 para 1 (relação amido:NaOH). A coleta do quartzo, principal contaminante, é realizada pela étermonoamina e/ou pela éterdiamina. O pH, quando necessário, é ajustado através da adição do hidróxido de sódio para 10,5. Após a adição e o condicionamento dos reagentes químicos

no condicionador, adiciona-se água para o ajuste do percentual de sólidos entre 50 a 55% [em peso].

O CG é composto por 13 células mecânicas do tipo TankCell®, sendo estes de 70 m^3 de volume e de fabricação da empresa Outotec®. São oito células configuradas em série para a geração de concentrado [três *roughers*, três *cleaners* e duas *recleaners*] e cinco células em diferentes configurações para o reprocessamento dos rejeitos [cinco *scavengers*]. Para o circuito, as especificações de sílica a serem obtidas no concentrado são apresentadas na Tabela 2. Após a flotação de grossos, o concentrado é direcionado para a etapa de remoagem. Já o rejeito é direcionado para a etapa de espessamento.

Tabela 2 – Especificações de sílica no concentrado [produto intermediário] durante as campanhas do tipo CLS e CNS, para a etapa de flotação de grossos

Campanha do tipo CLS – *campaign low silica*: **5,0**% $SiO_{2\ conc.}$ (máximo);
Campanha do tipo CNS – *campaign normal silica*: **6,0**% $SiO_{2\ conc.}$ (máximo).

3.1.2. A Flotação de Finos

Após a etapa de deslamagem, de 18 a 20% da massa, representado pelo *underflow* das baterias de ciclones de 4”, é direcionada para o CF, que começa com o condicionamento dos reagentes químicos em um condicionador, condicionamento este igual ao existente na flotação de grossos e já descrito no item 3.1.1. Após a adição e o condicionamento dos reagentes químicos no condicionador, adiciona-se água para o ajuste do percentual de sólidos entre 35 a 40% [em peso].

O CF é composto por quatro colunas, sendo estas de 4,5 m de diâmetro e de 15,0 m de altura, de fabricação da empresa Eriez®. São três células para a geração de concentrado [duas *roughers*, em paralelo, e uma *cleaner*] e uma célula para o reprocessamento do rejeito [*scavenger*]. Para o circuito, as especificações de sílica a serem obtidas no concentrado são apresentadas na Tabela 3. Após a flotação de finos, o concentrado é direcionado para a etapa de flotação após remoagem. Já o rejeito é direcionado para a etapa de espessamento.

Tabela 3 – Especificações de sílica no concentrado [produto intermediário] durante as campanhas do tipo CLS e CNS, para a etapa de flotação de finos

Campanha do tipo CLS – *campaign low silica*: **6,0**% $SiO_{2\ conc.}$ (máximo);
Campanha do tipo CNS – *campaign normal silica*: **10,0**% $SiO_{2\ conc.}$ (máximo).

As especificações aqui apresentadas foram assim definidas de acordo com a capacidade do circuito. O CF, por exemplo e caso dimensionado para este objetivo, estaria apto a produzir concentrados finais – tais como apresentados anteriormente pela Tabela 1.

3.1.3. Diferenças entre circuitos

Como pode ser visto, os dois circuitos apresentam-se com diferentes configurações e, consequentemente, com variadas eficiências operacionais. Tais discrepâncias podem ser justificadas, entre outros aspectos, através do número e dos distintos equipamentos utilizados em cada circuito – acarretando, também, na existência de diferentes etapas *rougher*, *cleaner*, *recleaner* etc. A Tabela 4 melhor discriminam melhor os dois circuitos, identificando ainda os pontos de amostragem para controle de processo, descrição dos equipamentos instalados etc.

Tabela 4 – Equipamentos, dimensões e número de células utilizadas em cada etapa do CG e do CF

	Circuito de Grossos	**Circuito de Finos**
Equipamentos:	células do tipo mecânica;	células do tipo coluna;
Dimensões:	70 m^3 de volume;	4,5 m de diâmetro;
Etapa *rougher*:	3 células (em série);	2 células (em paralelo);
Etapa *cleaner*:	3 células (em série);	1 célula;
Etapa *recleaner*:	2 células (em série);	---
Etapa *scavenger*:	5 células (mistas).	1 célula.

Quanto aos resultados industriais praticados em cada circuito, estes estão sumarizados [em valores médios] na Tabela 5. Nesta não foi feita distinção entre campanhas CLS e CNS. Para tal levantamento, realizado para os meses de janeiro a dezembro de 2014, consideraram-se os

principais dados de entrada (*inputs*) e de saída (*outputs*) de cada circuito, tais como: teores de ferro e de sílica do concentrado, teores de ferro do rejeito, recuperações mássicas e metalúrgicas, vazões mássicas, dosagens de reagentes etc. Quando mencionado nesta o termo "concentrado", considerou-se o valor médio praticado para o *concentrado final* – termo referente ao concentrado gerado pela última célula do circuito especificamente instalada para a geração de concentrado [etapas *cleaner* ou *recleaner*, por exemplo]. Quando mencionado nesta o termo "rejeito", considerou-se o valor médio praticado para o *rejeito global* – termo referente ao *blend* de todos os rejeitos gerados pelas células do circuito especificamente instaladas para o reprocessamento dos rejeitos gerados [etapas *scavengers*, por exemplo].

Tabela 5 – Levantamento de dados realizado para os circuitos industriais de flotação do Concentrador II – CG e CF (janeiro a dezembro de 2014)

	Circuito de Grossos	**Circuito de Finos**
Fe na alimentação (%):	44,6	44,8
SiO_2 na alimentação (%):	34,0	32,1
Fe no concentrado (%):	64,2	60,6
SiO_2 no concentrado (%):	5,0	9,4
Fe no rejeito (%):	9,9	15,1
Recuperação mássica (%):	63,8	65,3
Recuperação metalúrgica (%):	91,9	88,3
Sólidos na alimentação (%):	50 a 55%	35 a 40%
Vazão mássica (t/h):	1.300	325
Vazão volumétrica (m^3/h):	1.400 a 1.635	570 a 690
Dosagem de amido (g/t):	400	700
Dosagem de amina (g/t):	75	100
pH de flotação:	10,5	10,5

Para a alimentação, como pode ser visto, os teores médios de Fe e de SiO_2 praticados foram de 44,6% e 34,0% para o CG e de 44,8% e 32,1% para o CF, respectivamente. Apesar de granulometricamente diferentes [como os próprios nomes já sugerem e a serem melhor caracterizados no item 5.2.2], não há grandes discrepâncias quando se analisam os teores de ferro e de sílica da alimentação de ambos os circuitos.

Para o concentrado, os teores médios de Fe e de SiO_2 praticados foram de 64,2% e 5,0% para o CG e de 60,6% e 9,4% para o CF, respectivamente. Em ambos, os teores praticados atendem às especificações para a produção de um produto intermediário – conforme anteriormente apresentadas pela Tabela 2 e pela Tabela 3. No primeiro, o minério a ser processado ainda apresenta-se com baixo grau de liberação [a ser melhor caracterizado no item 5.2.5]. Desta forma, após o CG, o concentrado é direcionado para a etapa de remoagem – para cominuição mais fina e consequente liberação. No segundo, conforme já dito anteriormente, os valores são assim praticados devido à impossibilidade do atual circuito de gerar um concentrado final – conforme especificações apresentadas pela Tabela 1. Apesar do elevado grau de liberação apresentado pelo minério, tal impossibilidade é devido ao número insuficiente de equipamentos neste circuito. Desta forma, após o CF, o concentrado é direcionado para a etapa de flotação após remoagem[1] – para a produção de um concentrado final.

Para o rejeito global, o teor médio de Fe encontrado foi de 9,9% para o CG e de 15,1% para o CF, respectivamente. Além das diferentes configurações e/ou dos diferentes tipos de equipamentos empregados em cada circuito, tal discrepância de resultados pode ser justificada devido às diferentes granulometrias apresentadas pelos respectivos materiais. Minérios relativamente mais finos tendem a apresentar maiores percentuais de ferro no rejeito quando submetidos às etapas de concentração. Consequentemente, as recuperações metalúrgicas são inversamente proporcionais a esta variável. Ou seja, quanto maior o percentual de ferro no rejeito, menor a recuperação.

Para as recuperações mássicas, os valores médios encontrados foram de 63,7% e de 65,3% para o CG e para o CF, respectivamente. Por conter maior percentual de sílica no concentrado, maiores recuperações mássicas são identificadas no CF – o que, neste caso, não representa uma melhoria no processo. Para as recuperações metalúrgicas, os valores médios encontrados foram de 91,9% e de 88,3% para o CG e para o CF, respectivamente. Por conter maior percentual de ferro no rejeito, conforme anteriormente discutido, menores recuperações

[1] Conforme ilustra o fluxograma, os concentrados gerados por ambos os circuitos são igualmente direcionados à etapa de remoagem. Porém, ao início desta etapa, todo o material recebido é ciclonado e classificado em *underflow* (grossos) ou *overflow* (finos). O *underflow* é direcionado à etapa de remoagem. Já o *overflow* é diretamente direcionado à etapa de flotação após remoagem. É por este motivo que afirma-se que os concentrados gerados pelo Circuito de Grossos e pelo Circuito de Finos são direcionados para diferentes circuitos, apesar de não claramente ilustrado no fluxograma.

metalúrgicas são identificadas no segundo circuito. A Figura 4 ilustra o CG e o CF do Concentrador II.

Para as vazões mássicas, estas são determinadas pelas partições da etapa de deslamagem – conforme já descrito. O percentual de sólidos na alimentação, a dosagem de amido, a dosagem de amina e o pH são definidos ao longo dos estudos de otimização de cada circuito.

Figura 4 – Fotos ilustrativas dos Circuitos de Grossos (à esquerda) e do Circuito de Finos (à direita) do CII, composto por células mecânicas e colunas de flotação, respectivamente

As informações aqui apresentadas reproduzem dados registrados do processo produtivo e disponibilizados através dos *softwares* MES (*Manufacturing Execution System*) e PIMS (*Plant Information Management System*). Tais dados são atualizados constantemente e/ou a depender da campanha de produção. Provenientes da análise de diversas amostras e/ou de instrumentos acoplados às usinas, os dados de entrada (*inputs*) são inseridos nos *softwares*, estes os tratam [matemática e/ou estatisticamente] e os disponibilizam. Análises químicas e mineralógicas, vazões mássicas e volumétricas, dosagens de reagentes e balanços de massa, por exemplo, são algumas das respostas (*outputs*) disponibilizadas – da mina ao porto. Além de trazer maior conhecimento acerca das amostras utilizadas neste estudo, a utilização destes dados teve por objetivo permitir a realização de possíveis comparações entre os resultados já praticados em escala industrial e os resultados a serem obtidos na célula pneumática.

4. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Chaves (2006) afirma que a condição básica para o bom desempenho de uma operação unitária de flotação é necessária a existência de equipamentos confiáveis. Tal confiabilidade [do equipamento] é materializada através da obtenção de alto desempenho metalúrgico e da capacidade para receber, transportar e distribuir os fluxos da alimentação, do flotado e do deprimido – além de ter a capacidade de distribuir corretamente os fluxos de ar, que devem ser constantemente inseridos no equipamento.

Já Leal Filho (2012) e Araya et al. (2014) mencionam que a flotação (*froth flotation*, em inglês), é influenciada pelas seguintes classes de fatores: pelas características físicas e/ou químicas do minério (cargas superficiais, percentual de sólidos, grau de liberação etc.), pela forma de preparação prévia da polpa (realização de etapas de moagem, deslamagem, condicionamento etc.) e pelas características físicas e/ou hidrodinâmicas do equipamento de flotação (*design* dos equipamentos, nível de turbulência, eficiência de dispersão do ar etc.).

4.1. A célula pneumática

A célula pneumática, foco do estudo aqui apresentado, propõe-se ser hidrodinamicamente diferente dos equipamentos usualmente empregados nos circuitos industriais de concentração – células mecânicas e colunas de flotação. Possuindo aerador(es) instalados externamente à cuba de flotação, esta visa, por conceito, permitir a otimização dos eventos entre partículas e bolhas [colisão, adesão e estabilidade do agregado formado] – necessários para o sucesso da flotabilidade das partículas.

Originária da Alemanha, as primeiras aplicações industriais desta célula datam de meados da década de 80. Na China, atualmente, tem sido encontrada a maior aplicabilidade desta tecnologia para a flotação de carvão. Contudo, várias outras aplicações já foram mapeadas. Com diâmetros de até 6 m, equipamentos têm sido instalados para o processamento de 1.400 a 1.500 m^3/h [valores médios].

4.1.1. A origem

A célula pneumática de flotação tem sua origem atribuída, principalmente, aos estudos coordenados pelo Prof. Bahr, da Universidade de Clausthal, e pelo Prof. Simonis, da Universidade de Berlim, ambas da Alemanha. Os primeiros trabalhos foram desenvolvidos nos anos 1973 e 1974, com o primeiro protótipo construído em 1978. Já a primeira implementação industrial data de meados da década de 80 (IMHOF et al., 2005). Oliveira (1988), baseando-se em trabalhos do próprio Prof. Bahr para o desenvolvimento de uma célula pneumática denominada de *Célula Serrana*, menciona o patenteamento de novos tipos de aeradores [à época, em 1974], conforme ilustra a Figura 5. Estes foram utilizados nos primeiros protótipos das células pneumáticas. O Prof. Bahr participou ativamente do projeto e da construção da Célula Serrana e este esteve por várias vezes no Brasil.

a) b)

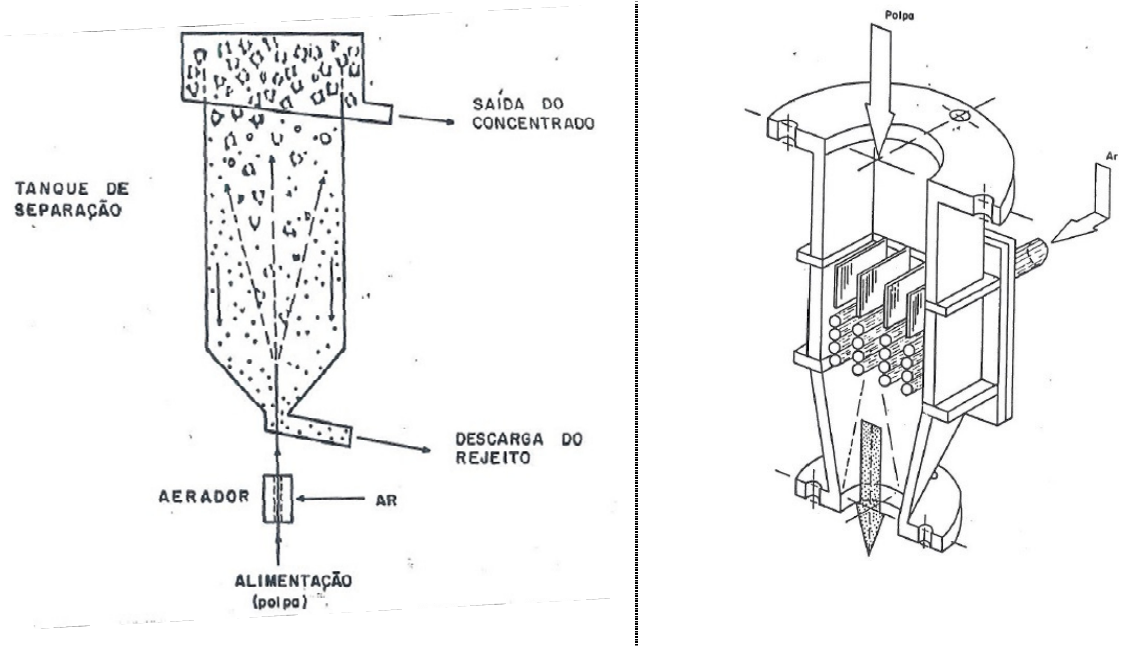


Figura 5 – a) Ilustração da Célula Serrana de Flotação Pneumática e b) Aerador utilizado na célula e patenteado pelo Prof. Bahr (OLIVEIRA, 1988)

No Brasil, o primeiro desenvolvimento e/ou aplicação [piloto, semi-industrial e industrial] da célula pneumática se deu na empresa Serrana S.A. de Mineração, hoje denominada Vale Fertilizantes, localizada na cidade de Jacupiranga (SP). Oliveira (1988) apresentou as etapas de desenvolvimento da *Célula Serrana de Flotação Pneumática* – sendo esta aplicada para a

separação de minerais de apatita da ganga carbonática. Este equipamento demonstrou melhores resultados quando comparado com as células de flotação existentes e em operação na referida empresa. A Figura 6 e a Figura 7 ilustram tais desenvolvimentos piloto, semi-industrial e industrial da Célula Serrana.

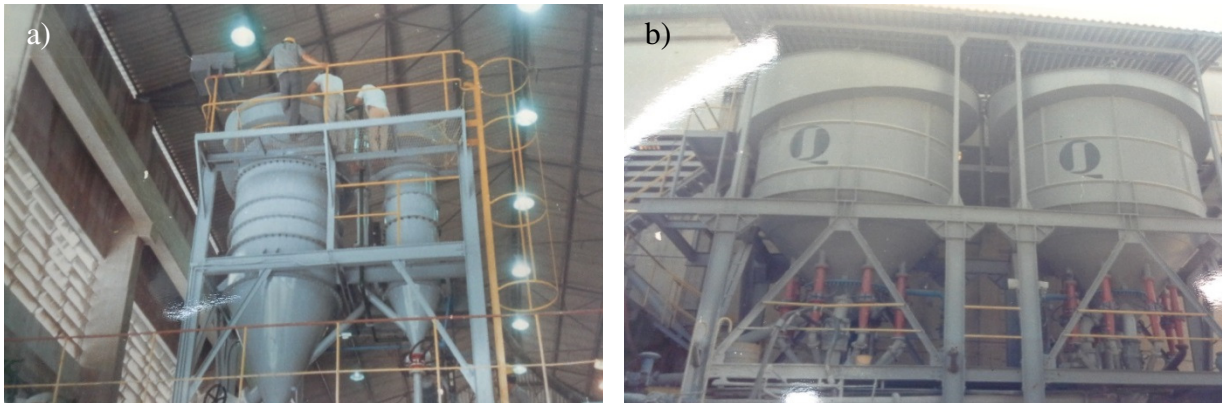


Figura 6 – a) Célula Serrana de Flotação, em escala semi-industrial, de 6,0 m^3 [etapa *rougher*] e 0,8 m^3 [etapa *scavenger*] de volume útil; e b) Célula em escala industrial, de 5,2 m de altura e 3,7 m de diâmetro e 37 m^3 de volume útil (OLIVEIRA, 1988)

Figura 7 – Célula Serrana de Flotação, em escala piloto, de 0,3 m de diâmetro e 0,1 m^3 de volume útil (OLIVEIRA, 1988)

Após os primeiros desenvolvimentos propostos pelos autores Bahr e Simonis, na década de 70 e início de 80, novas melhorias e/ou aplicações foram implementadas nos anos seguintes por Jameson e Imhof, principalmente – conforme descrevem Evans, Atkinson e Jameson (1995),

Battersby et al. (2005), Imhof et al. (2007), Jameson (2014) etc. A partir dos estudos coordenados por estes autores, novos equipamentos e/ou aperfeiçoamentos foram patenteados e comercializados – tais como a Jameson Cell®, V-Cell®, Pneuflot®, G-Cell® etc. e que serão descritos adiante.

4.1.2. Funcionamento

O termo flotação pneumática é geralmente associado às células de flotação cuja aeração da polpa é realizada em local diferente de onde ocorre a separação do flotado e do deprimido – conforme comparativamente ilustra a Figura 8. Imhof et al. (2007) mencionam que esta é a principal diferença entre a célula pneumática e os tanques convencionais [tais como a coluna de flotação]. Na figura *a*, que ilustra uma coluna de flotação, pode ser visto que o ar é inserido diretamente na cuba onde ocorre todo o processo de flotação. Já na figura *b*, que ilustra uma célula pneumática, percebe-se que o ar é inserido no aerador [instalado na tubulação de alimentação] para somente depois ser inserido na cuba. Esta é a grande diferença entre os dois equipamentos. Já a água de lavagem, em ambos os casos, é de utilização opcional – mas que, segundo a literatura, seu uso traria ganhos ao processo.

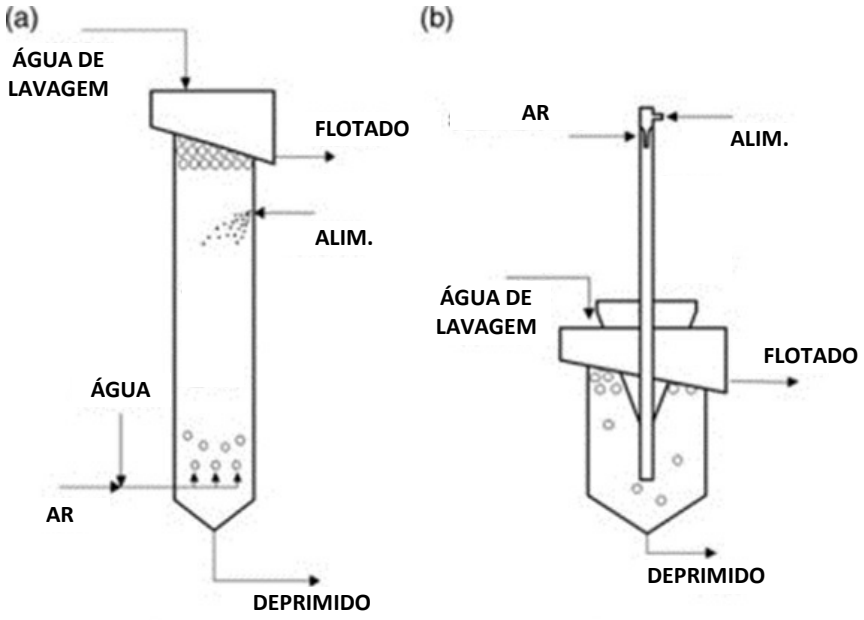


Figura 8 – a) Coluna de flotação e sua inserção de ar diretamente a cuba; e b) Célula pneumática e sua inserção de ar no aerador localizado na tubulação de alimentação

Quanto à direção dos fluxos, diferentemente de uma coluna de flotação, não há contra fluxos em uma célula pneumática. As partículas contidas na polpa e o ar seguem fluxos semelhantes no aerador e na cuba, respectivamente. Quanto à sua operação, esta é ilustrada através da Figura 9. A polpa de alimentação é adicionada a um conjunto caixa e bomba. Esta polpa é então bombeada, continuamente, para a célula pneumática – composta, basicamente, pelo aerador e pela cuba de flotação. Ao ser inserida no aerador, através de auto sucção ou forçadamente, o ar entra em contato com a polpa. A bolha é então formada e entra em contato com a superfície da partícula hidrofobizada, o que é benéfico à adesão bolha-partícula. Através de auto sucção, a quantidade de ar a ser inserida na polpa é limitada e diretamente proporcional à pressão e/ou à vazão de polpa que atravessa o aerador. Através de inserção forçada de ar na polpa, a quantidade de ar inserida na polpa é ilimitada, porém, se faz necessário do uso de equipamentos auxiliares – tais como sopradores, ventiladores e/ou compressores. A escolha por uma das opções é relacionada a fatores econômicos e/ou de processo. Em ambos os casos, para o melhor cisalhamento das bolhas, é necessário que a polpa atravesse o aerador em alta velocidade e/ou pressão. Tal necessidade faz com que a utilização de uma bomba para a alimentação de cada equipamento seja necessária.

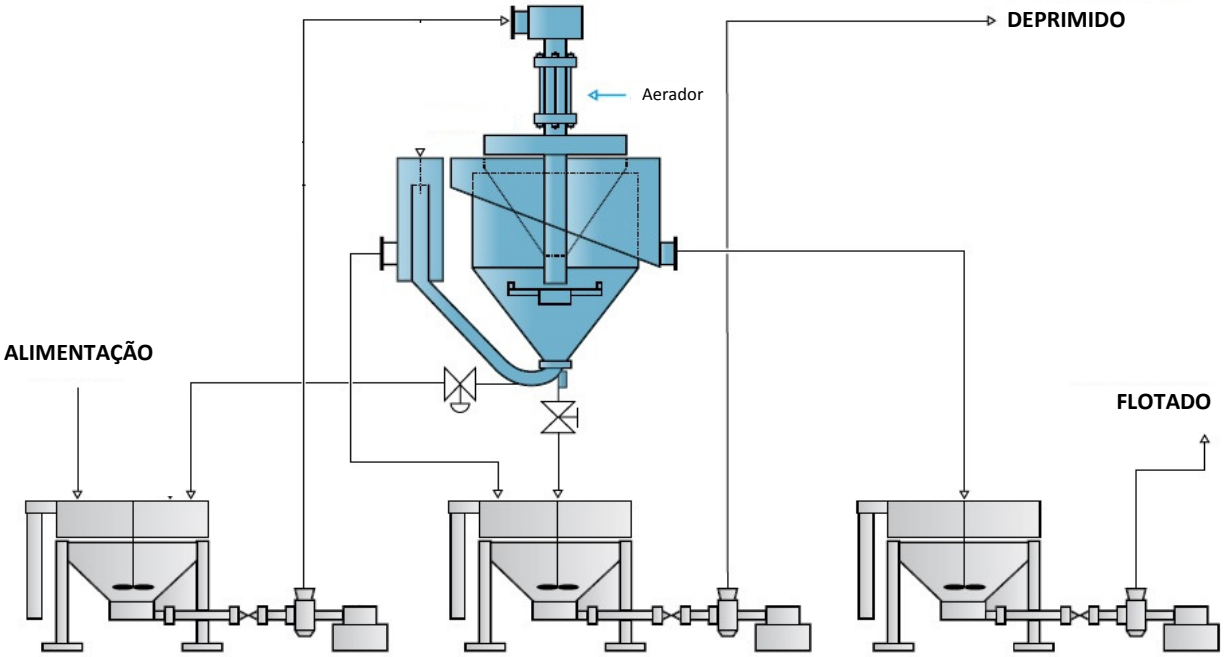


Figura 9 – Figura esquemática de funcionário da célula pneumática – célula e caixas e bombas de alimentação, concentrado e rejeito (MBE, 2011)

Na cuba de flotação separam-se o flotado e o deprimido. Especificamente para a flotação reversa de minério de ferro, têm-se o rejeito como flotado e o concentrado como deprimido. O deprimido é então direcionado para a caixa de concentrado e, se operacionalmente desejado for, parte deste fluxo é ainda retornado para a caixa de alimentação – como carga circulante e/ou para ajuste do nível de caixa. Neste último caso, tais ajustes podem ser realizados através da adição de água ao invés de polpa [o que seria operacionalmente mais recomendado].

Já o flotado é direcionado para a caixa de rejeito e, se operacionalmente possível for, este fluxo é direcionado para a etapa subsequente através de bombeamento. Normalmente, devido à elevada estabilidade da espuma no flotado, o bombeamento deste fluxo pode ser problemático e/ou de baixa eficiência. Neste caso, se necessário, a etapa e/ou o equipamento subsequente deve prever ou ser adequado para alimentações não pressurizadas. Sendo assim, caso o reprocessamento de flotados contendo alto percentual de espuma se mostre como necessário, a utilização de células pneumáticas em tais etapas não é operacionalmente recomendada.

Battersby et al. (2005), por exemplo, para a flotação direta de caulim e utilizando-se de amina como coletor, mencionam problemas industriais de manuseio e/ou de bombeamento quando da necessidade de direcionar o flotado [espuma] do estágio *rougher* para o estágio *cleaner*.

4.1.3. Modelos existentes

Quanto às células pneumáticas, diversos são os modelos existentes, assim como as suas diversas configurações [de periféricos e/ou de acessórios]. A Figura 10 ilustra alguns dos modelos de maior aplicabilidade industrial, sendo eles: G-Cell®, Pneuflot® e Jameson Cell®, de fornecimento dos fabricantes Maelgwyn®, MBE® e Glencore®, respectivamente. A existência de alguns outros modelos também é conhecida, tais como o V-Cell® – também de fornecimento da empresa Maelgwyn®. O que diferencia os modelos, na maioria das vezes, é o *design* do(s) aerador(es) e a forma como é realizado e/ou configurado o sistema de alimentação das células. A existência ou não de distribuidor no interior da cuba de flotação é também uma outra diferenciação entre os modelos aqui apresentados.

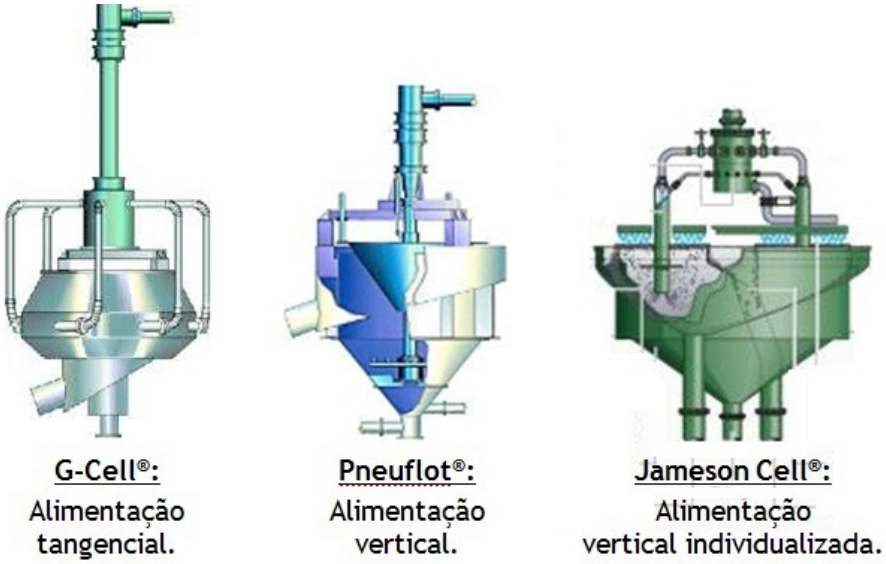


Figura 10 – Células pneumáticas: ilustração de alguns dos modelos existentes, respectivos nomes comerciais e tipos de alimentação [tangencial ou vertical]

Quanto à forma de alimentação, após a polpa passar pelo aerador e ser aerada, esta pode ser do tipo vertical (conforme os modelos Pneuflot®, V-Cell® e Jameson Cell®) ou do tipo tangencial (conforme o modelo G-Cell®). Para as células Pneuflot® e V-Cell®, que possuem alimentação vertical, a polpa é inserida na cuba através da utilização de distribuidores – conforme ilustra a Figura 11. O número e o diâmetro dos orifícios [furos] existentes no distribuidor influenciam diretamente a velocidade ascendente com que a polpa é inserida na cuba – sendo esta uma variável de processo ainda a ser melhor entendida.

Para a Jameson Cell®, que também possui alimentação vertical, a polpa é inserida na cuba de forma descendente através da existência de diversas tubulações de alimentação [denominados de "*downcomers*"], sem a existência de um distribuidor no interior da cuba. Neste caso, tal como descrevem Evans, Atkinson e Jameson (1995), diversas são as variáveis que também podem ser controladas e/ou melhor otimizadas, tais como: diâmetro do orifício de entrada, velocidade do jato, altura da zona de mistura etc.

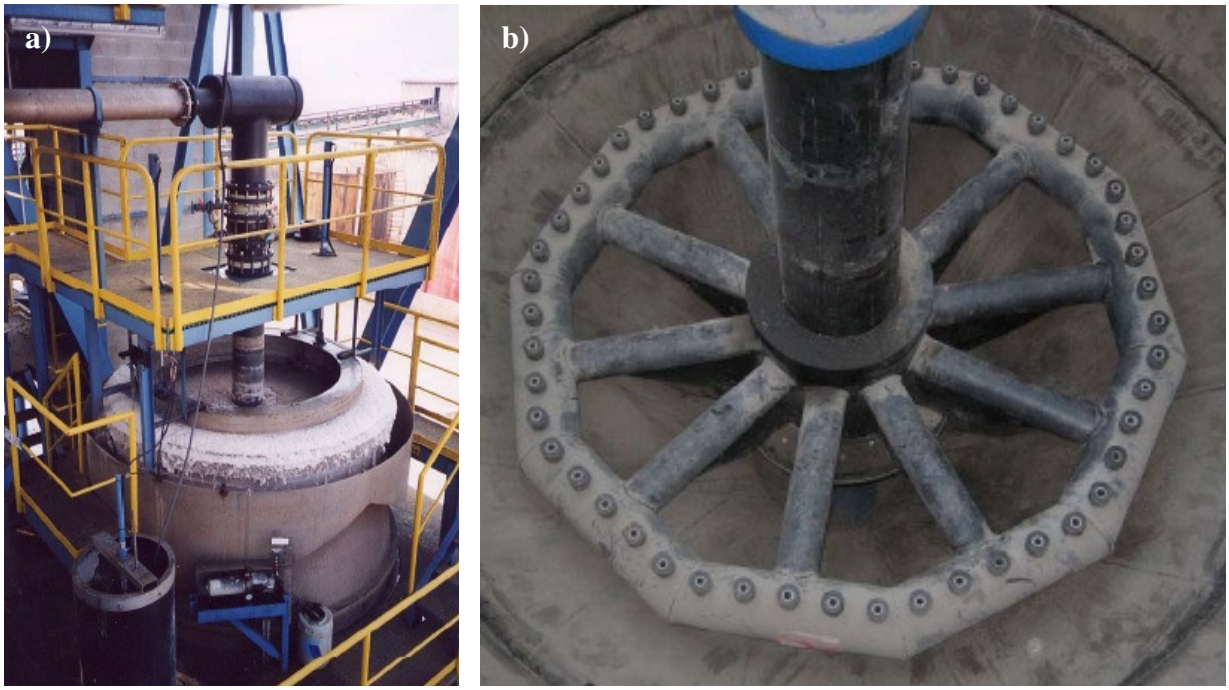


Figura 11 – a) Célula pneumática do tipo Pneuflot®, de alimentação vertical; e b) Distribuidor e os diversos orifícios para distribuição ascendente da polpa (MBE, 2015)

Quanto à alimentação do tipo tangencial, esta pode ser considerada como sendo não convencional quando comparada com o tipo de alimentação das demais tecnologias de flotação, conforme ilustra a Figura 12. Battersby et al. (2007) afirmam que, através deste tipo de alimentação, utiliza-se do conceito de forças centrífugas para melhor separação entre o deprimido e o flotado. Isto é obtido inserindo a polpa [já aerada] tangencialmente à cuba, criando-se assim um escoamento rotacional. Por outro lado, duas observações são necessárias:

i. A célula não foi concebida com a intenção de se criar um separador gravítico; e

ii. A velocidade rotacional não pode ser elevada a ponto de interferir na estabilidade do agregado formado entre a partícula e a bolha.

Segundo Battersby, Brown e Imhof (2003), o diâmetro das tubulações e a vazão de alimentação determinam a velocidade de rotação da polpa no tanque. Esta variável deve variar entre 10 e 30 m/s – sendo uma variável a ser medida, entendida e, se necessário for, melhor controlada. Segundo estes mesmos autores, utilizando-se da célula G-Cell®, que possui alimentação tangencial, o tempo de residência [espacial] pode ser reduzido de 25 a 30 segundos quando comparado com o tempo de residência normalmente praticado na célula V-Cell®, que possui alimentação vertical.

Figura 12 – Célula pneumática do tipo G-Cell®, da empresa Votorantim Metais, Vazante (MG), com destaque para o seu sistema de alimentação tangencial

Conforme já mencionado, a célula pneumática pode ser [basicamente] dividida em duas partes principais: a) o aerador ou reator; e b) a cuba, tanque ou vaso. Tal configuração permite a otimização das diferentes etapas do processo que envolvem a flotação, tais como a aeração, o contato bolha-partícula e a separação do flotado. Na célula, o contato entre a bolha e a partícula e a separação entre o flotado e o deprimido não se dão na mesma região do equipamento. A primeira operação é realizada no aerador em condições de elevada turbulência e em um curto período de tempo – em frações de milissegundos. A segunda operação é realizada na cuba de flotação em condições de baixa turbulência, favorecendo a melhor retirada do flotado. Desta forma, "escapa-se" da necessidade de se buscar um compromisso mútuo entre um meio de alta turbulência, favorável ao contato bolha-partícula, e um meio de baixa turbulência, favorável à estabilidade do agregado formado.

4.1.4. Dispersão do ar

Já Oliveira (1988) menciona que, na célula pneumática, é favorecido o contato entre a bolha e a partícula devido à possibilidade de se controlar melhor as variáveis envolvidas no processo de aeração. O ar é injetado no aerador e, controlando-se a pressão neste ponto, bolhas são geradas em tamanhos específicos – conforme necessidade. MBE (2011), conforme ilustra a Figura 13, determinou o tamanho das bolhas geradas na célula versus a pressão de alimentação da polpa exercida no momento em que esta passa pelo aerador. Quanto maior a pressão praticada, menor o tamanho médio das bolhas geradas. Por outro lado, para o correto *design* de tal peça [o aerador], necessita-se encontrar um equilíbrio entre a velocidade de alimentação [proporcional ao desgaste de peças] e a pressão da polpa no aerador [proporcional ao volume de ar succionado e/ou inversamente ao tamanho das bolhas geradas].

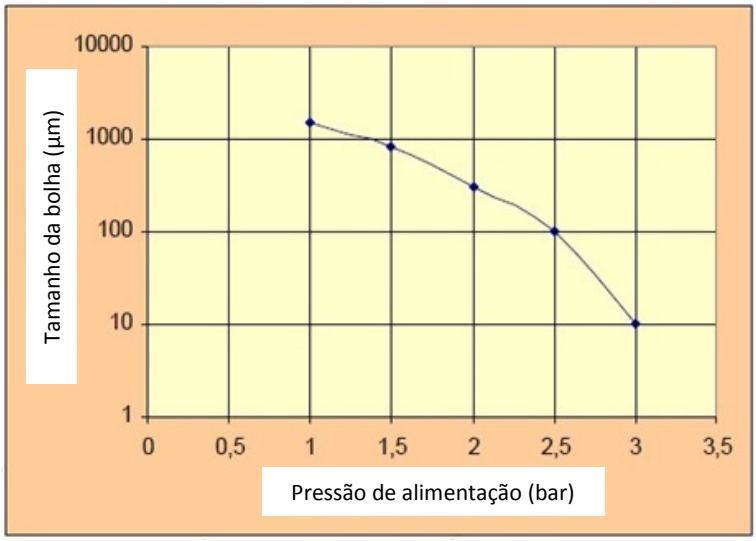


Figura 13 – Tamanho de bolhas geradas versus pressão de alimentação praticada no aerador da célula pneumática (MBE, 2011)

MBE (2011) afirma que o tamanho das bolhas geradas na célula pneumática se situa entre 10 µm e 1 mm – sem citar, especificamente, quais foram os procedimentos utilizados para tal medição. Já Evans, Atkinson e Jameson (1995), conforme ilustra a Figura 14, identificaram diâmetro médio de bolhas de 400 a 750 µm [diâmetro de Sauter], aproximadamente. Os autores utilizaram-se de uma Jameson Cell® e duas medidas (identificados no gráfico através de pontos brancos e pontos pretos) foram realizadas na mesma condição operacional. Neste

caso, ao invés da pressão, plotou-se a razão entre as vazões volumétricas de ar e polpa [que, neste caso, foram de 0,36 a 0,69, aproximadamente]. Ou seja, o volume de ar auto succionado pelo aerador variava de 36 a 69% em relação ao volume da polpa alimentada. Já Battersby et al. (2005), utilizando-se de uma célula do tipo G-Cell® e para uma pressão de 2,5 bar no aerador, mencionam a geração de bolhas desde 10 µm até os diâmetros de 2 a 3 mm – sem citar, no entanto, o diâmetro médio obtido.

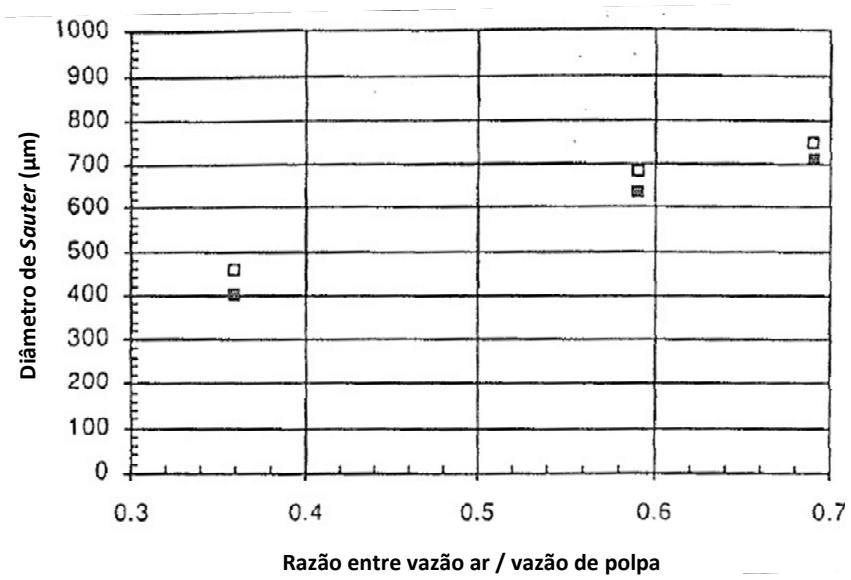


Figura 14 – Diâmetro médio de bolhas [d_{32}, Sauter] versus razão entre a vazão de ar e a vazão de polpa em uma Jameson Cell® (EVANS; ATKINSON; JAMESON, 1995)

Conforme também já citado no item 4.1.2, a inserção de ar no aerador pode ser realizada de duas diferentes formas: a) forçadamente, através da utilização de equipamentos do tipo sopradores, ventiladores e/ou compressores – conforme realizado na Célula Serrana de Flotação; e b) por auto sucção, através da utilização de aeradores do tipo venturi – conforme realizado na G-Cell®, Pneuflot® e JamesonCell®. A escolha pela primeira opção prioriza o melhor controle operacional dos parâmetros. Ou seja, a inserção forçada de ar no aerador possibilita a interdependência entre os volumes de ar e de polpa a serem inseridos no equipamento. Já a escolha pela segunda opção prioriza menor custo operacional. Ou seja, a auto sucção do volume de ar inserido no aerador é diretamente proporcional à pressão e/ou ao volume da polpa inserida no equipamento. Logo, a definição por uma das opções norteia a necessidade [ou não] de utilização de equipamentos auxiliares para a inserção de ar.

Conforme ilustram a Figura 15 e Figura 16, os aeradores do tipo venturi, de maior aplicabilidade industrial, são basicamente constituídos por duas diferentes regiões: uma zona convergente e uma zona divergente. Estas são separadas por um orifício de diâmetro mínimo, cujo comprimento pode ser nulo – orifício este denominado de "garganta" ou "estrangulamento". O escoamento da polpa, após passar pela garganta (contração seguida de rápida expansão), causa uma depressão ou pressão negativa suficientemente elevada para a aspiração de ar atmosférico para o interior do aerador e/ou da tubulação (OLIVEIRA, 1988).

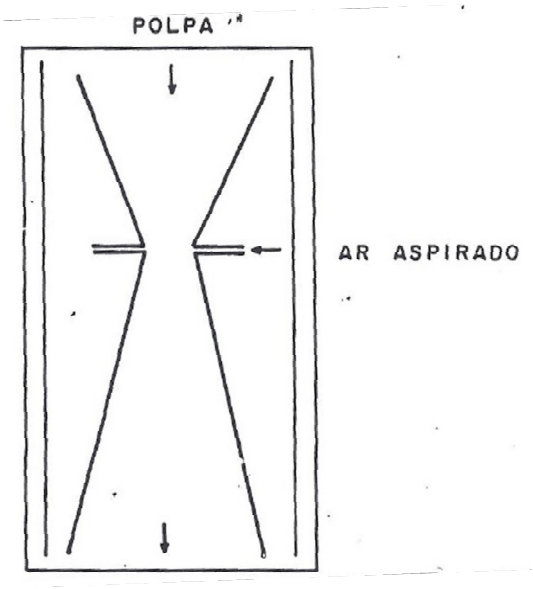


Figura 15 – Aerador do tipo venturi e ilustração das zonas convergente e divergente, que possibilitam a sucção de ar para o seu interior (OLIVEIRA, 1988)

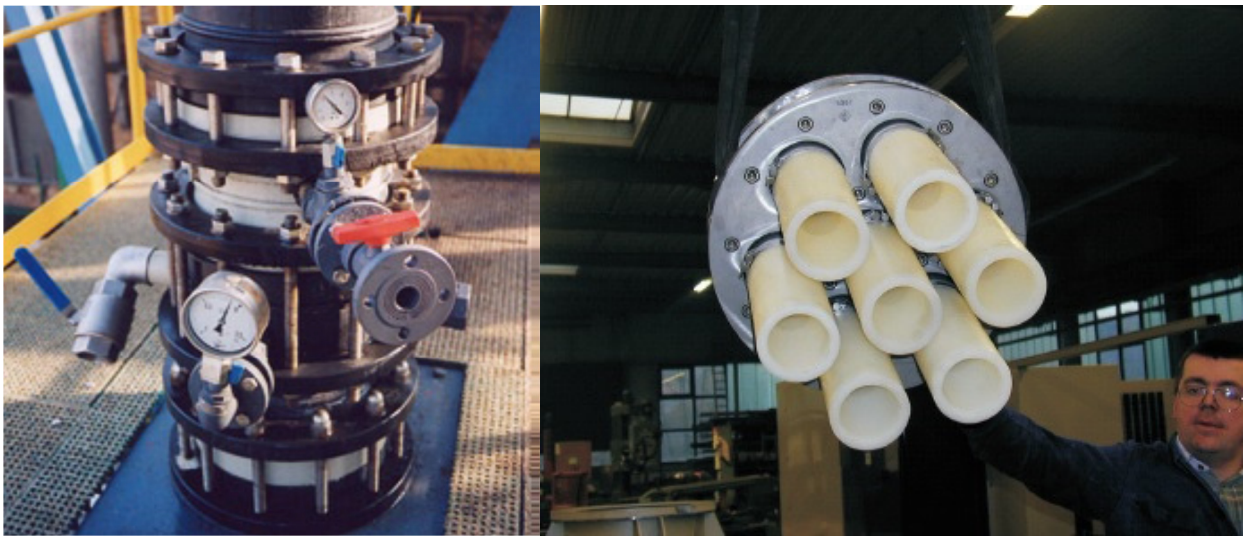


Figura 16 – a) Visualização externa de um aerador moderno do tipo venturi (MBE, 2011); e b) Visualização interna do mesmo tipo de aerador (IMHOF et al., 2005)

4.1.5. Vantagens e desvantagens

Imhof et al. (2005), Battersby et al. (2011), Uliana et al. (2012), entre vários outros autores, citam algumas das principais vantagens, desvantagens e/ou diferenciações deste equipamento em relação às células mecânicas e às colunas de flotação – equipamentos convencionais dos circuitos industriais de flotação. São elas:

a) As operações de aeração da polpa e posterior separação do flotado e do deprimido são realizadas separadamente, favorecendo a otimização destas etapas;

b) A inserção de ar na célula pode ser realizada através de auto sucção, possibilitando redução de custos (não exigindo o uso de compressores, por exemplo);

c) Através de ajustes operacionais no aerador, há a possibilidade de se criar uma ampla variação de diâmetros médios para o tamanho de bolhas;

d) Não há partes móveis, o que pode proporcionar menores custos de manutenção e melhores condições de segurança;

e) Necessidade de menores tempos de residência, o que demanda menores áreas projetadas (*footprint*) para a instalação da célula para o tratamento de um mesmo volume de polpa;

f) Necessidade de uma alimentação pressurizada, seja para auto succionar o ar e/ou para melhor cisalhamento das bolhas – exigindo assim conjuntos de caixa e bomba de polpa;

g) Conforme item acima, devido à dificuldade de bombear polpas espumosas, não se recomenda a aplicação de células pneumáticas para o processamento de polpas que contenham espuma;

h) Devido à necessidade de elevada velocidade da polpa no aerador, a troca das peças de reposição pode ser constante e/ou onerosa.

Oliveira (1988), conforme já mencionado, realizou estudos e desenvolveu protótipos da Célula Serrana – desde a escala piloto até a sua aplicação industrial. Em um comparativo com as células mecânicas [equipamentos em operação à época], constatou ganhos de área (*footprint*) e de custos de manutenção – ambos de, aproximadamente, 20% menores. Para o último item, estes foram obtidos [principalmente] devido à inexistência de partes móveis, o que favorece menor desgaste de algumas peças de reposição.

4.1.6. Aplicações

Quanto às aplicações, a célula pneumática pode ser utilizada para diferentes tipos de minérios, em diferentes faixas granulométricas. Chaves, Leal Filho e Braga (2010) apontam vantagens da utilização desta tecnologia para a flotação de minérios com distribuição granulométrica muito ampla e minerais frágeis e/ou de elevada densidade. MBE (2015) e Maelgwyn (2015) afirmam que este equipamento pode ser utilizado para diferentes tipos de minérios ou minerais, sendo que já existem aplicações e/ou estudos para:

- Carvão;
- Chumbo;
- Cobre;
- Estanho;
- Ferro;
- Fluorita;
- Fosfato;
- Limonita;
- Magnesita;
- Níquel;
- Ouro;
- Potássio;
- Quartzo;
- Zinco.

A Tabela 6 traz informações sobre algumas das aplicações industriais da célula pneumática – apenas para os modelos Pneuflot®, V-Cell® e G-Cell®. São mencionados 25 projetos, com indicações de ano, da empresa e do país de instalação – além de informar o tipo de minério processado e o número, o diâmetro e a capacidade das respectivas células. Como pode ser visto, as primeiras utilizações datam de 1987 e 1988 nos Estados Unidos e Alemanha, respectivamente. Devido à atual inexistência e/ou inoperância, não constam nesta lista as células pneumáticas instaladas na empresa Serrana S.A. de Mineração – conforme aqui já descrito. Atualmente, como maiores polos industriais, dado o número e a capacidade dos equipamentos instalados, citam-se as empresas Longgu e Wangjialing. Situadas na China, estas possuem 10 células cada, de 5 m de diâmetro e com capacidade nominal de processamento da ordem de 5.000 m^3/h. Quanto aos modelos, países e tipos de minério de maior aplicabilidade, a Figura 17, Figura 18 e Figura 19 ilustram tais informações. Estas representam um levantamento de dados mais completo, considerando 202 instalações mapeadas – incluindo as 25 já apresentados pela Tabela 6.

Tabela 6 – Descrição de algumas das aplicações industriais da célula pneumática, para os modelos Pneuflot®, V-Cell® e G-Cell® – adaptado das listas de referência de MBE (2011) e Maelgwyn (2011)

							Diâm.	Capacidades	
Item	***Start-up***	**Empresa**	**País**	**Modelo**	**Minério**	**Nº**	(m)	(m^3/h)	(t/h)
1	1987	Pittston	EUA	Pneuflot®	Carvão	2	4,5	1.600	120
2	1988	Fechner	Alemanha	Pneuflot®	Carvão	2	5,1	800	60
3	1991	ISCOR	África do Sul	Pneuflot®	Carvão	1	4,0	400	43
4	1995	Mabetec	Rússia	Pneuflot®	Cálcio	6	3,0	250	40
5	1996	Michilla	Chile	Pneuflot®	Cobre	2	3,0	350	150
6	1998	Siminka	Rússia	Pneuflot®	Carvão	4	4,0	1.100	90
7	1999	Solvay	Espanha	Pneuflot®	Sódio	3	3,0	300	100
8	2001	CMH	Chile	V-Cell®	Ferro	6	4,5	1.000	500
9	2001	Kali / Salz	Alemanha	V-Cell®	Potássio	2	3,0	260	40
10	2002	Ingwe Mines	África do Sul	G-Cell®	Carvão	1	2,2	300	30
11	2002	Dartbrook	Austrália	Pneuflot®	Carvão	2	5,0	1.800	100
12	2003	IPAS	Bélgica / Ucrânia	V-Cell®	Carvão	1	4,5	600	60
13	2005	Belaruskali	Bielorrússia	V-Cell®	Potássio	2	3,5	450	70
14	2005	Zap-Sib	Rússia	G-Cell®	Carvão	6	3,6	2.000	200
15	2006	CMP	Chile	Pneuflot®	Ferro	6	5,0	1.700	850
16	2006	Dharmpur	Índia	Pneuflot®	Carvão	2	4,0	550	30
17	2006	Longgu	China	Pneuflot®	Carvão	10	5,0	5.000	500
18	2006	QiPanJing	China	Pneuflot®	Carvão	6	5,0	2.550	240
19	2007	Carbosulcis	Itália	Pneuflot®	Carvão	2	4,0	550	30
20	2007	Jamnagar II	Índia	Pneuflot®	Carvão	2	4,0	550	30
21	2008	Los Pelambres	Chile	G-Cell®	Cobre / Molibd.	2	2,2	200	70
22	2008	Severstal	Rússia	Pneuflot®	Carvão	2	5,0	1.000	70
23	2009	SQM	Chile	Pneuflot®	Potássio	2	4,0	920	290
24	2009	Wangjialing	China	Pneuflot®	Carvão	10	5,0	5.000	500
25	2009	Hongai	Vietnã	Pneuflot®	Carvão	3	5,0	1.200	120

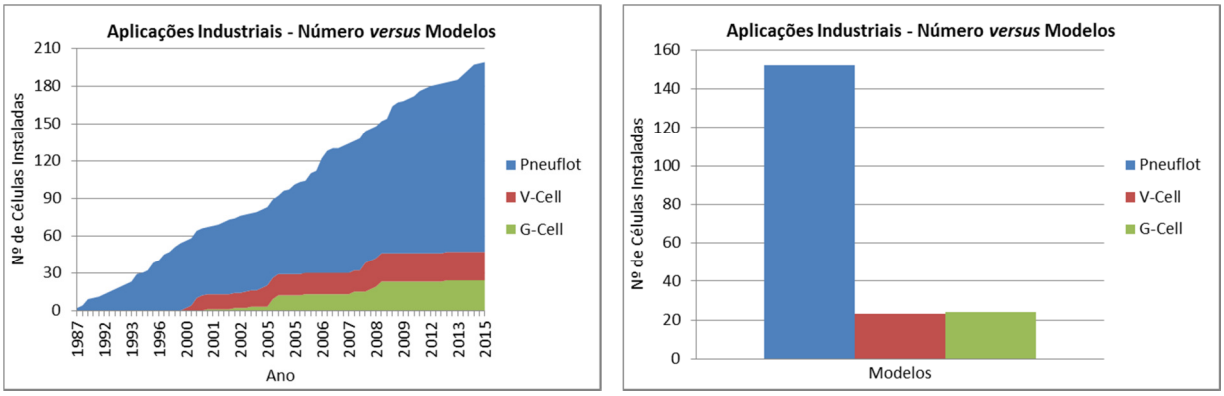


Figura 17 – Número de equipamentos versus modelos utilizados industrialmente da célula pneumática – adaptado de MBE (2011) e Maelgwyn (2011)

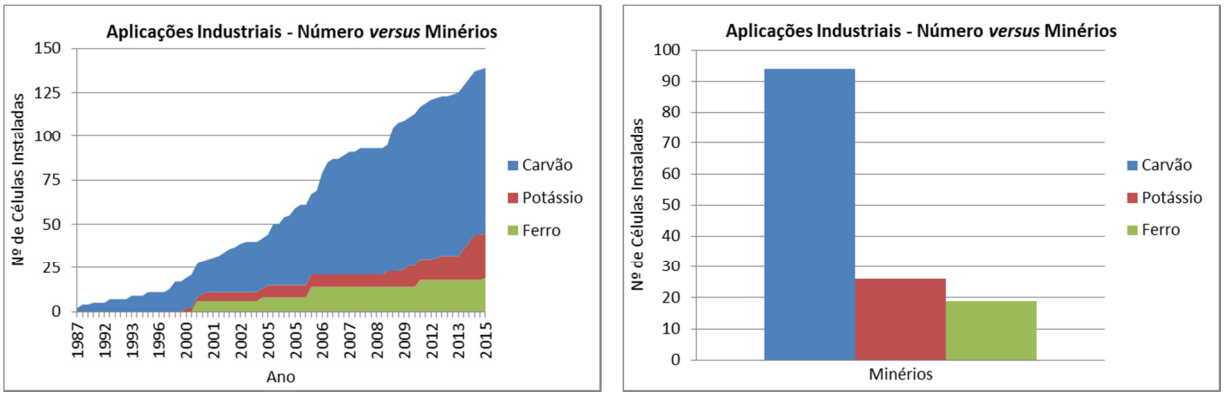


Figura 18 – Número de equipamentos versus tipos de minério processados industrialmente pela célula pneumática – adaptado de MBE (2011) e Maelgwyn (2011)

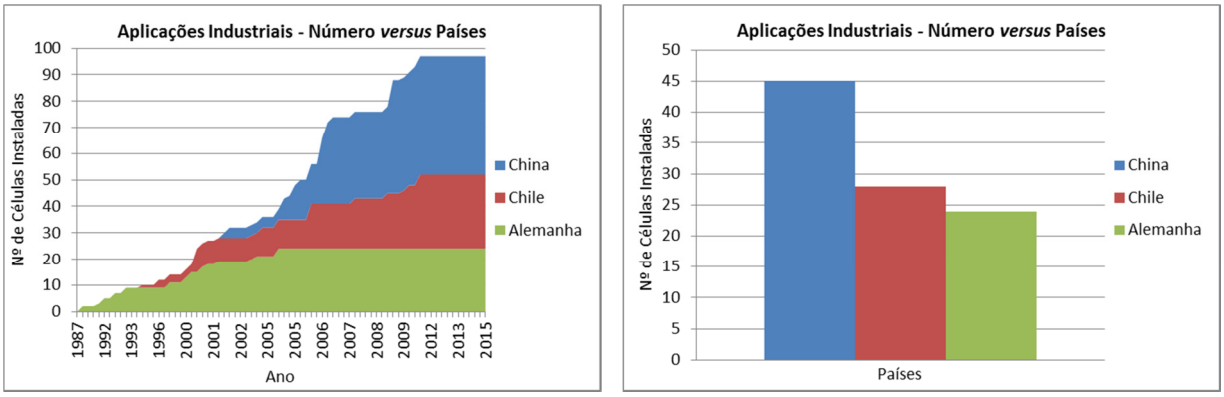


Figura 19 – Número de equipamentos versus países onde existem aplicações industriais da célula pneumática – adaptado de MBE (2015) e Maelgwyn (2011)

Como pode ser visto, considerando apenas os modelos Pneuflot®, V-Cell® e G-Cell®, foram identificadas 202 unidades [já instaladas, em operação e/ou em estudo] de células

pneumáticas. O modelo Pneuflot® é o de maior utilização – com 152 unidades mapeadas. Os modelos G-Cell® e V-Cell® aparecem com 24 e 23 unidades mapeadas, respectivamente. Quanto ao tipo de minério, o carvão é o que mais se utiliza de tal tecnologia – com 94 unidades mapeadas. Potássio e ferro aparecem com 26 e 19 unidades mapeadas, respectivamente. E quanto ao país, a China é onde se encontra o maior número de células instaladas – com 45 unidades mapeadas. Chile e Alemanha aparecem com 28 e 24 unidades mapeadas, respectivamente.

E ainda sobre a flotação de carvão, que possui grande população de células pneumáticas, é importante frisar que:

i. o carvão possui densidade menor que os outros minerais, de 1,4 a 1,8 contra 2,7 a 6,0 g/cm^3;

ii. as flotações são realizadas com polpas muito diluídas, de 6 a 8% em peso;

iii. é passível a flotação de partículas mais grossas, até de 0,5 mm;

iv. geralmente demanda apenas espumante e [eventualmente] depressor.

4.1.7. Estudos de caso

Utilizando-se de células pneumáticas, diversos são os estudos de caso publicados – tais como os mencionados por Oliveira (1988), Battersby et al. (2005), Imhof et al. (2005), Pavez et al. (2005), Battersby et al. (2007), Imhof et al. (2007), Sanchez-Pino et al. (2009), Battersby et al. (2011), Uliana et al. (2012), Uliana et al. (2014), entre outros autores. Em quase todos os trabalhos são apresentadas vantagens desta tecnologia em relação aos equipamentos normalmente utilizados [células mecânicas e/ou colunas de flotação], tais como: aumento de produtividade, redução de custos com manutenção, obtenção de melhor qualidade, necessidade de menor área de instalação, aumento de recuperação etc. Em sequência, resumidamente, são relatados alguns destes estudos.

Imhof, Battersby e Ciernioch (2002) descrevem estudos de desenvolvimentos na empresa K+S GmbH, na unidade de Sigmundshal, Alemanha. Objetivou-se avaliar o desempenho das células pneumáticas do tipo V-Cell®, em comparação as células mecânicas, para o tratamento dos evaporitos [ou sais marinhos] silvita (KCl), halita (NaCl), anidrita ($CaSO_4$) e kieserita

($MgSO_4$). Para os estudos, duas células pneumáticas de 1,4 m [em série] foram utilizadas. Por se tratar de uma flotação direta, o flotado da etapa *rougher* alimentava a etapa *cleaner*. Os resultados foram satisfatórios, com recuperações de K_2O acima de 92% e redução dos percentuais de kieserita de 3,0 e 6,0% para 1,5 e 3,2%, respectivamente. Ao final do estudo, duas células industriais de 3 m de diâmetro foram adquiridas e instaladas, para capacidades volumétricas de 220 a 280 m^3/h.

Battersby, Brown e Imhof (2003), utilizando-se de uma célula modelo G-Cell®, realizaram estudos para o aproveitamento de carvão contido em uma barragem de rejeitos. O fluxograma contemplava as etapas de extração, escrubagem, classificação em classificador espiral, concentração em célula pneumática e filtragem. Foram utilizadas duas células [em série] de 2,2 m de diâmetro, para uma capacidade volumétrica de 300 m^3/h. Quanto aos resultados, o percentual de cinzas foi reduzido de 32% [na alimentação] para 12% [no concentrado]. Já para o rejeito, o teor resultante foi de 79% – com recuperações mássica e metalúrgica de 70 e 26%, respectivamente.

Pavez et al. (2005), na empresa Compañia de Aceros del Pacífico, na planta de pelotização denominada de Huasco, Chile, realizaram estudos para o tratamento de um minério contendo 28,4% de ferro [teor da alimentação]. Após etapas de britagem, peneiramento e moagem, o produto era direcionado para etapa de separação magnética em até quatro estágios – quando obtinham-se teores de 63,0 e 6,6% para o ferro e a sílica, respectivamente. Utilizando-se de células pneumáticas laboratoriais [20 cm de diâmetro], obtiveram-se concentrados com teores de 70,2 e 1,1% para o ferro e a sílica, respectivamente – simulando-se quatro estágios de flotação.

Battersby et al. (2005), na empresa Caledonia Mining Corporation, na mina de ouro denominada de Barbrook, África do Sul, desenvolveram estudos que visavam [entre outros aspectos] aumentar a produtividade dos circuitos de flotação – para a obtenção de melhores concentrados e recuperações. Antes da utilização de células pneumáticas, os valores alcançados eram de 10 g/t Au para o concentrado e recuperação mássica de 30%. Utilizando-se de dois equipamentos do tipo G-Cell®, de 1,2 m de diâmetro, em série e para uma vazão de 45 m^3/h, foi possível obter concentrados contendo 40 g/t Au, com recuperações de 20%.

Mohanty, Huang e Gupta (2005), nos Estados Unidos, coordenaram estudos para a flotação de partículas finas de carvão – *top size* [teoricamente] inferior a 150 μm. Após estágio de ciclonagem, o *overflow* alimentava uma célula pneumática do tipo G-Cell®, de 0,8 m de diâmetro em etapa *cleaner*. Ensaios de experimentos foram realizados visando otimizar: o diâmetro do orifício de alimentação (*inlet*), o tipo de espumante e demais variáveis de processo [tais como a vazão de alimentação, a vazão de água de lavagem, a concentração de espumante e as dosagens de coletor]. Em função da variação da vazão de alimentação, e como já esperado, houve variação de pressão no aerador – de 1,7 para 2,4 bar. Para recuperações mássicas de carbono de 70% e rejeição de enxofre de 60% [valores desejados], dois estágios foram utilizados – *rougher* e *scavenger*. Além de tais resultados, modelos experimentais foram desenvolvidos, conforme descrevem as Equações 1, 2 e 3. Segundo os autores, o R^2 situou-se próximos a 0,85.

$$\text{Rec. Carbono}^{0,5} = 7,24 - 0,046A + 0,628B + 0,293C + 0,602D + 0,670AB - 0,379BC - 0,745BD - 0,601CD \quad (1)$$

$$1 / \text{Cinzas} = 0,113 - 0,032A - 0,003B + 0,003D + 0,028BD - 0,019AD \quad (2)$$

$$\text{Rej. Enxofre} = 67,0 - 0,140A - 2,385B - 8,798C - 1,127D + 11,5A^2 - 8,57AC + 13,1BD \quad (3)$$

sendo,

A – vazão de alimentação [em L/min];

B – concentração de espumante [em ppm];

C – dosagem de coletor [em kg/t];

D – vazão de água de lavagem [em L/min].

Battersby et al. (2005), Battersby et al. (2007) e Imhof et al. (2007), na empresa Dorfner, Alemanha, realizaram estudos para a flotação de caulim. Foram utilizadas três células pneumáticas do tipo G-Cell®, de 1,8 m de diâmetro, de 110 m^3/h de capacidade e todas em série. Os resultados alcançados foram de 85% para a recuperação metalúrgica e de 13% para o LOI[2] [*loss of ignition*] no concentrado. A utilização da água de lavagem foi identificada como benéfica para a obtenção de melhor qualidade no concentrado. Para todas as três células, o tempo de residência acumulado foi inferior a 2 min.

[2] Para o minério em questão, a medição do LOI [do inglês, *loss of ignition*], PPC [perda por calcinação] ou PF [perda ao fogo] é a maneira mais simples de se medir o percentual de caulim. O PPC é determinado através da quantidade de massa "perdida" quando insere-se uma determinada quantidade de amostra em uma mufla a 1.000ºC – por um determinado período de tempo. O caulim puro, por exemplo, possui como máximo PPC o valor de 13,9%.

Sanchez-Pino et al. (2009), na empresa Codelco, Chile, desenvolveram estudos para a flotação de molibdênio. Em escala industrial, foi utilizada uma célula do tipo V-Cell®, de 4,5 m de diâmetro e para uma capacidade de 400 a 500 m^3/h. Em comparação com o circuito convencional de flotação, a adição desta célula [em estágio pré-*rougher*] trouxe ganhos de recuperação e de produtividade. Já na empresa Los Pelambres, situada na cidade de Antofagasta, Chile, células de 1,7 m de diâmetro e de 80 m^3/h de capacidade foram também utilizadas para a flotação de molibdênio. Após a obtenção de bons resultados através da utilização de uma célula desenvolvida pela Primetals® [em etapa *rougher*] e de uma G-Cell®[em etapa *cleaner*], duas células G-Cell® foram instaladas – de 2,2 m de diâmetro e para capacidades de 140 a 160 m^3/h.

Uliana et al. (2012), na empresa Samarco Mineração, Brasil, coordenaram estudos de flotação de minério de ferro. Utilizando-se de uma célula laboratorial do tipo V-Cell®, de 20 cm de diâmetro, objetivaram-se produzir concentrados e rejeitos com teores inferiores a 4,0% de SiO_2 e 10% de Fe, respectivamente. Algumas variáveis de processo foram avaliadas, tais como: percentual de sólidos da alimentação, altura da camada de espuma, tempo de residência etc. Para as variáveis respostas, algumas mais foram consideradas, tais como: recuperação em peso, recuperação metálica, flotabilidade de sílica, vazão de carregamento e índice de seletividade de Gaudin. Os melhores resultados obtidos foram de 2,5 a 7,0% de SiO_2 no concentrado e de 10,3 a 13,4% de Fe no rejeito.

Oliveira (1988), na empresa Serrana S.A. de Mineração, Brasil, desenvolveu estudos para a flotação de minério apatítico. Segundo este autor, os resultados obtidos significaram aumento da recuperação metálica em 3%, dada a maior eficiência de flotação das frações grossas. Além disso, constataram-se também redução do consumo de energia, menor complexidade de processo e menores custos operacionais. Houve uma grande simplificação de circuito, passando de um sistema *rougher*, *scavenger*, *cleaner* e *recleaner* nas células mecânicas para *rougher* e *scavenger* nas células pneumáticas. Altura do tanque e percentual de sólidos na alimentação são variáveis de processo que, segundo o mesmo, merecem especial atenção.

4.1.8. Diâmetros e capacidades

Como pode ser visto, através do item 4.1.7 [que apresenta alguns dos estudos de caso publicados] e através da Tabela 6 [que apresenta algumas das aplicações industriais existentes], diversas são as capacidades mencionadas para os diversos tipos e/ou tamanhos de células em operação – dados estes informados através de catálogos e/ou lista de referência de fornecedores, artigos científicos de domínio público etc. Obviamente, quanto maior o diâmetro da célula, maior será o seu volume e, consequentemente, maior será a sua capacidade de processamento. Conforme levantamento de dados semelhante ao já apresentado pela Figura 17, Figura 18 e Figura 19, a Figura 20 ilustra a relação entre o número de instalações versus o diâmetro de células existentes da célula pneumática.

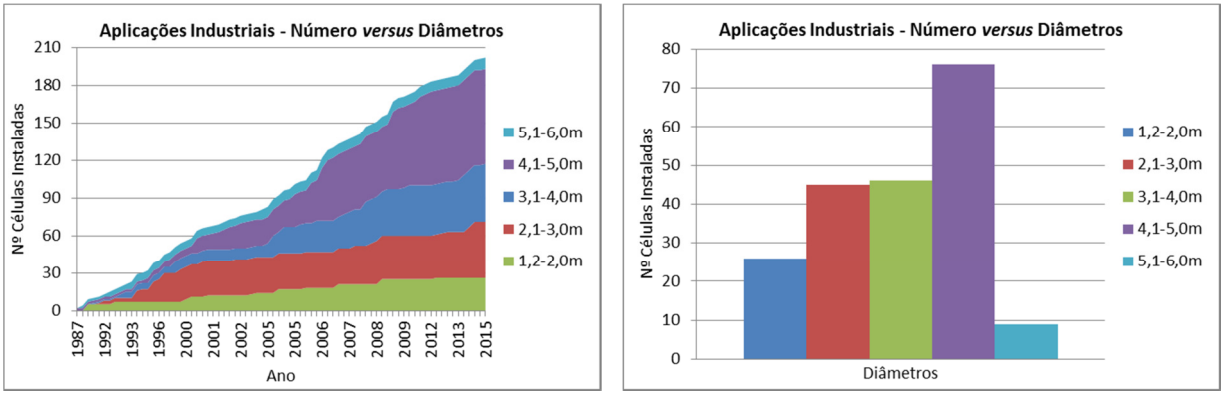


Figura 20 – Número de equipamentos versus diâmetros utilizados industrialmente em referência a célula pneumática – adaptado de MBE (2011) e Maelgwyn (2011)

Como pode ser visto, considerando apenas os modelos Pneuflot®, V-Cell® e G-Cell®, foram identificadas 202 unidades [já instaladas, em operação e/ou em estudo] de células pneumáticas. Os diâmetros entre 4,1 e 5,0 m são os de maior utilização – com 76 unidades mapeadas. Os diâmetros entre 3,1 e 4,0 m; entre 2,1 e 3,0 m e entre 1,2 e 2,0 m aparecem com 46, 45 e 26 unidades mapeadas, respectivamente. Já os diâmetros entre 5,1 e 6,0 m são os de menor aplicabilidade – com apenas nove unidades mapeadas. Já a Figura 21, considerando o mesmo levantamento de dados [através das listas de referência fornecidas pelos fabricantes], apresenta um *boxplot* contendo da relação entre a capacidade de processamento versus o diâmetro das aplicações industriais da célula pneumática.

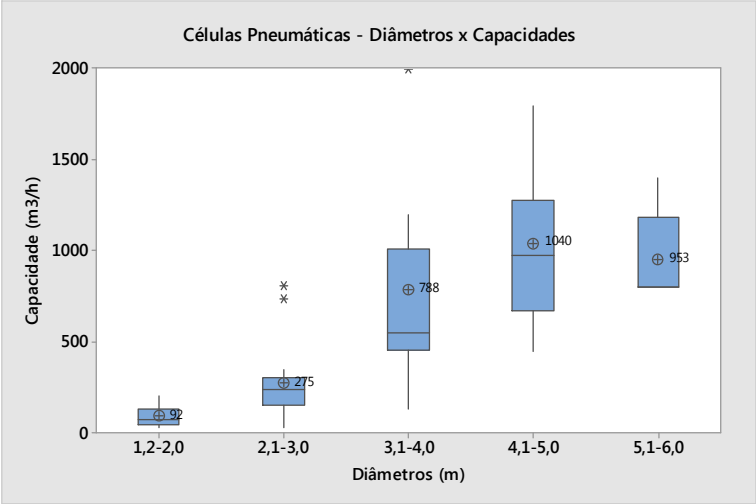


Figura 21 – *Boxplot* de capacidade de processamento versus diâmetros industriais da célula pneumática – adaptado de MBE (2011) e Maelgwyn (2011)

Como usual, a capacidade de processamento de uma célula é diretamente proporcional ao seu diâmetro. Para células de 1,2 a 2,0 m, a capacidade média encontrada foi de 92 m^3/h. Para células de 2,1 a 3,0 m, a capacidade média encontrada foi de 275 m^3/h. Para células de 3,1 a 4,0 m, a capacidade média encontrada foi de 788 m^3/h. Para células de 4,1 a 5,0 m, a capacidade média encontrada foi de 1.040 m^3/h. Já para células de 5,1 a 6,0, a capacidade média encontrada foi de 953 m^3/h – capacidade esta inferior à capacidade das células de 4,1 a 5,0 m de diâmetro. Tal anormalidade deve-se, talvez, ao baixo número de instalações existentes e a não otimização destas células de maiores diâmetros – resultando, consequentemente, em menores capacidades volumétricas de processamento. Já as diferentes capacidades mapeadas para uma mesma faixa de diâmetro (de 3,1 a 4,0 m, por exemplo) deve-se, talvez, a aplicação de tais células em diferentes configurações.

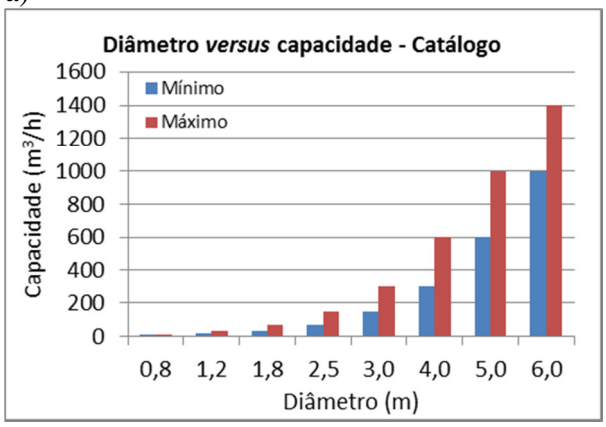
Além das listas de referências, outras fontes foram utilizadas para a obtenção de informações acercas das células pneumáticas – tais como catálogos [fornecidos pelos fabricantes] e/ou artigos científicos [publicados por diversos autores]. A Tabela 7 e a Figura 22, por exemplo, fornecem maiores informações acerca dos diâmetros comercialmente disponíveis, das capacidades médias e/ou estimadas de processamento, dos volumes totais das células, do *footprint* ou da área ocupada pelo respectivo equipamento etc. – dados estes considerados apenas para o modelo Pneuflot®. Por outro lado, certa similaridade de tamanhos e de capacidades também é percebida para os modelos G-Cell®, V-Cell® etc.

Tabela 7 – Diâmetros, capacidades, volumes, footprint's e demais informações acerca das células pneumáticas – modelo do tipo Pneuflot® (MBE, 2011)

DIÂMETROS		CAPACIDADES		VOLUMES		DIMENSÕES*
(m)	(ft)	(m^3/h)	(gal/min)	(m^3)	(cu ft)	l × w (mm)
0.8	2.6	8 – 12	26 – 53	0.5	18	1,000 × 1,000
1.2	4.0	15 – 30	53 – 130	1.5	55	2,000 × 2,000
1.8	6.0	30 – 70	130 – 300	3	110	2,500 × 2,500
2.5	8.0	70 – 150	300 – 650	6	220	3,000 × 3,000
3.0	10.0	150 – 300	650 – 1300	12	430	4,000 × 4,000
4.0	13.0	300 – 600	1300 – 2400	25	900	5,000 × 5,000
5.0	16.0	600 – 1000	2600 – 4400	53	1,900	6,000 × 6,000
6.0	19.7	1000 – 1400	4400 – 6200	80	2,800	7,000 × 7,000

***Obs.:** l – comprimento; w – largura.

a)



b)

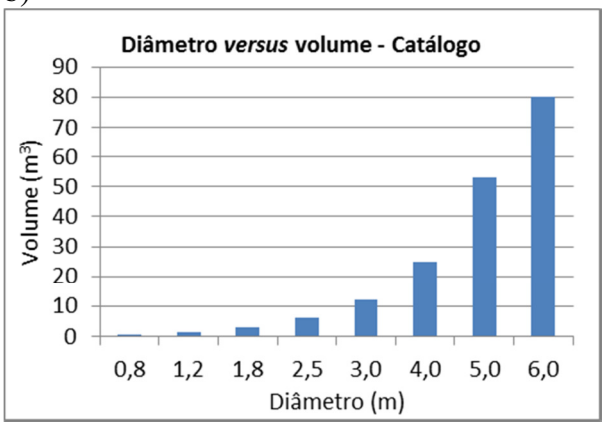


Figura 22 – Informações acerca das aplicações industriais da célula pneumática, sendo: a) Capacidade versus diâmetro; e b) Volume versus diâmetro – adaptado de MBE (2011)

Dado os volumes das células e suas respectivas capacidades de processamento, é possível calcular o tempo de residência espacial[3] praticado pelas mesmas, conforme Equação 4.

$$\text{Residência}_i = (\text{Volume}_i / \text{Vazão}_i) * 60 \qquad 4$$

sendo,

Residência – tempo de residência espacial, em min;

Volume – volume total da célula, em m^3;

Vazão – vazão de processamento de polpa, em m^3/h.

[3] Utiliza-se o termo "tempo de residência espacial" objetivando diferenciar o mesmo do tempo de residência determinado através da utilização de traçadores.

Utilizando-se então de dados fornecidos em catálogo [conforme MBE (2011)] e em artigos científicos [conforme item 4.1.7], calcularam-se os tempos de residência espacial praticado pelas células de diversos diâmetros – conforme ilustra a Figura 23.

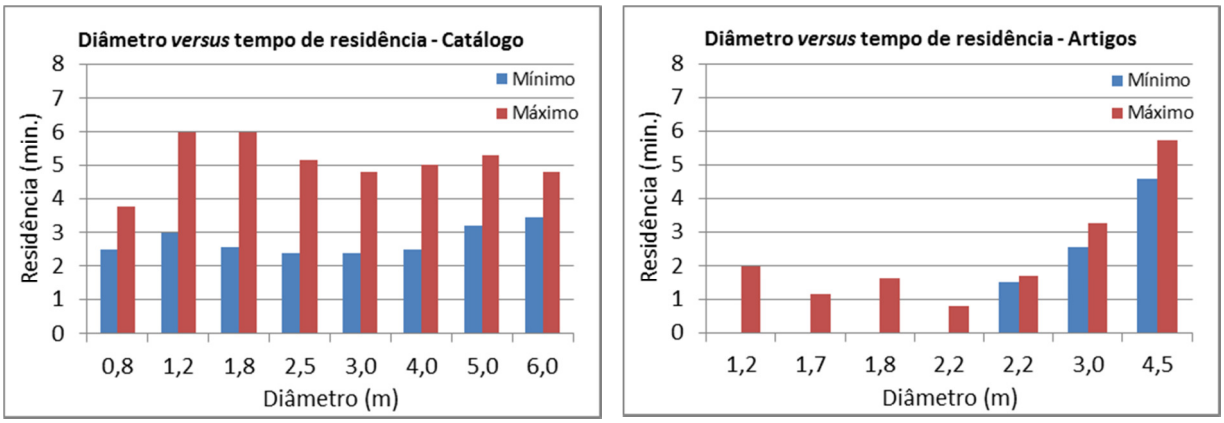


Figura 23 – Diâmetro versus tempo de residência espacial – adaptado de MBE (2011) e conforme item 4.1.7

Conforme a Figura 23, percebe-se que os tempos de residência provenientes de catálogo são relativamente maiores do que os tempos de residência registrado em artigos. Para os primeiros, os menores e maiores valores encontrados foram de 2,4 e 3,4 min, respectivamente. Para os segundos, os menores e maiores valores encontrados foram de 0,8 e 3,5 min, respectivamente. Em média, os tempos apresentados foram de 2,8 e 1,7 min, respectivamente. Para tais discrepâncias, entre os tempos de residência apresentados pelas diferentes fontes de pesquisa, admite-se a hipótese de que as informações contidas nos catálogos dos fornecedores são mais conservadoras do que as condições industriais verdadeiramente praticadas pelas células pneumáticas [e conforme publicadas nos artigos técnicos].

Já Oliveira (1988) afirma que o tempo de residência [espacial], dado pela relação entre o volume do tanque e a vazão de polpa, é um parâmetro a ser desconsiderado e não possui significância para este tipo de equipamento – sendo este definido em consequência do dimensionamento de outros parâmetros. Já Leal Filho (2012) afirma que tanto a formação quanto o transporte do agregado formado entre a partícula e a bolha demandam tempo. E este, consequentemente, controla a cinética do processo e, as características mecânicas do equipamento influenciam diretamente a eficiência dos fenômenos de colisão, adesão e transporte. Logo, o tempo de residência é também uma variável de processo que necessita ser entendida, medida e, se possível, controlada.

4.1.9. Dimensionamento

Poucos são os autores que explicitam o dimensionamento das células pneumáticas e/ou de seus periféricos – a citar Oliveira (1988), Imhof, Lotzien e Sobek (1993), Imhof et al. (2003) e Imhof et al. (2005).

Oliveira (1988), por exemplo, utilizando-se das melhores faixas de operação de um equipamento em escala piloto, realizou [por analogia] o dimensionamento da cuba e do aerador de uma célula em escala semi-industrial. Para a etapa *rougher*, os parâmetros de processo selecionados foram: razão entre volume de ar e volume de polpa [1,3 a 1,0], altura da camada de espuma [40 cm], percentual de sólidos na alimentação [30%], razão entre vazão de polpa e área transversal da célula [50 $m^3/h/m^2$] e tempo de residência [1,5 min]. Dada a vazão de polpa a ser processada, estas duas últimas variáveis eram utilizadas para a determinação do diâmetro e da altura da cuba. Já o aerador, do tipo filtro poroso, foi dimensionado de acordo com as seguintes considerações:

a) A área de aeração em contato com a polpa deveria ser proporcional à vazão da polpa de alimentação [1,73 $cm^2/(m^3/h)$]; e

b) A velocidade da polpa na região de aeração deveria ser semelhante à dos ensaios de dimensionamento [11,7 m/s].

Dada a vazão de polpa a ser processada, estas duas premissas eram utilizadas para a determinação do diâmetro e do comprimento do aerador – em formato cilíndrico. Raciocínio semelhante foi utilizado para o dimensionamento da etapa *cleaner*.

Imhof, Lotzien e Sobek (1993) e Imhof et al. (2005), utilizando resultados provenientes de testes laboratoriais [em regime *batch*], determinaram graficamente o número de estágios a serem utilizados em escala industrial. A Figura 24 ilustra o equipamento e o fluxograma utilizado para a realização de tal dimensionamento. O procedimento consiste, basicamente, de um ensaio cinético de flotação – até a exaustão total da espuma e/ou conforme tempo pré-determinado. A Figura 25 e a Figura 26, por exemplo, exemplificam dois dos dimensionamentos realizados. A primeira ilustra um ensaio de flotação direta – simulando-se o número de equipamentos em estágio *scavenger*. A segunda ilustra um ensaio de flotação reversa – simulando-se o número de equipamentos em estágio *cleaner*.

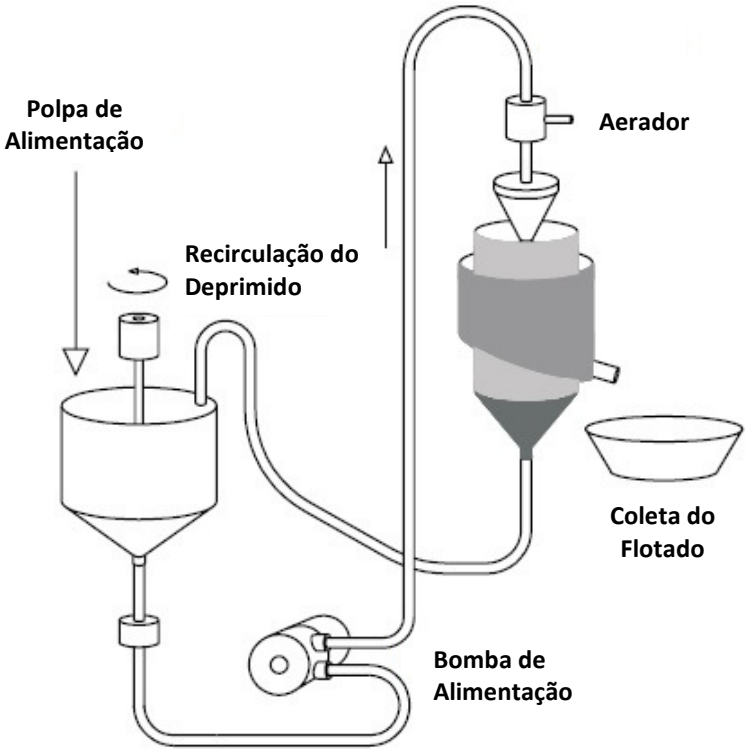


Figura 24 – Figura esquemática de testes cinéticos realizados em equipamento laboratorial, para a realização de dimensionamentos, em regime *batch* (IMHOF, 2005)

Após o condicionamento da polpa, esta é bombeada para a célula pneumática – conforme parâmetros de processo previamente estabelecidos. Após passagem da polpa pela cuba de flotação, têm-se então os fluxos do flotado e do deprimido. O primeiro é recolhido [por exemplo] em baldes. O segundo é retornado para o condicionador – como carga circulante. O processo é assim realizado até a exaustão total da espuma e/ou até o tempo previamente estabelecido. Retornando-se o deprimido para o condicionador, inicia-se o enriquecimento ou o empobrecimento da polpa ali contida – tratando-se de uma flotação reversa ou de uma flotação direta, respectivamente. De posse dos resultados químicos da alimentação, do concentrado e do rejeito versus tempo de flotação, plotam-se os teores em um gráfico – conforme Figura 25 e Figura 26. Pelo método utilizado por Imhof, Lotzien e Sobek (1993) e Imhof et al. (2005), a partir deste ponto, torna-se possível a realização de um dimensionamento, conforme os seguintes passos:

a) No tempo 0 min, ou no momento inicial de avaliação, traça-se uma linha vertical a partir da alimentação para o rejeito [se flotação direta] ou para o concentrado [se flotação reversa]. Em ambos os casos, trata-se de uma linha entre a alimentação e o deprimido;

b) No ponto de interseção entre a linha vertical e o rejeito [se flotação direta] ou o concentrado [se flotação reversa], traça-se uma linha horizontal até a alimentação. Em ambos os casos, trata-se de uma avaliação do deprimido para a alimentação;

c) Os procedimentos acima descritos, nos itens *a* e *b*, são assim repetidos até o término dos resultados obtidos e/ou até a obtenção de uma especificação desejada. O número de linhas verticais representa o número de equipamentos [e/ou estágios] teoricamente necessários.

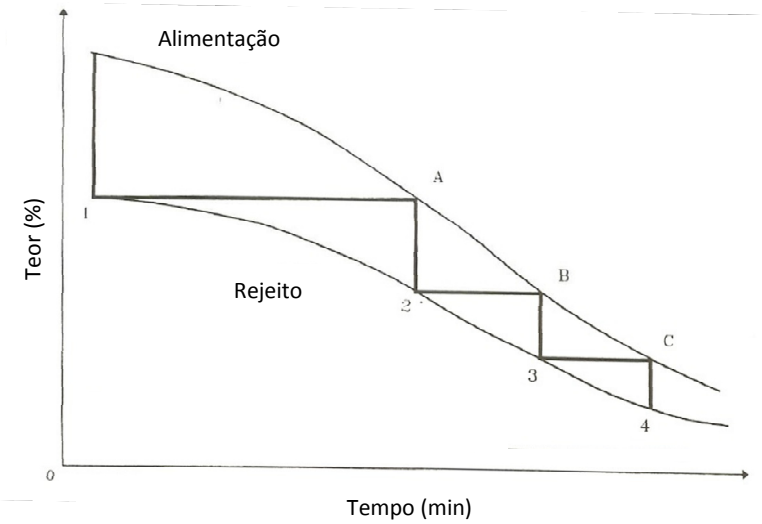


Figura 25 – Resultados cinéticos de flotação em célula pneumática e determinação do número de estágios – etapas *scavenger*, flotações diretas (IMHOF; LOTZIEN; SOBEK, 1993)

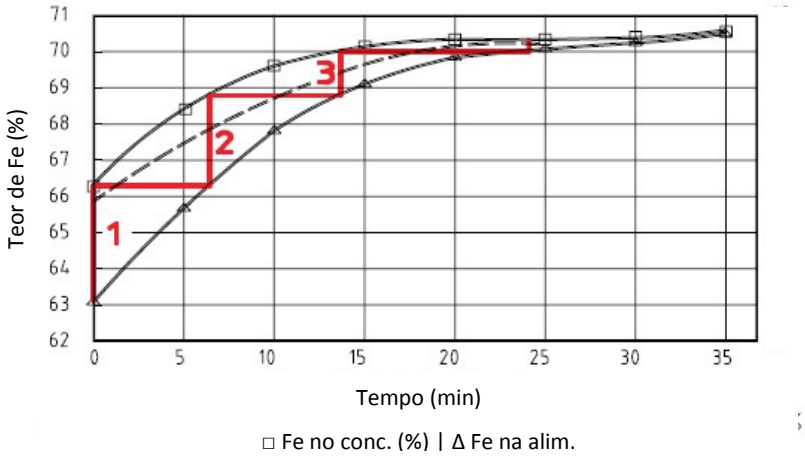


Figura 26 – Resultados cinéticos de flotação em célula pneumática e determinação do número de estágios – etapas *cleaner*, flotações reversas (IMHOF et al., 2005)

Trata-se, portanto, de um procedimento experimental e relativamente simples. As linhas verticais indicam a capacidade da célula de gerar a respectiva qualidade para o deprimido –

dada uma específica característica da alimentação. As linhas horizontais indicam o teor e/ou o tempo que a partir do qual a qualidade da polpa de alimentação torna-se semelhante à característica do deprimido anteriormente avaliado – permitindo-se assim a avaliação da(s) etapa(s) subsequente(s). Para uma flotação direta, dimensionam-se os estágios *scavenger*. Para uma flotação reversa, dimensionam-se os estágios *cleaner*.

Outros métodos de dimensionamento podem ser utilizados. De posse de uma única célula laboratorial, inicia-se o teste e coletam-se separadamente o flotado e o deprimido – até o bombeamento de toda a polpa contida no condicionador. Têm-se então o concentrado e o rejeito do estágio *rougher*. A depender da especificação desejada, processa-se novamente o deprimido[4]. Após nova flotação desta polpa, têm-se agora o concentrado e o rejeito do estágio *cleaner* ou *scavenger* – caso seja uma flotação seja reversa ou uma flotação direta, respectivamente. Se necessário for, os procedimentos são assim repetidos.

Conforme aqui descrito, tais dimensionamentos são realizados experimentalmente e a partir de equipamentos laboratoriais. Desta forma, é necessário frisar que não foi apresentado, por nenhum dos autores, um comparativo direto entre os equipamentos utilizados em tal estudo e as células industriais a serem adquiridas e/ou instaladas. Logo, está sendo admitido que os resultados adquiridos em escala laboratorial são semelhantes aos resultados a serem obtidos em maior escala – o que, para diversas outras tecnologias utilizadas no processamento mineral, não se é exatamente observado.

De fato, em ensaios *batch*, algumas variáveis tais como a massa de sólidos na cuba, a dosagem de reagentes e o percentual de sólidos variam progressivamente com o decorrer do tempo, crescendo ou decrescendo. Já em circuitos contínuos, tais como em escalas pilotos e industriais, estes parâmetros tendem a permanecer constantes (em regimes *steady state*). Daí a necessidade de se utilizar um fator de escala para dimensionar um circuito contínuo a partir de ensaios laboratoriais[5].

Imhof et al. (2005), por outro lado, em testes de flotação de minério de ferro magnetítico, afirmam que, comparando-se produtividade, teores e recuperações, os resultados obtidos em

[4] Para o flotado, por tratar-se normalmente de uma polpa contendo alto percentual de espuma, não se recomenda o seu reprocessamento. Conforme já citado, a célula pneumática exige que a sua alimentação seja pressurizada – o que requer etapas de bombeamento. Logo, reprocessar o flotado é de difícil implementação industrial.
[5] Arthur Pinto Chaves. Comunicação pessoal. 14 de março de 2017.

células piloto [Ø 0,2 m] foram reproduzidos em células industriais [Ø 4,5 m] – ou seja, o desempenho de ambos foram semelhantes. Isto porque ambos os regimes são contínuos. Imhof, Lotzien e Sobek (1993), em testes de flotação de carvão em célula pneumática, também afirmam que os resultados obtidos em escala laboratorial foram semelhantes aos resultados obtidos em uma célula semi-industrial [volume de 165 l e vazão de alimentação de 1 m^3/h].

4.2. Eficiências e/ou probabilidades na flotação

Sutherland (1948) postitula que a quantidade de partículas removidas na espuma, por unidade de tempo, depende de etapas fundamentais no processo de flotação, tais como colisão entre a partícula e a bolha, adesão entre ambos e transporte do agregado formado na forma de flotado. Se uma destas etapas falhar, a probabilidade de flotação é zero – conforme descreve a Equação 5. Já Ralston (2000) e Rodrigues (2001), ao invés do termo "probabilidade", utilizam-se da denominação de "eficiência"[6]. Já Shahbazi, Rezai e JavadKoleini (2010) utilizam-se do conceito de "descoleta"– ao invés da probabilidade de transporte e/ou de estabilidade do agregado entre bolha e partícula. A Equação 6 descreve tal conceito.

$$P_f = P_c \cdot P_a \cdot P_t \qquad 5$$

ou

$$P_f = P_c \cdot P_a \cdot (1 - P_d) \qquad 6$$

sendo,

P_f – probabilidade de flotação;

P_c – probabilidade de colisão;

P_a – probabilidade de adesão;

P_t – probabilidade de transporte ou estabilidade do agregado partícula-bolha;

P_d – probabilidade de descoleta.

Segundo Ralston (2000), a subdivisão da probabilidade de flotação (P_f) ou da eficiência de captura (E_k), denominações estas também semelhantes, em três partes foi originalmente proposta por Derjaguin e Dukhin (nos anos de 1960-61). Estes direcionaram atenção para os

[6] Probabilidade pode ser definida como uma esperança matemática, a ser determinada. Já eficiência pode ser definida como um resultado já alcançado.

três eventos dominantes do processo de captura da bolha pela partícula, que são de: interações hidrodinâmicas, forças interfaciais e forças controladoras da estabilidade do agregado entre bolha e partícula.

Duan, Fornasiero e Ralston (2003) afirmam que a colisão é dominada por variáveis hidrodinâmicas na célula de flotação [tais como velocidade da bolha e turbulência], enquanto que a adesão é dominada pelo comportamento interfacial entre as partículas e as bolhas [tais como ângulo de contato e tempo de indução]. Para a estabilidade do agregado formado entre as partículas e as bolhas, a eficiência do processo depende de ambos os fenômenos – hidrodinâmicos e interfaciais. Diversos são os modelos que podem ser utilizados para o cálculo das eficiências de colisão, de adesão e de estabilidade, porém, sua aplicabilidade é restrita a aproximações específicas – de acordo com premissas normalmente utilizadas. Estes mesmos autores calcularam as eficiências de flotação em função do tamanho das partículas – conforme ilustra a Figura 27. Para tal estudo, o ângulo de contato, a velocidade e o tamanho das bolhas, por exemplo, também foram medidos e/ou fixados.

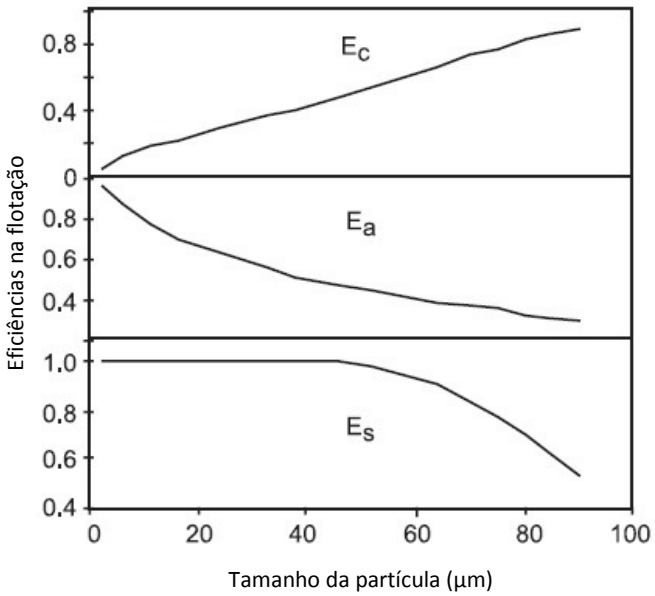


Figura 27 – Eficiências de colisão (E_c), de adesão (E_a) e de estabilidade (E_s) versus diâmetro das partículas de calcopirita na flotação (DUAN; FORNASIERO; RALSTON, 2003)

Pode ser visto que, analisando-se o tamanho da partícula a ser flotada, as eficiências de colisão e de adesão assumem comportamentos antagônicos. À medida que se reduz o tamanho da partícula, diminuem-se e aumentam-se as eficiências de colisão e de adesão,

respectivamente. Já a eficiência de estabilidade, ainda segundo a Figura 27, mantém-se máxima até próximo ao tamanho de 50 µm. Para partículas acima deste tamanho, há redução de tal eficiência. Rodrigues (2010) afirma que tanto as partículas granulometricamente finas quanto as partículas grossas respondem mal ao processo de flotação – quando comparadas com as de tamanhos intermediários. Segundo este, o "mau comportamento" das frações grossas está associado ao tamanho máximo flotável, às associações [ou não liberação] entre os minerais de ganga e os minerais úteis e/ou devido às baixas eficiências de estabilidade do agregado entre as partículas e as bolhas.

Rodrigues (2001), utilizando-se de minerais puros de apatita, demonstra experimentalmente que a recuperação [na flotação] é baixa para as frações granulométricas ultrafinas (< 10 µm), cresce e atinge um patamar máximo para as frações granulométricas intermediárias (20-105 µm) e volta a cair para as frações granulométricas grossas (> 150 µm). Na separação entre hematita e quartzo, através de flotação catiônica reversa, este mesmo autor observa que as partículas de quartzo com diâmetro superior a 150 µm também apresentam baixa resposta à flotação, contaminando consequentemente o concentrado.

Baltar (2010), conforme descreve a Tabela 8, também apresenta a influência das variáveis turbulência e tamanho da bolha nas respectivas eficiências de colisão, de adesão e de estabilidade do agregado entre partícula e bolha. O aumento da turbulência, por exemplo, favore as eficiências de colisão e de adesão, prejudicando a eficiência de estabilidade. Já o aumento do tamanho da bolha desfavorece as eficiências de colisão e de adesão, favorecendo a eficiência de estabilidade. Logo, devido ao comportamento antagônico dos eventos, percebe-se que [na flotação] a tentativa de otimização de uma variável pode afetar a eficiência de uma outra, interferindo no resultado final do processo.

Tabela 8 – Aumento e/ou incremento de algumas variáveis e suas implicações nas eficiências de colisão, de adesão e de estabilidade do agregado – adaptado de Baltar (2010)

Variáveis:	E_c	E_a	E_s
Aumento da turbulência:	+	+	-
Aumento do tamanho da partícula:	+	-	-
Aumento do tamanho da bolha:	-	-	+

Obs.: Os sinais de (+) e de (-) significam que tal efeito na respectiva variável é benéfico ou maléfico às eficiências de colisão (E_c), de adesão (E_a) ou de estabilidade (E_s), respectivamente.

Já Shahbazi, Rezai e Javad Koleini (2010) afirmam que partículas finas apresentam-se tipicamente com baixas recuperação e ocasionam decréscimo das probabilidades de colisão entre as bolhas e as partículas. Já para as partículas ultrafinas, estas possuem elevada área superficial [quantificadas em cm^2/g] e requerem maior dosagem de reagentes. As partículas ultrafinas "roubam" o coletor das partículas grossas. Estes fatores podem impactar consideravelmente os teores e as recuperações, a depender do efeito destas variáveis no processo.

4.2.1. Probabilidade de colisão (P_c)

Considera-se que ocorre uma colisão quando uma partícula aproxima-se tanto de uma bolha que as interações físico-químicas entre as partes começam a operar. Já Nguyen e Kmet (1994) mencionam que as interações entre partícula e bolha, as quais envolvem [consequentemente] interações entre as fases sólida, líquida e gasosa e na presença de reagentes químicos, é de elevada complexidade. Na necessidade de se criar modelos para tal evento, a colisão entre a partícula e a bolha é normalmente idealizada como sendo a colisão entre uma única partícula e uma única bolha. Porém, em células de flotação, o movimento e/ou a interação de uma bolha é fortemente afetada pela presença de outras bolhas.

Rodrigues (2001) descreve que a ocorrência de colisões entre partículas hidrofóbicas e bolhas de ar está condicionada à atuação de alguns fatores na polpa, tais como: oferta de bolhas de ar [aeração], oferta de partículas hidrofílicas [porcentagem de sólidos] e tempo de permanência na célula [tempo de residência]. Já Leal Filho (2012) afirma que a probabilidade de colisão é também diretamente proporcional ao diâmetro da partícula e inversamente proporcional ao diâmetro da bolha – conforme descreve a Equação 7.

$$P_c \ \alpha \ \left(\frac{d_p}{d_b}\right)^2 \qquad 7$$

d_p – diâmetro da partícula, em mm;

d_b – diâmetro da bolha, em mm.

Já Schulze (1989) apud Rodrigues (2001) afirma que a eficiência de colisão máxima [hipotética] pode ser calculada conforme descreve a Equação 8. Perceba que, conforme posto e para diâmetros de partículas inferiores ao diâmetro da bolha, a eficiência de colisão assume valores entre 1 e 4.

$$E_c = \left[1+\left(\frac{d_p}{d_b}\right)\right]^2 \qquad 1 \leq E_c \leq 4 \text{ para } d_p \leq d_b \qquad 8$$

Já Shahbazi, Rezai e Javad Koleini (2010) descrevem a probabilidade de colisão (P_c) em função da condição do fluxo, podendo este ser de Stokes, Intermediário I, Intermediário II ou do tipo Potencial – conforme descreve a Equação 9. *A* e *n* são parâmetros que variam de acordo com o número de Reynolds, conforme apresenta a Tabela 9.

$$P_c = A \,.\left(\frac{d_p}{d_b}\right)^n \qquad 9$$

Tabela 9 – Valores de *A* e *n* para diferentes condições de fluxo, para determinação da probabilidade de colisão (SHAHBAZI; REZAI; JAVAD KOLEINI, 2010)

Fluxo	***A***	***n***
Stokes	$\frac{3}{2}$	2
Intermediário I	$\left[\frac{3}{2}+\frac{4\,Re^{0,72}}{15}\right]$	2
Intermediário II	$\frac{3}{2}\left[1+\frac{(3/16)\,Re}{1+0,249\,Re^{0,56}}\right]$	2
Potencial	3	1

Segundo Ahmed e Jameson (1985) apud Rodrigues (2001), para colidir com uma bolha, a partícula deve ter quantidade de movimento suficiente para resistir à tendência de seguir as linhas de corrente em torno da bolha – conforme ilustra a Figura 28. Caso esta resistência não ocorra, como usualmente acontece para as partículas finas e [principalmente] ultrafinas, baixas cinéticas de flotação são observadas. Portanto, quanto menor o diâmetro das bolhas, maior a probabilidade de colisão.

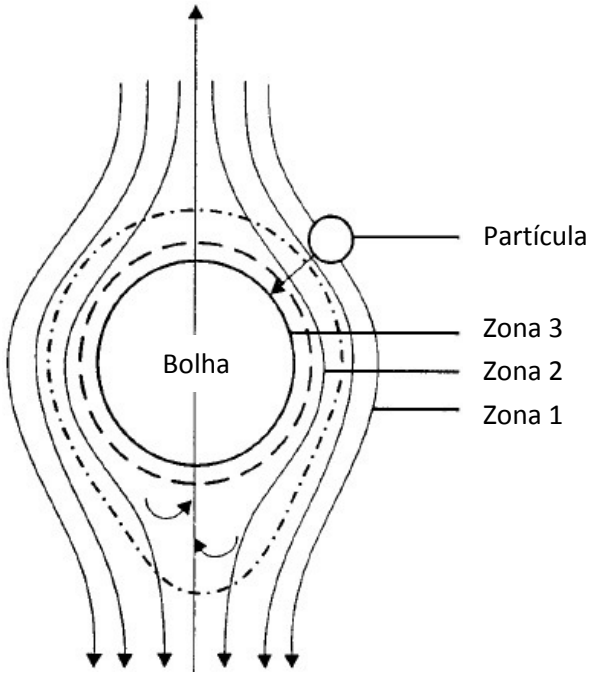


Figura 28 – Forças hidrodinâmicas (zona 1), forças difusioforéticas (zona 2) e forças interfaciais (zona 3) de interação entre uma bolha e uma partícula (DERJAGUIN; DUKHIN apud RALSTON, 2000)

Ralston (2000), assim como Rodrigues (2001), descrevem as diferentes subetapas (ou zonas) que governam o processo de coleta da partícula pela bolha. Tal modelo, inicialmente proposto por Derjaguin e Dukhin (nos anos de 1960-61), busca identificar e didaticamente descrever tais etapas de forma sequencial. As seguintes zonas foram então definidas:
Zona 1 – Zona de interações hidrodinâmicas [colisão];
Zona 2 – Zona de atuação de difusioforéticas [adesão];
Zona 3 – Zona de interações entre partícula e bolha [adesão].

A zona 1 é uma região onde a partícula ainda encontra-se longe da interface da bolha e onde as forças hidrodinâmicas são dominantes. As forças de arraste atuam de forma a deslocar a partícula no entorno da bolha, as forças viscosas tendem a retardar o movimento relativo entre ambos, enquanto que as forças inerciais e gravitacionais movem a partícula em direção à bolha. Já as zonas 2 e 3 serão posteriormente descritas no item *4.2.2. Probabilidade de adesão (Pa).*

Nguyen, Ralston e Shulze (1998) e Shahbazi, Rezai e Javad Koleini (2010) ilustram três diferentes ângulos de colisão entre partícula e bolha e que determinam os eventos de adesão

[quando a partícula colide e adere], de não adesão [quando a partícula colide e não adere] e de não colisão [quando a partícula nem sequer colide] – dados por θ_o, θ_{cr} e θ_c, respectivamente. Isto significa que, para que a adesão ocorra, o ângulo de colisão entre a partícula e a bolha [medido a partir da vertical] deve ser inferior a θ_o – conforme ilustra a Figura 29.

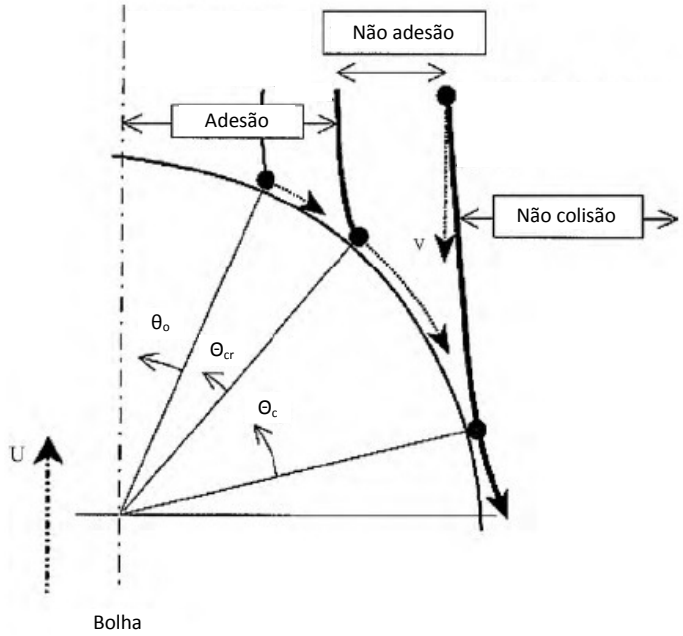


Figura 29 – Ilustração dos ângulos de colisão entre partícula e bolha e os eventos de adesão, não adesão e não colisão (SHAHBAZI; REZAI; JAVAD KOLEINI, 2010)

Nguyen, Ralston e Shulze (1998) afirmam que o ângulo de colisão (θ_c) possui baixa relação com o tamanho da partícula. Estes, utilizando-se de uma célula mecânica laboratorial, para diferentes vazões de ar, velocidade de rotação do impelidor e tamanho de partículas, observaram que os ângulos de colisão encontrados eram praticamente os mesmos [de 60,7 a 63,2º). Por outro lado, tal ângulo é fortemente influenciado pela densidade da partícula e pelo número de Reynolds da bolha (Re) – e pode ser calculado conforme as Equações 10 a 14.

$$\theta_c = \arccos(D) \qquad 10$$

$$D = \frac{\sqrt{(X + C)^2 + 3Y^2 - (X + C)}}{3Y} \qquad 11$$

$$X = \frac{3}{2} + \frac{9.Re}{32 + 9{,}888.Re^{0{,}694}} \qquad 12$$

$$Y = \frac{3.Re}{8 + 1{,}736.Re^{0{,}518}} \qquad 13$$

$$C = \frac{V}{U} \cdot \left(\frac{D_b}{D_p}\right)^2 \qquad 14$$

sendo,

V – velocidade de sedimentação da partícula, em cm/s;

U – velocidade de ascensão da bolha, em cm/s;

D_b – diâmetro da bolha, em mm;

D_p – diâmetro da partícula, em mm.

Segundo Ralston (2000), Sutherland, em 1948, fez a primeira significativa contribuição para uma melhor compreensão da eficiência de colisão. Rodrigues (2001) afirma que o trabalho deste autor foi fundamental para o entendimento da cinética de flotação, invocando tempo de indução e descrevendo o efeito do tamanho das partículas no processo. Era a primeira tentativa de descrever os dados de recuperação, tamanho e tempo de maneira fundamental. A teoria de Sutherland mostra que a concentração do mineral flotado em função do tempo é relacionada à sua concentração inicial – conforme enumera a Equação 15. Se observado, percebe-se que tal teoria foi a base para a postulação do modelo cinético de 1ª ordem.

$$R = \frac{C_0 - C}{C_0} = \left\{1 - \exp - t \left[\frac{3\,\pi\,Ø\,R_b\,R_p\,V_t\,N_b}{\cosh^2\,(3\,V_t\,\lambda\,/\,2\,R_b)}\right]\right\} \qquad 15$$

sendo,

R – recuperação de um dado mineral no flotado;

C – concentração de um dado mineral no flotado;

C_0 – concentração inicial de um dado mineral;

R_b – raio da bolha;

R_p – raio da partícula;

V_t – velocidade relativa entre bolha e partícula;

λ – tempo de indução;

N_b – número de bolhas por unidade de volume;

Ø – fração de partículas retidas na espuma.

Conclui-se, portanto, que a probabilidade de colisão aumenta com:

a) o aumento da turbulência na zona de coleta;

b) a utilização, no processo de flotação, de partículas de maiores diâmetros; e

c) a redução do tamanho médio das bolhas na célula.

Já Shahbazi, Rezai e Javad Koleini (2010), utilizando-se de uma célula mecânica laboratorial, calcularam a eficiência de colisão analisando-se as seguintes variáveis: tamanho da partícula, velocidade de rotação do impelidor e vazão de ar – conforme ilustra a Figura 30.

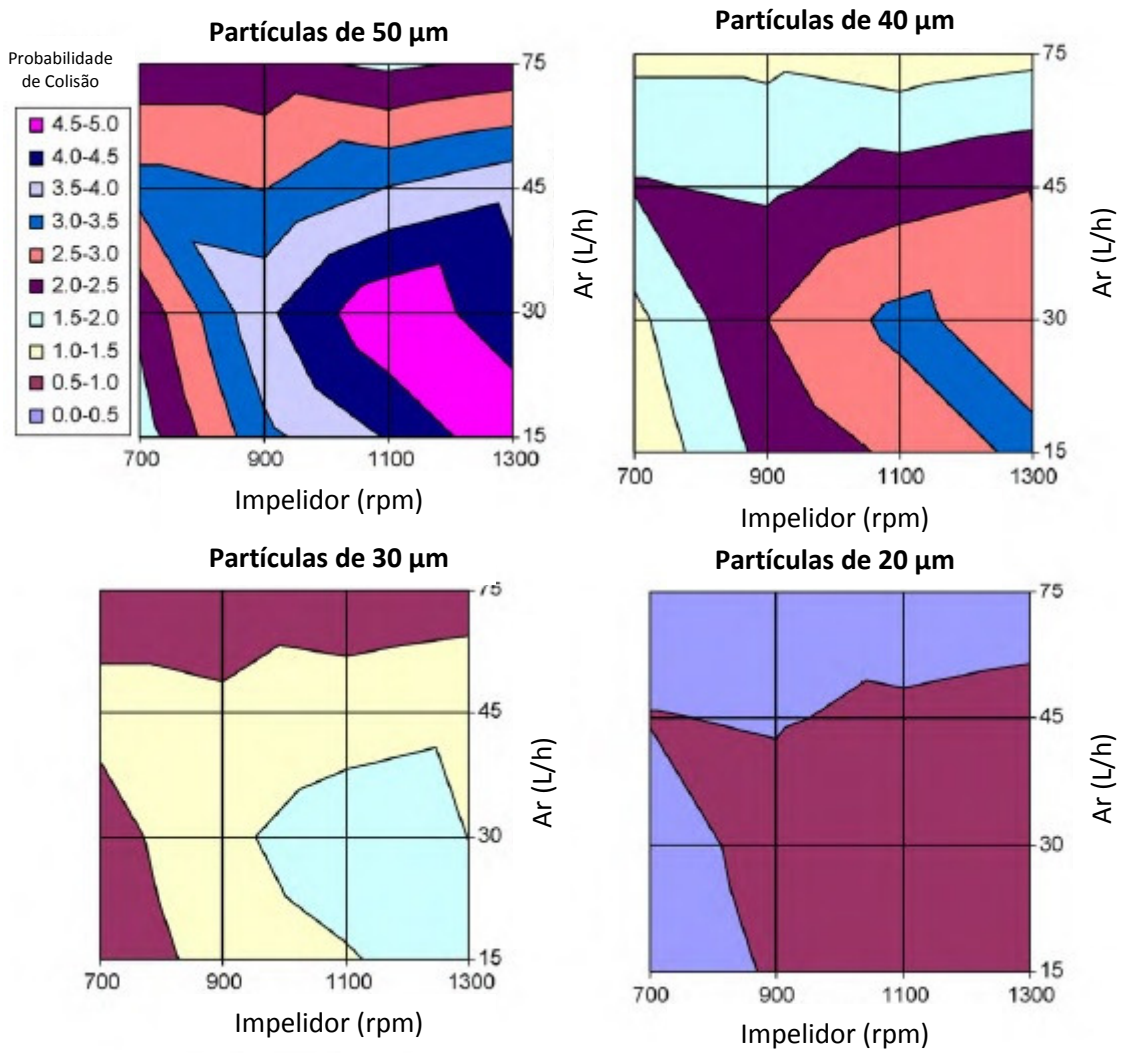


Figura 30 – Cálculo das probabilidades de colisão em função do diâmetro da partícula, da rotação e impelidor e da vazão de ar (SHAHBAZI; REZAI; JAVAD KOLEINI, 2010)

Como pode ser visto, a depender das condições utilizadas, a probabilidade de colisão variou das faixas de 0,0-0,5 a 4,5-5,0. Quando reduz-se o tamanho da partícula de 50 para 20 µm, percebe-se relativa redução da probabilidade de colisão – conforme já anteriormente mencionado. Para a velocidade de rotação do impelidor e para a vazão de ar injetada na célula, determinadas áreas e/ou faixas de operação ótimas foram encontradas. Porém, como regra geral, percebeu-se que maiores rotações do impelidor e menores vazões de ar propiciam maiores probabilidades de colisão, independentemente do tamanho da partícula.

4.2.2. Probabilidade de adesão (P_a)

Após colisão da partícula com a bolha, a primeira começa a deslizar sobre a superfície da segunda e reside nela durante um tempo finito, o qual geralmente é chamado de tempo de deslizamento. A magnitude deste período é determinada pela velocidade com que o líquido arrasta o sólido ao longo da superfície da bolha. Durante este tempo, o filme de interseção da água [contido entre a partícula e a bolha de ar] deve ser adelgaçado e rompido. Neste momento há predominância das forças interfaciais e que são ilustradas pela Figura 28 – zonas 2 e 3. Quando o fino filme líquido entre a bolha e a partícula for reduzido à espessura abaixo de poucas centenas de nanômetros [150 nm], dá-se como provável a ocorrência de adesão entre a partícula e a bolha (RODRIGUES, 2010).

Nguyen, Ralston, Shulze (1998) definem a eficiência [e/ou probabilidade] de adesão como sendo o percentual real de partículas que colidiram com a bolha e que obtiveram sucesso na adesão durante o tempo de contato – conforme enumera a Equação 16.

$$P_{at} = \frac{N_{at}}{N_c} \qquad 16$$

sendo,

P_{at} – probabilidade de adesão;

N_{at} – número de partículas que aderiram à bolha;

N_c – número de partículas que colidiram à bolha.

Nguyen, Ralston, Shulze (1998), Rodrigues (2001) e Rodrigues (2010) reafirmam que a adesão só ocorre quando o tempo de deslizamento da partícula na bolha for maior do que o tempo de indução – definido como sendo o período requerido para o processo de afinamento e rompimento do filme líquido, levando à formação da linha de contato entre as fases sólida, líquida e gasosa. Portanto, para que ocorra a adesão, requisitos cinéticos e termodinâmicos devem ser satisfeitos.

Requisitos cinéticos

O tempo decorrido entre a colisão e o movimento de deslizamento da partícula sobre a bolha é denominado de tempo de contato (τ_c). Segundo Ralston (2010), tal tempo é [geralmente] da ordem de 10^{-2} s ou menos. Neste momento, dois eventos devem ocorrer:

a) afinamento da película de água; e

b) ruptura desta película, no momento em que atinge a espessura crítica (h_c).

O tempo decorrido para que ocorram tais eventos é denominado de tempo de indução (τ_i). Para ocorrer a adesão, o tempo de contato deve ser maior ou igual ao tempo de indução ($\tau_c \geq \tau_i$).

Schulze (1989) apud Baltar (2010), afirma então que a probabilidade de adesão (P_{at}) pode ser calculada conforme a relação entre o tempo de contato e o tempo de indução entre a partícula e a bolha – conforme descrito pela Equação 17.

$$P_{at} = \frac{\tau_c}{\tau_i} \qquad 17$$

Nguyen, Shulze e Ralston (1997) sugerem um novo modelo, subdividindo tal probabilidade em três outras probabilidades, denominadas de filme, ruptura e contato entre as três fases – conforme descrito pela Equação 18. Tais subdivisões representam as etapas elementares para a ocorrência de adesão, conforme aqui já descrito. Estes ainda afirmam que todas estas etapas não são totalmente compreendidas, sendo [principalmente] as duas últimas ignoradas por muitos pesquisadores – reduzindo-se assim a equação para $P_{at} = P_f$.

$$P_{at} = P_f \cdot P_r \cdot P_{tpc} \qquad 18$$

Dobby e Finch (1987) propuseram um novo modelo, conforme a relação entre a área projetada correspondente ao ângulo θ_{cr} e a área projetada correspondente ao ângulo θ_c – conforme descreve a Equação 19. O ângulo de adesão (θ_{cr}) é um ângulo específico que, se a partícula colidir com a bolha neste ponto, o tempo de contato (τ_c) da partícula ao redor da bolha é igual ao tempo de indução (τ_i). Logo, o ângulo de adesão possui correlação entre o tempo de contato e de indução na determinação da eficiência de adesão.

$$P_{at} = \left(\frac{\sin\theta_{cr}}{\sin\theta_c}\right)^2 \qquad 19$$

Yoon e Luttrell (1989) apud Baltar (2010) observaram que a probabilidade de adesão aumenta com o tamanho das bolhas até, aproximadamente, 350 µm. A partir deste tamanho há inversão deste efeito. A probabilidade de adesão aumenta com:

a) O aumento da turbulência na zona de coleta (até um determinado limite);

b) A flotação de partículas de menores diâmetros;

c) A redução do tamanho médio das bolhas na célula (até um determinado diâmetro);

d) O aumento da hidrofobicidade da superfície mineral a ser flotada.

Ralston (2000) afirma que os efeitos cinéticos certamente possuem uma forte influência sobre as eficiências de colisão e de adesão. Contudo, é a eficiência de adesão que promove o mais importante efeito para uma separação seletiva na flotação. Uma vez que a adesão é estabelecida, a interação entre o tamanho de partícula e o ângulo de contato no sistema de flotação passam a ser de primordial importância [prevalecendo a partir deste momento os requisitos termodinâmicos].

Requisitos termodinâmicos

O processo de adesão está intimamente correlacionado ao surgimento das interfaces sólido/líquido/gás. Para que isto ocorra de forma simultânea, a nova interface sólido-gás [até então inexistente] e sua energia livre devem ser inferiores à soma das energias livres das interfaces sólido-líquido e líquido-gás, conforme descreve a Equação 20. A adesão então só ocorre com sucesso nos sistemas em que a variação da energia livre é inferior a zero ($\Delta G < 0$).

$$\Delta G = Y_{GS} - (Y_{SL} + Y_{LG}) \qquad (20)$$

sendo,

ΔG – variação de energia livre do sistema;

Y_{GS} – tensão superficial nas interfaces gás-sólido;

Y_{SL} – tensão superficial nas interfaces sólido-líquido;

Y_{LG} – tensão superficial nas interfaces líquido-gás.

Destas tensões superficiais, a de mais fácil medição [na prática] é a da interface entre o líquido e o gás (Y_{LG}) – através de métodos tais como o de ascensão capilar, o da altura do menisco de água e/ou utilizando-se de tensiômetros específicos. Ou seja, conforme propõe a Equação 20, dificilmente a variação da energia livre do sistema poderia ser experimentalmente medida. Porém, tal problema foi contornado pelos pesquisadores Young e Dupré. Segundo estes, o ΔG pode ser então determinado através de equação que contém os seus nomes [equação de Young-Dupré] – conforme descreve a Equação 21.

$$\Delta G = Y_{LG} (\cos\theta - 1) \qquad 21$$

sendo,

θ – ângulo de contato.

Pode-se observar que, de todas as três tensões superficiais existentes, a tensão entre o líquido e o gás [e de mais fácil medição] foi a única a ser considerada na Equação 21. Além desta, introduziu-se o conceito de ângulo de contato. Este, segundo a literatura, é definido como sendo o ângulo formado entre a interface sólido-líquido-gás, medido sempre a partir da fase líquida – conforme ilustra a Figura 31. Este ângulo reflete o grau de afinidade da superfície mineral pelo ar e/ou pela bolha (ou de rejeição da mesma pela água) – sendo, portanto, uma indicação da hidrofobicidade da partícula a ser flotada.

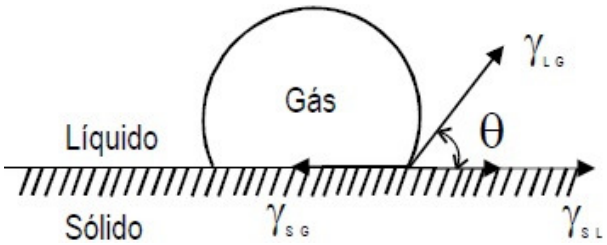


Figura 31 – Ângulo de contato (θ) formado entre as interfaces sólido e gás, medido a partir da fase líquida (MONTE; PERES, 2010)

Monte e Peres (2010) informam que a hidrofobicilidade de um sólido pode ser avaliada diretamente pelo ângulo de contato. Quando este ângulo é estabelecido, admite-se que o equilíbrio foi atingido entre as três interfaces, estando estas mutuamente saturadas. Se o ângulo apresentar-se com valores elevados, as bolhas espalham-se sobre a superfície e então o sólido que não foi molhado pelo líquido é considerado como sendo hidrofóbico.

Desta forma, segundo os mesmos autores (Monte e Peres, 2010), ΔG é negativo quando o ângulo de contato estiver entre 0 e 180º – ou seja, quando a superfície mineral estiver hidrofóbica e propícia para a flotação. Por outro lado, por mais que as condições termodinâmicas sejam satisfeitas, a flotação de determinadas partículas pode não ocorrer – fato este correlacionado, entre outros aspectos, aos requisitos cinéticos e/ou hidrodinâmicos do sistema. Araújo e Peres (1995) apud Monte e Peres (2010) consideram que o ângulo de contato poderia caracterizar diretamente os critérios para a flotação de uma partícula, se não houvesse resistência à adesão da partícula à bolha por fatores que independem dos mesmos parâmetros que o ângulo de contato.

4.2.3. Probabilidade de estabilidade (P_t)

Ralston (2000) afirma que o problema essencial em entender o fenômeno de estabilidade do agregado formado entre a partícula e a bolha é determinar se a força de agregação[7] [*adhesion force*, em inglês] é, ou não, grande o suficiente para prevenir a destruição deste agregado sob condições dinâmicas e de alta turbulência existentes nas células de flotação. Este mesmo autor ainda descreve tal força segundo a Equação 22.

$$F_{ad} = F_a - F_d \qquad 22$$

sendo,

F_{ad} – força de agregação;

F_a – força de adesão;

F_d – força de descoleta.

Ou, analogamente, a eficiência de estabilidade do agregado formado entre a partícula e a bolha (E_s) pode ser calculada em função da eficiência de descoleta (E_d) entre estes, conforme descreve a Equação23.

$$E_s = 1 - E_d \qquad 23$$

[7] Torna-se necessário não confundir os conceitos de força de adesão (F_a) e probabilidade de adesão (P_a). O primeiro refere-se às forças associadas à estabilidade [e/ou equilíbrio] do agregado formado entre a partícula e a bolha. O segundo refere-se à probabilidade de adesão entre a partícula e a bolha, após colisão de ambos.

Já Morris apud Rodrigues (2001) menciona que as chances de preservação do agregado (partícula/bolha) crescem com a hidrofobicidade da superfície, com o aumento do tamanho da bolha e com a diminuição do tamanho da partícula. Woodburn apud Rodrigues (2001) descreve que a eficiência [ou a probabilidade] de descoleta (E_d) pode ser calculada conforme a Equação 24.

$$E_d = \left(\frac{d_p}{d_{p\ máx.}}\right)^{1,5} \qquad 24$$

Percebe-se, então, que a eficiência de descoleta é diretamente proporcional ao diâmetro da partícula que se deseja flotar e inversamente proporcional ao diâmetro máximo flotável desta partícula. Tal $d_{p\ máx.}$ pode ser teoricamente calculado, conforme Ralston (2000), ou determinado empiricamente em células de flotação já em operação. Segundo Schulze (1982), para partículas inferiores a 600 µm, este é descrito conforme a Equação 25.

$$d_{p\ máx.} = \left(\frac{-6\gamma\ .\ sen(180^o - 0,5.\theta)\ .\ sen(180^o + 0,5.\theta)}{\Delta\rho.g + \rho'.b_m}\right)^{\frac{1}{2}} \qquad 25$$

sendo,

γ – tensão superficial da polpa, em mN/m;

$\Delta\rho$ – diferença de densidade entre a partícula e o fluido, em g/cm^3;

Θ – ângulo de contato, em grau;

ρ' – considera-se igual a densidade da partícula, em g/cm^3;

b_m – vortex de aceleração, em cm/s^2;

g – aceleração da gravidade, em cm/s^2.

Baltar (2010) afirma que a probabilidade transporte (ou de estabilidade) do agregado formado entre a partícula e a bolha aumenta com:

a) A redução da turbulência próxima a zona de espuma;

b) A utilização, no processo de flotação, de partículas de menores diâmetros;

c) O aumento do tamanho médio das bolhas na célula;

d) O aumento da hidrofobicidade da superfície mineral a ser flotada.

4.3. Dispersão do ar

Araya et al. (2014) afirmam que o desempenho das células de flotação está estritamente relacionado às características de dispersão de ar desempenhadas durante o processo. Tal dispersão pode ser definida como sendo a descrição das características da população de bolhas criadas a partir da quebra da massa de gás. Em relação ao ar inserido na célula, as variáveis usualmente medidas são denominadas de: velocidade superficial (J_g) e *hold-up* (ε_g). Em relação às bolhas geradas, os parâmetros usualmente medidos são o diâmetro médio (d_b) e fluxo superficial (S_b).

4.3.1. *Hold-up* do ar (ε_g)

O *hold-up* do ar pode ser definido como sendo a fração volumétrica ocupada pelo ar em uma determinada seção transversal da célula de flotação – conforme descreve a Equação 26. Ojeda et al. (2012) afirmam que, usualmente, o valor do *hold-up* situa-se entre 15 e 22% – porém, segundo estes mesmos autores, variações de 3 a 33% já foram operacionalmente encontradas.

$$\varepsilon_g = \frac{V_{ar}}{V_p} \qquad 26$$

sendo,

V_{ar} – área ocupada pelo ar em uma seção transversal específica da célula;

V_p – área total da seção transversal específica da célula.

O *hold-up* é medido na zona de coleta, preferencialmente em ponto e/ou em altura a ser registrada e informada. Segundo Aquino, Oliveira e Fernandes (2010), o *hold-up* pode ser influenciado e/ou possui correlação com: a vazão de ar, com o tamanho das bolhas, com a densidade de polpa, com a taxa de carregamento, com o tamanho do impelidor [em células mecânicas], com a velocidade descendente de polpa etc.

Tavera, Gomez e Finch (1998) e Tavera, Escudero e Finch (2001) discutem acerca do método de condutividade elétrica para a medição do *hold-up* em sistemas bifásicos [contendo água e ar] ou trifásicos [contendo água, ar e sólido]. Além deste método, o *hold-up* também pode ser

determinado através da medição de pressão exercida pela polpa em diferentes alturas ao longo da cuba de flotação – conforme descreve a Equação 27.

$$\varepsilon_g = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_{sl}.g.L} \qquad 27$$

sendo,

ΔP – variação de pressão entre os pontos, dado em kPa;

ρ_{sl} – densidade de polpa, dado em g/cm^3;

g – aceleração da gravidade, dado em m/s^2;

L – distância entre os pontos onde mediu-se as pressões, dado em m.

Tavera, Escudero e Finch (2001) comparam valores de *hold-up* do ar obtidos através dos métodos de pressão e de condutividade – conforme ilustra a Figura 32. Nesta percebe uma elevada correlação entre ambos. Ou seja, qualquer um dos métodos poderia ser utilizado.

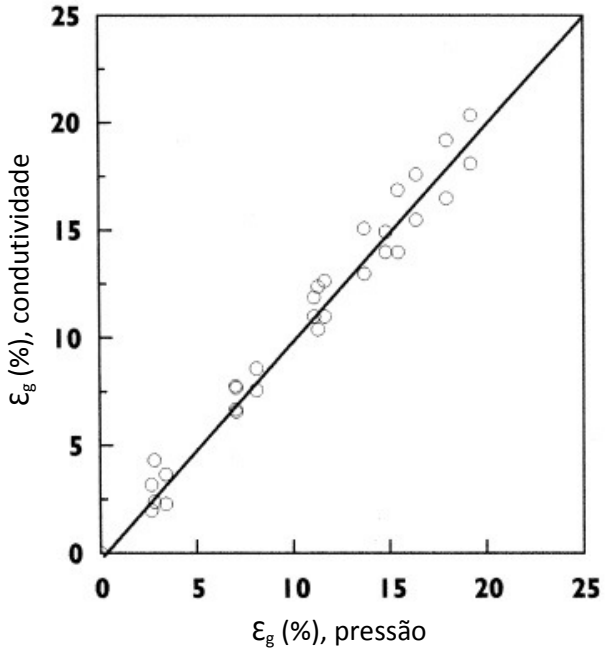


Figura 32 – Comparativo entre diferentes valores de *hold-up* do ar medido através dos métodos de pressão e de condutividade elétrica (TAVERA, ESCUDERO, FINCH; 2001)

Nesset et al. (2006) apresentam a relação existente entre o *hold-up* (ε_g) e a velocidade superficial do ar (J_g) em diferentes células mecânicas [em estágios *rougher* e *scavenger*] e a uma profundidade de 2,5 m abaixo da interface polpa-espuma – conforme ilustra a Figura 33. Como pode ser visto, quanto maior o J_g maior será o ε_g [numa relação linear].

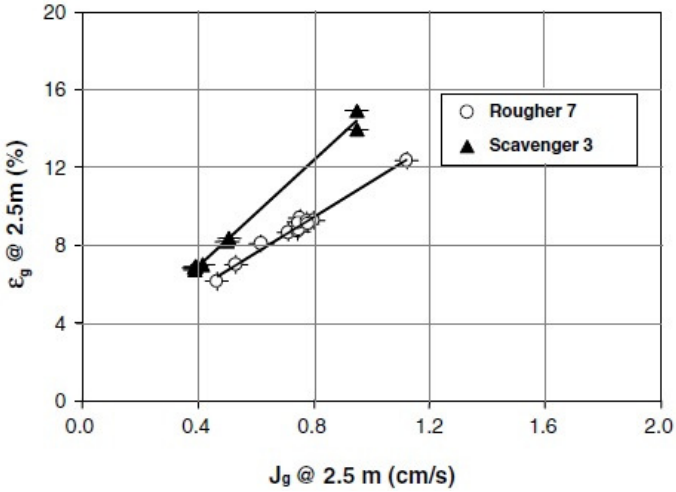


Figura 33 – Relação entre o *hold-up* e a velocidade superficial do ar em células mecânicas, em diferentes estágios, e a uma profundidade de 2,5 m (NESSET et al., 2006)

Nesset et al. (2006) também apresentam a variação do *hold-up* (ε_g) em relação ao ponto de medição do mesmo – conforme ilustra a Figura 34. Como pode ser visto, medições realizadas próximas ao centro apresentaram menores valores de *hold-up* quando comparadas com as medições realizadas próximas às paredes da célula – para igual J_g e altura de medição.

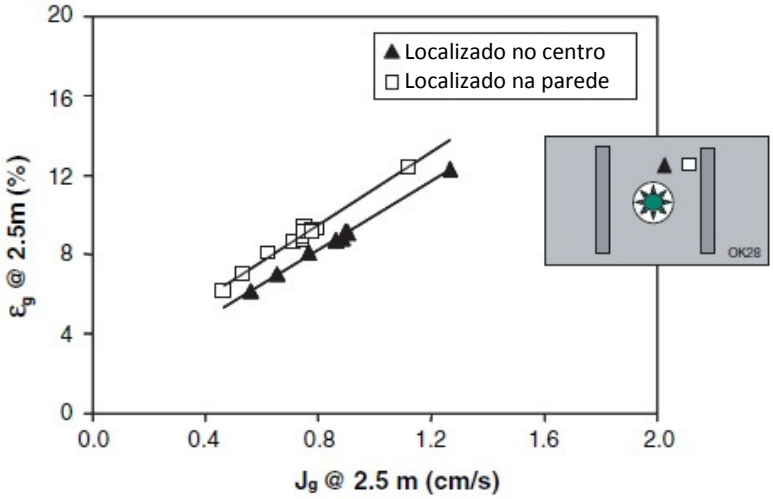


Figura 34 – Variação do *hold-up* em relação ao ponto de medição em uma célula mecânica e a uma profundidade de 2,5 m da interface polpa-espuma (NESSET et al., 2006). À direita da figura, em cinza, ilustra-se em planta o ponto de realização das medições na célula

Zhang, Zhou e Finch (2012) avaliaram o efeito da dosagem de diferentes espumantes e suas respostas quanto ao *hold-up* de ar, percentual de flotado e diâmetro das bolhas. Araya et al. (2014), utilizando-se de uma célula pneumática do tipo Jameson Cell®, realizaram estudo

semelhante – conforme ilustra a Figura 35. Esta apresenta os percentuais de *hold-up* em função da dosagem de espumante e da velocidade da polpa no aerador – para um valor fixo de J_g em 0,31 cm/s. Como pode ser visto, o *hold-up* do ar é diretamente proporcional à dosagem de coletor e à velocidade da polpa no aerador.

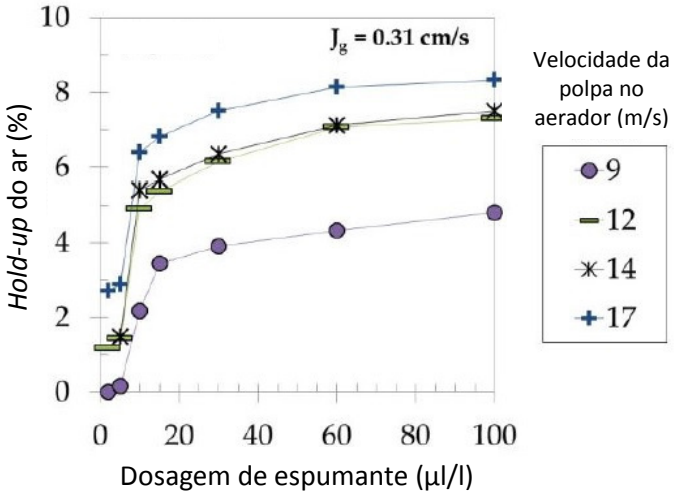


Figura 35 – Variação do *hold-up* em relação à dosagem de espumante e da velocidade da polpa no aerador em uma Jameson Cell® (ARAYA et al., 2014)

Moshtari, Babakhani e Moghaddas (2009), em estudo de análise de influência da velocidade superficial do ar e de diferentes tipos de borbulhadores em relação ao *hold-up*, apresentaram diversos modelos preditivos para esta última variável – desenvolvida também por diversos outros autores [tais como Hikita et al., Hugmark et al., Reily et al. etc.]. Já Araya et al. (2014), para a Jameson Cell®, propõem também o seu modelo – conforme a Equação 28. Neste estudo, valores medidos e calculados foram satisfatoriamente comparados.

$$\varepsilon_g = \delta \cdot \mathrm{Ln}\left[\frac{P_v}{\alpha \cdot \rho_b \cdot \exp\left(\beta \cdot \rho_b^{\gamma}\right)}\right] \qquad 28$$

P_v – a pressão [vácuo] medida no topo do *downcomer*, em kPa;

ρ_b – densidade da polpa, em g/cm^3;

α, β, γ, δ – constantes que valem 2,20x10^{-7}; 18,33; 1,63 e 3,88; respectivamente.

Leal Filho (2012), apesar de não citar diretamente o *hold-up* do ar, relaciona o percentual de sólidos [em volume] normalmente praticado nas etapas industriais de flotação e o volume total ocupado pelo ar nas células. Este afirma que, na prática, tal o percentual de sólidos assume valores numa faixa muito restrita – entre 10 e 20%. Conforme a Tabela 10, o valor

médio encontrado através de um levantamento efetuado em 20 circuitos industriais de flotação no Brasil foi de 16,7%. Este autor ainda afirma que, se pensarmos que, durante o processo de flotação, o ar ocupa [aproximadamente] 15% do volume de uma célula, isto significa que sólidos e ar devem estar presentes na polpa em volumes semelhantes para a mais otimizada execução do processo. Por outro lado, para o percentual de sólidos em peso, não existe um valor ou uma faixa específica para os quais a flotação apresente melhor desempenho. Tal variável é dependente da densidade do minério [quanto mais denso, maior o percentual de sólidos possivelmente presente na polpa].

Tabela 10 – Levantamento de dados industriais para a densidade e percentuais de sólidos, em volume e em peso – adaptado de Leal Filho (2012)

Empresa	**Densidade**	**% Sól. (Polpa)**	**% Sól. (Polpa)***
(-)	(g/cm^3)	(v/v)	(p/p)
Samarco	4,0	23,4	55,0
Samitri-1	4,4	21,7	54,9
Samitri-2	4,2	18,0	48,0
CVRD-Conc.	3,8	18,3	46,0
CVRD-Cauê	3,9	25,4	57,0
CVRD-Timb.	4,3	21,4	53,9
Fosfertil	3,2	17,8	40,9
Copebrás	3,2	20,4	45,1
Ultrafértil	3,2	16,7	39,1
Serrana	2,7	12,3	27,5
N. S. Carmo	2,8	9,4	22,5
Caraíba	3,1	13,7	33,0
CBMM	3,9	16,2	43,0
Morro Velho	2,8	22,6	45,0
CMM	3,2	7,2	19,9
CMM	3,3	7,9	22,1
Morro Agudo	3,0	11,7	28,4
Morro Agudo	3,0	12,5	30,0
CNG	2,3	12,7	25,1
CVRD-SE	2,1	23,8	39,7
Média (%):	3,3	16,7	38,8
Máximo (%):	4,4	25,4	57,0
Mínimo (%):	2,1	7,20	19,9

4.3.2. Velocidade superficial do ar (J_g)

A velocidade superficial do ar (J_g) é definida como sendo o fluxo volumétrico de gás reportado por unidade de área em uma célula de flotação – conforme descreve a Equação 29.

$$J_g = \frac{Q_g}{A_c} \qquad 29$$

sendo,

Q_g – vazão de ar inserida utilizada na flotação, em m^3/h;

A_c – área da seção transversal da célula, em m^2.

Ojeda et al. (2012) mencionam um procedimento simples para a medição do J_g em uma célula de flotação. De posse de um tubo cilíndrico transparente [tal como uma proveta], enche-se o mesmo com água e insere-se o recipiente de "cabeça para baixo" na célula. Para tal, o topo do tubo deve ser vedado – com o dedo ou com a palma da mão, por exemplo. E a água utilizada no interior da proveta deve possuir características semelhantes às da água contida na célula. Após inserção do tubo na célula e retirada da vedação do topo, mede-se o tempo (t) para que a interface entre o líquido e o ar percorra uma determinada distância (L). De posse das medições, calcula-se o Jg – conforme descreve a Equação 30.

$$J'_g = \frac{L}{t} \qquad 30$$

Devido às diferentes velocidades de ascensão do ar, entre o ponto de coleta [na polpa mineral] e o ponto de medida [no tubo cilíndrico] uma correção deve ser realizada – conforme descreve a Equação 31.

$$J_g = J'_g \cdot \frac{P_{atm} + \rho_p \cdot g \cdot H_p - \rho_w \cdot g \cdot H_w}{P_{atm} + \rho_p \cdot g \cdot H_p} \qquad 31$$

sendo,

P_{atm} – pressão atmosférica;

ρ_p – massa específica da polpa aerada;

g – aceleração da gravidade;

H_p – altura da coluna de polpa, entre a interface da camada de espuma e o ponto de coleta;

ρ_w – massa específica de água aerada;

H_w – distância entre a extremidade inferior do tubo e a primeira marca que delimita L.

Nesset et al. (2006), assim como para o *hold-up*, afirmam que se é recomendado reportar o J_g juntamente com a localização [profundidade] de medição deste parâmetro na célula – usualmente entre 0,5 e 1,0 m abaixo da interface polpa-espuma. Já Aquino, Oliveira e Fernandes (2010) afirmam que a vazão de ar, e consequentemente o J_g, é uma das variáveis mais importantes no controle do processo de flotação e possui um efeito significativo [e direto] sobre a recuperação do mineral flotado. Aumentando-se a vazão de ar, aumenta-se a recuperação do material flotado na espuma. Segundo estes autores, a velocidade superficial máxima ($J_{g\ máx.}$), se esta pudesse ser determinada, estaria delimitada pelos seguintes fatores:

a) Perda de bias positivo – um acréscimo de J_g acarreta em aumento do arraste de líquido para a seção de limpeza, reduzindo a concentração de sólidos do material flotado. Há, então, uma redução na vazão volumétrica da polpa no deprimido, podendo torná-la menor que a vazão da alimentação – acarretando, assim, em perda de bias positivo;

b) Mudança do regime de fluxo – caso em regime *plugflow* [conforme colunas de flotação], o aumento do J_g pode acarretar mudança para o regime mistura perfeita [conforme células mecânicas]. Esta mudança de regime é ocasionada pelo aumento do tamanho das bolhas, em função do aumento da vazão de ar;

c) Perda da interface – ao aumentar o J_g, há aumento do *hold-up* do ar na seção de coleta e redução do mesmo na seção de espuma, até atingir valores iguais em ambas as regiões. Quando isto ocorre, verifica-se a presença de espuma em toda a célula, com perda imediata da interface polpa-espuma;

d) Insuficiência do aerador – o sistema de aeração permite operá-lo apenas em uma faixa específica de vazão de ar. Elevados incrementos de J_g, além de impossibilitado pelo *design* do aerador, provocam o acréscimo do diâmetro das bolhas geradas – reduzindo, assim, a eficiência de coleta das partículas [principalmente] de granulometria ultrafina.

Yianatos (2014), a partir de medições realizadas em células mecânicas de diversos tipos, fabricantes e/ou tamanhos, e em diferentes circuitos industriais de flotação, encontrou uma correlação geral entre o diâmetro médio de bolha de Sauter (d_{32}) e a velocidade superficial de ar (J_g) – conforme ilustra a Figura 36.

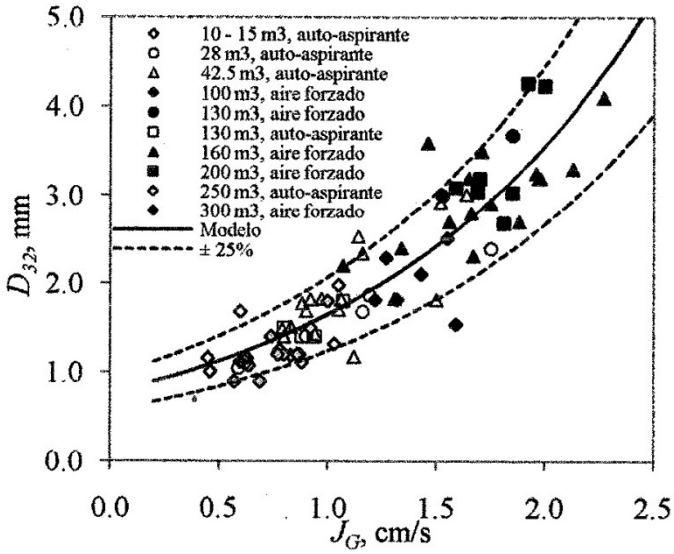


Figura 36 – Velocidade superficial do ar (J_g) versus diâmetro de bolhas de Sauter (d_{32}) em diferentes células mecânicas de flotação (YIANATOS, 2014)

Como pode ser visto, quanto maior a velocidade superficial do ar, maior será o diâmetro médio das bolhas. De posse dos dados, Yianatos (2014) propôs então um modelo para descrever tal relação – conforme a Equação 32. Esta descreve o comportamento entre tais variáveis, abrangendo células de 10 a 300 m^3 de volume e contendo aeração forçada ou auto aspirada. A variação entre o modelo proposto e os dados industrialmente medidos foi de 25%, ainda conforme ilustra a Figura 36.

$$d_{32} = 0{,}77 \,.\, (\pm\, 0{,}11) \,.\, e^{0{,}77\,.\,(\pm\, 0{,}09)\,.\,Jg} \qquad 32$$

4.3.3. Diâmetro médio de bolhas (d_{32})

O tamanho e/ou o diâmetro das bolhas (d_b), como o próprio nome já diz, é definido como sendo o diâmetro das bolhas geradas por um determinado aerador em uma célula de flotação. Usualmente tal diâmetro é referenciado pelo diâmetro médio de Sauter (d_{32}) – conforme descrito pela Equação 33. Experimentalmente, tais parâmetros [n_i, d_i e/ou d_{32}] são obtidos através de medidores específicos do tamanho de bolhas, tais como o *BubbleSizer*®. Estes utilizam por princípio a análise de imagens, com posterior cálculo do d_{32}.

$$d_{32} = \frac{\sum n_i . d_i^3}{\sum n_i . d_i^2} \qquad 33$$

O diâmetro de Sauter (d_{32}) é o diâmetro das bolhas que possuem a mesma relação entre o volume e a área superficial (para uma dada distribuição de tamanho das bolhas geradas em uma célula de flotação). Evans, Atkinson e Jameson (1995), em uma Jameson Cell®, determinaram diâmetros médios de bolhas entre 300 e 600 µm – sendo estes de 360 a 950 µm quando determinados através do método de Sauter. Estes mesmos autores avaliaram também o diâmetro das bolhas em função da relação entre a vazão de ar succionada pelo aerador e a vazão de polpa alimentada no mesmo – conforme aqui já ilustrado pela Figura 14, contida na página 37.

Conforme dito, o diâmetro médio das bolhas é usualmente medido através de equipamentos e/ou *softwares* específicos para a captura e tratamento das imagens que contém a distribuição das mesmas. Tais equipamentos são usualmente chamados de *BubbleSizer*. Gomez, Castillo e Alvarez (2014), por exemplo, utilizaram-se de tal artifício para a medição do tamanho médio das bolhas em uma célula mecânica laboratorial. Contudo, diversos outros autores utilizam-se de um método experimental, matemático e relativamente simples – chamado de *drift flux*. Yianatos et al. (1988), Banisi e Finch (1994), Ityokumbul, Salama e Al Taweel (1995) e Menacho et al. (2014) são alguns dos pesquisadores que utilizaram-se deste método.

O *drift flux*

O método denominado de *drift flux* tem sido largamente utilizado para a determinação do diâmetro médio de bolhas em células de flotação – através de cálculos matemáticos e utilizando de um número relativamente pequeno de variáveis. Banisi e Finch (1994) estudaram as discrepâncias apresentadas por três diferentes estudos provenientes dos seguintes autores: **a)** Dobby et al. (1988), **b)** Yianatos et al. (1988) e **c)** Xu e Finch (1990). Como conclusão, estes afirmaram que o método de Dobby et al. [abaixo descrito] é o de mais fácil utilização quando comparado com os demais. Sobre o *drift flux*, os passos a serem seguidos estão conforme descritos pelas Equações 34 a 43.

$$U_{sb} = \frac{J_g}{\epsilon_g} \pm \frac{J_l}{1-\epsilon_g} \qquad 34$$

em que o sinal de (+) ou de (-) representa a direção do fluxo. Fluxos ascendentes, por convenção, são considerados positivos e os descendentes, consequentemente, são considerados negativos.

$$U_{sb} = U_t \,.\, (1 - \epsilon_g)^{\,m-1} \qquad 35$$

em que a equação que determina o valor de *m* varia em função do número de Reynolds, conforme descrevem as Equação 36 e a Equação 37.

$$m = \left(4{,}45 + 18\,.\frac{d_b}{d_c}\right)\,.\,Re_b^{-\,0{,}1} \qquad \text{para: } 1 < Re_b < 200 \qquad 36$$

$$m = 4{,}45\,.\,Re_b^{-\,0{,}1} \qquad \text{para: } 200 < Re_b < 500 \qquad 37$$

e,

$$Re_b = \frac{U_t\,.\,\rho_f\,.\,d_b}{\mu_f} \qquad 38$$

Combinando então a Equação 34 e a Equação 35, temos:

$$U_t = \frac{J_g}{\epsilon_g(1-\epsilon_g)^m} - \frac{(J_g + J_l)}{(1-\epsilon_g)^m} \qquad 39$$

Já o diâmetro da bolha pode ser estimado através da Equação 40, tal como:

$$d_b = \left(\frac{18\,.\mu_f\,.U_t}{g\,.\Delta\rho}\,.\left(1 + 0{,}15\,.\,Re_p^{0{,}687}\right)\right)^{1/2} \qquad 40$$

ou

$$U_{sb} = \frac{g\,.d_b^2\,.(1-\epsilon_g)^{(m-1)}\,.\Delta\rho}{18\,.\mu_f\,.\left(1+0{,}15\,.Re_p^{0{,}687}\right)} \qquad 41$$

em que U_t pode ser obtida através da Equação 38, em que:

$$Re_p = \frac{d_b\,.U_{sb}\,.\rho_f\,.(1-\epsilon_g)}{\mu_f} \qquad 42$$

ou

$$Re_p = \frac{U_t\,.\,\rho_f\,.d_b}{\mu_f} \qquad 43$$

sendo,

U_{sb} – velocidade relativa entre bolha e líquido, em cm/s;

J_g – velocidade superficial do gás, em cm/s;

J_l – velocidade superficial do líquido, em cm/s;

ϵ_g – *hold-up* do gás, em %;

U_t – velocidade terminal da bolha, em cm/s;

m – parâmetro adimensional;

d_b – diâmetro da bolha, em cm;

d_c – diâmetro da coluna, em cm;

Re_b – número de Reynolds da bolha, adimensional;

Re_p – número de Reynolds da partícula, adimensional;

ρ_f – densidade do líquido, em g/cm^3;

μ_f –viscosidade do líquido, em g/cm.s;

$\Delta\rho$ – diferença de densidade entre o líquido e o gás, em g/cm^3.

Utilizando as medidas de ε_g, J_g e J_l [dados de entrada], o método de *drift flux* pode ser utilizado para estimar o tamanho médio das bolhas. Dobby et al. apud Nesset et al. (2005) fazem as seguintes recomendações, nos seguintes passos:

a) Estimar *m*;

b) Calcular U_t, segundo a Equação 39;

c) Calcular d_b, segundo a Equação 40 e Equação 42, interagindo d_b; e

d) Calcular *m*, segundo a Equação 36 e Equação 37, e comparar com o passo *a*, interagindo *m*.

Ityokumbul, Salama e Al Taweel (1995) apresentaram um comparativo entre o tamanho médio de bolhas medido [através de analisador de imagens] e o tamanho médio de bolhas calculado [através do método *drift flux*] – conforme ilustra a Figura 37. Nesta percebe-se que há considerável correlação entre os valores medidos e calculados, podendo qualquer um dos procedimentos e/ou dos métodos ser utilizado para se determinar o tamanho médio das bolhas em uma célula de flotação. Porém, conforme afirmam Penna et al. (2003), o *drift flux* foi desenvolvido para a determinação do diâmetro médio do tamanho de bolhas apenas em colunas de flotação.

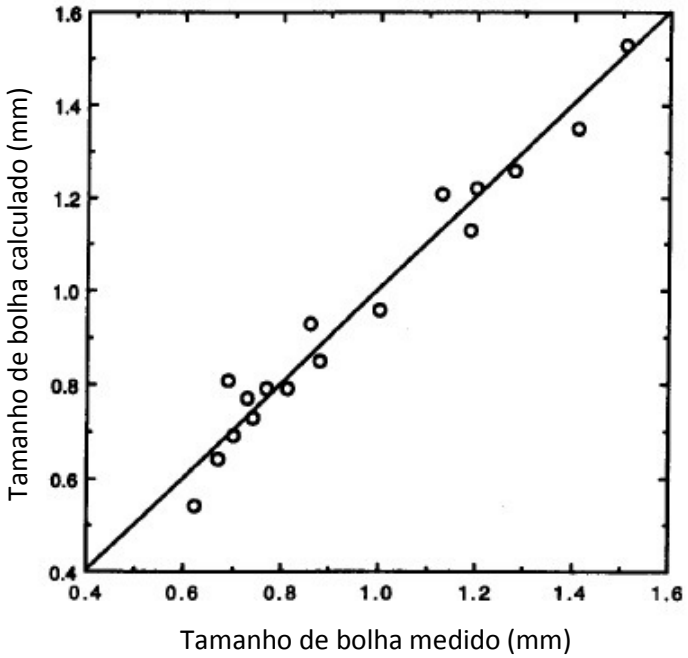


Figura 37 – Relação entre o tamanho médio de bolhas medido [através da análise de imagem] e o calculado [através do *drift flux*] (ITYOKUMBUL; SALAMA; AL TAWEEL, 1995)

Aquino, Oliveira e Fernandes (2010), afirmam que o tamanho médio e a distribuição das bolhas são importantes para a flotação devido ao seu efeito na eficiência de coleta e de transporte das partículas. A utilização de bolhas pequenas, com elevado fluxo superficial de área (S_b), permite a recuperação de partículas menores e a obtenção de índices mais elevados de cinética de coleta e de transporte dos sólidos por volume de ar. Entretanto, as bolhas de tamanho muito reduzido apresentam uma velocidade de ascensão baixa, podendo ser inferior à velocidade descendente da polpa, acarretando perdas de partículas hidrofóbicas para o fluxo de material deprimido. Estes mesmos autores ainda afirmam que existe um tamanho médio ideal de bolhas, em função do tamanho médio das partículas que se deseja flotar – podendo estas serem ajustadas por meio das variáveis operacionais de aeração, da célula e/ou da adição de reagentes químicos.

Ahmed e Jameson (1985) e Diaz-Penafiel e Dobby (1994) analisaram o efeito do tamanho das bolhas de 0,8 a 2,0 mm, aproximadamente, na cinética de flotação – conforme ilustram a Figura 38 e a Figura 39. Na primeira, analisou-se tal efeito na recuperação. Na segunda, analisou-se tal efeito na constante cinética (k). Em ambos os casos, o estudo foi realizado através da flotação de minerais de quartzo.

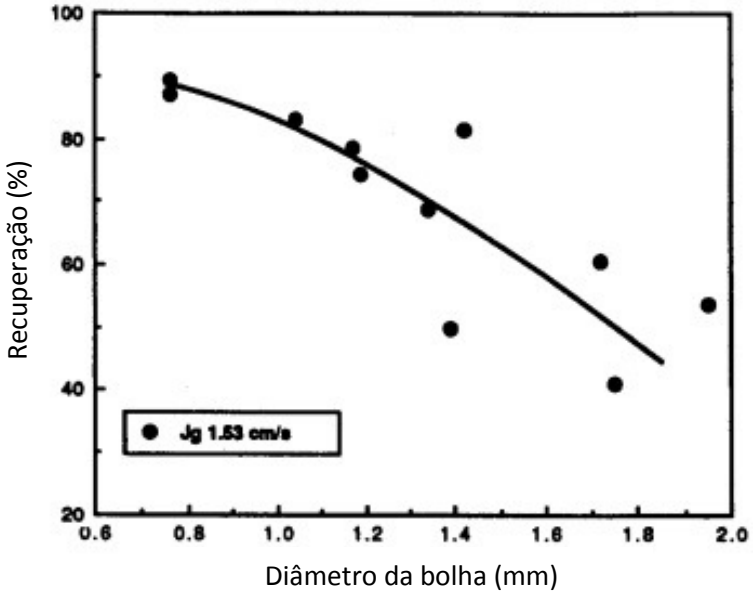


Figura 38 – Relação entre o diâmetro médio de bolhas versus recuperação, em estudo de flotação de quartzo (DIAZ-PENAFIEL; DOBBY, 1994)

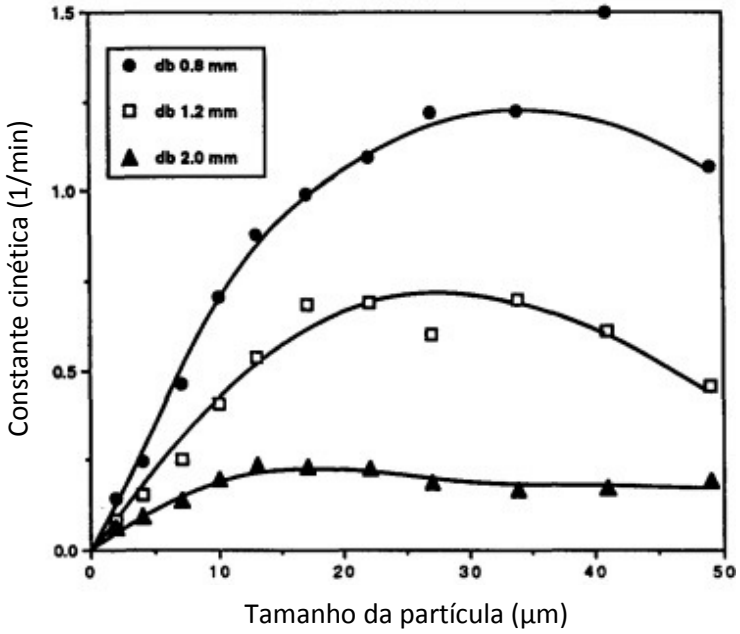


Figura 39 – Relação entre o diâmetro da partícula e o diâmetro médio das bolhas versus constante cinética *k*, em estudo de flotação de quartzo (DIAZ-PENAFIEL; DOBBY, 1994)

Como pode ser visto, para as faixas estudadas, a redução do diâmetro médio das bolhas (d_b) foi benéfica para o processo. Ou seja, quanto menor o tamanho das bolhas, maiores foram os valores encontrados para as recuperações e para a constante cinética – para um dado valor fixo da velocidade superficial do ar (J_g).

4.3.4. Fluxo superficial de área de bolhas (S_b)

O fluxo superficial de área de bolhas (S_b), como o próprio nome já diz, é definido como sendo a fluxo superficial de área de bolhas gerada por unidade de tempo, dado em s^{-1}. Esta pode ser calculada através da relação entre a velocidade superficial do ar e o diâmetro das bolhas – conforme enumera a Equação 44.

$$S_b = \frac{6 \cdot J_g}{d_{32}} \qquad 44$$

Ojeda et al. (2012) e Yianatos (2014) afirmam que esta variável possui um alto impacto sobre o comportamento do processo de flotação porque incorpora não só a eficiência da dispersão do gás [através do diâmetro médio das bolhas], como também a capacidade de aeração da célula de flotação [através da velocidade superficial do ar]. Em equipamentos industriais, esta variável apresenta valores típicos entre 40 e 60 s^{-1}. Já a Figura 40 apresenta resultados de diâmetro da bolha versus a área superficial – identificando ainda áreas de possíveis aplicações de diferentes borbulhadores [do tipo *cavitation*, *jetting* e *porous*]. Para bolhas inferiores a 1 mm, houve aumento considerável da área superficial.

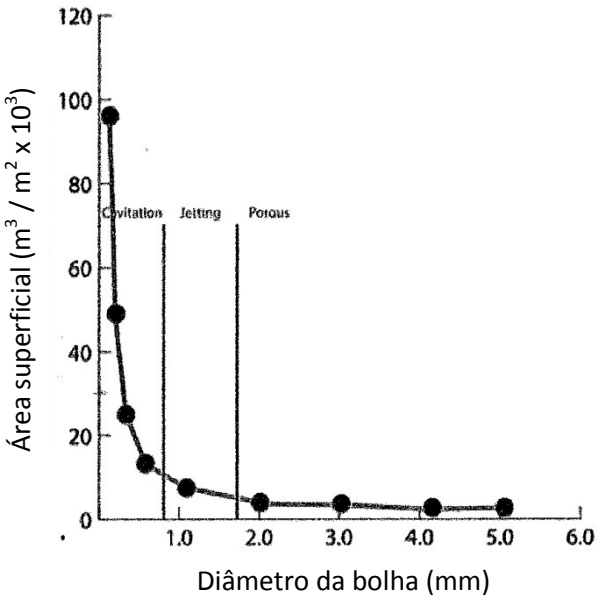


Figura 40 – Área superficial versus diâmetro das bolhas para diferentes tipos de borbulhadores (CONCHA; WASMUND, 2014)

Nesset et al. (2006) realizaram medições de fluxo superficial de área de bolhas e de velocidade superficial do ar em diversas células mecânicas em escala industrial – conforme ilustra a Figura 41. Percebe-se que as variações, para o fluxo superficial de área, foram de 10 a 75 s^{-1}. Para a velocidade superficial do ar, as variações foram de, aproximadamente, 0 a até 2,5 cm/s. Para cada equipamento avaliado, houve correlações entre estas duas variáveis. Estes autores chamam a atenção para o fato de que em células mecânicas, geralmente há variações radiais das medidas de velocidade superficial, do *hold-up* e do diâmetro das bolhas – com decréscimo destas quando analisadas do centro para a borda.

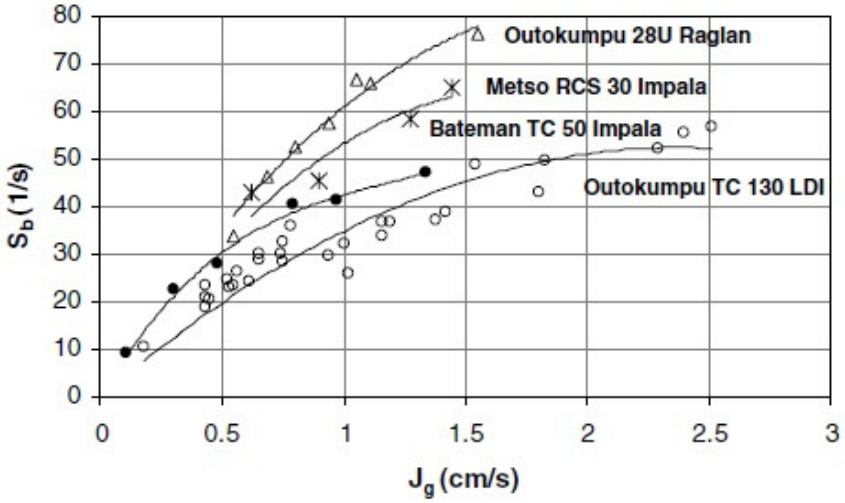


Figura 41 – Velocidade superficial do ar (J_g) versus fluxo superficial de área das bolhas (S_b) em células mecânicas de flotação (NESSET et al., 2006)

Já Finch et al. (2000) estudaram a relação existente entre o fluxo superficial de área das bolhas e o *hold-up* do ar em células mecânicas e em colunas de flotação – em escalas laboratorial, piloto e industrial. Após análise dos dados, estes autores sugerem que existe uma relação entre tais variáveis [$S_b \approx 5{,}5 \cdot \varepsilon_g$] – relação esta já esperada devido às correlações existentes entre o J_g e o d_{32}. A Figura 42, por exemplo, apresenta esta relação – levantada em coluna de flotação [escalas laboratorial e piloto]. Para um R^2 de 0,96, a relação entre o fluxo superficial de área das bolhas e o *hold-up* foi de 5,27 – conforme enumera a Equação 45.

$$S_b = 5{,}27 \cdot \varepsilon_g \qquad 45$$

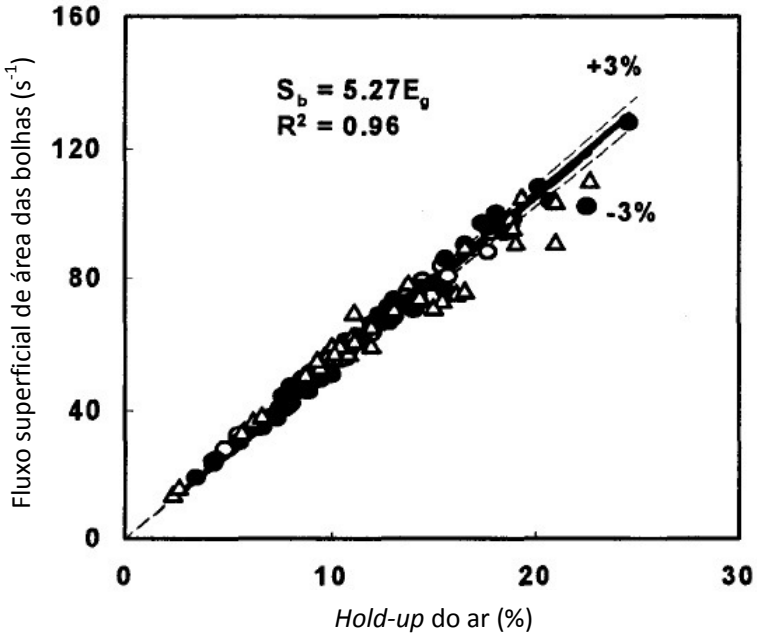


Figura 42 – Velocidade superficial do ar (J_g) versus fluxo superficial de área das bolhas (S_b) em células mecânicas de flotação (NESSET et al., 2006)

4.4. Cinética de flotação

A cinética, na química, pode ser definida como sendo o estudo das velocidades das reações – sendo nela introduzida a variável tempo nas respectivas transformações. Enquanto que na termodinâmica determina-se a variação das propriedades de um sistema quando este passa de um estado de equilíbrio para outro, na cinética se estabelece o tempo necessário para que a transformação ocorra.

A cinética está baseada em processos experimentais, que podem ser modelados matematicamente. O método consiste em montar uma equação que retrate um determinado fenômeno e resolvê-la, obtendo-se assim a função que representa a variação da concentração dos reagentes com o passar do tempo. No caso específico da flotação, usualmente deseja-se obter a função que representa a variação da recuperação e/ou da flotabilidade de um específico mineral versus o tempo de flotação e/ou o tempo de residência. Conforme cita Rodrigues (2001), e analogamente ao realizado na cinética química, a cinética de flotação pode ser definida conforme a Equação 46.

$$-r_p = k' \cdot C_p^n \cdot C_b^m \qquad 46$$

sendo,

$-r_p$ – velocidade com que ocorre a flotação;

C_p – concentração de partículas;

C_b – concentração de bolhas;

t – tempo de flotação e/ou de residência;

n e m – respectivas ordens de flotação;

k' – constante cinética de flotação.

k' é uma função complexa e que depende de vários parâmetros que governam o processo de flotação. Caso a vazão de ar seja constante, não há alteração na concentração de bolhas e C_b pode ser desconsiderada na equação.

4.4.1. Ordens de reação

O conceito de ordem de uma reação química está relacionado à expressão matemática da velocidade, determinada experimentalmente. Para conhecer a ordem de reação são necessários dados experimentais e hipóteses a respeito da sequência de etapas elementares por meio das quais a reação ocorre – isto é, do mecanismo da reação. Na prática, as reações mais importantes são as de ordem zero, primeira e segunda ordem. Reações de terceira ordem são bastante raras e não são conhecidas reações de ordem superior a três.

Para uma equação de <u>Ordem 0</u>, ou seja, considerando n = 0, integrando entre os limites $C_p = C_p^0$, quando t = 0 e $C_p = C_p$, quando t = t, tem-se a equação de velocidade, conforme a Equação 47.

$$C_p = C_p^0 - kt = C_p^0 (1 - R) \qquad 47$$

Para uma equação de <u>Ordem 1</u>, ou seja, considerando n = 1, integrando entre os limites $C_p = C_p^0$, quando t = 0 e $C_p = C_p$, quando t = t, têm-se a equação de velocidade, conforme a Equação 48.

$$-\ln (1 - R) = kt \qquad 48$$

Para uma equação de Ordem 2, ou seja, considerando n = 2, integrando entre os limites $C_p = C_p^0$, quando t = 0 e $C_p = C_p$, quando t = t, têm-se a equação de velocidade, conforme a Equação 49.

$$C_p \cdot t = \frac{-C_p}{k \cdot C_p^0} + \frac{1}{k} \qquad 49$$

Chaves, Leal Filho e Braga (2010) discorrem também sobre as ordens de reação (n). Estes afirmam que as velocidades com que as espécies minerais são removidas da célula de flotação obedecem a leis semelhantes às da cinética química e pode-se então falar em cinéticas de flotação de ordem zero, de ordem um e de ordem dois. Segundo Levenspiel (1974), tais ordens podem ser assim entendidas:

a) Reações de ordem zero (n = 0) ocorrem quando a velocidade de reação é independente da quantidade de material presente na alimentação. Isto é observado somente em altas concentrações. Caso a concentração se reduza, verifica-se que a reação torna-se dependente da mesma, crescendo posteriormente a ordem;

b) Reações de ordem um (n = 1) ocorrem quando a velocidade da reação depende somente da concentração do mineral presente na alimentação. Ou seja, a reação depende de um único componente do processo. Então, quanto maior for a concentração destas partículas, maior será a velocidade de reação;

c) Reações de ordem dois (n = 2) ocorrem quando a velocidade de reação é [relativamente] mais lenta que as demais, a qual se caracteriza pela falha em algum dos eventos de flotação (colisão, adesão e/ou estabilidade do agregado partícula-bolha) antes do mineral ser flotado pela bolha.

Rodrigues (2001) afirma que a flotação com cinética de ordem zero implica em situações em que a recuperação não depende da concentração do mineral na polpa, mas sim da concentração das bolhas. Isto significa dizer que a recuperação do mineral desejado pode ser controlada apenas através da vazão de aeração. Sempre que um dos três eventos falhar (P_c, P_a e/ou P_s), a cinética do processo de flotação sofrerá algum atraso, diminuindo a constante cinética *k* do mineral que se deseja flotar e aumentando sua ordem de reação *n*. Quando os três eventos ocorrerem com sucesso, na sequência desejada, a constante cinética apresentará valores mais altos e a ordem de reação se aproximará da unidade (n=1). Este é o caminho para a obtenção das mais altas recuperações. Este mesmo autor ainda afirma que

diversos trabalhos caminham na vertente do desenvolvimento de modelos matemáticos para o melhor entendimento dos fenômenos cinéticos e que a ordem de reação e a respectiva constante cinética podem ser estimada através de três métodos distintos [e de resultados semelhantes entre si]: 1. Tentativa e erro; 2. Razão dos tempos; e 3. Tempos fracionários.

A Figura 43 ilustra os diferentes valores encontrados para a ordem de reação através da flotação de partículas de apatita em célula de flotação do tipo Denver®. Além do valor de *n*, determinaram-se também as constantes cinéticas *k*. Rodrigues (2010) observou que, para frações granulométricas abaixo de 0,1mm, a ordem de reação situa-se entre 1,0 e 1,5. Para partículas maiores do que 0,1 mm, *n* alcança valores de até 3,0.

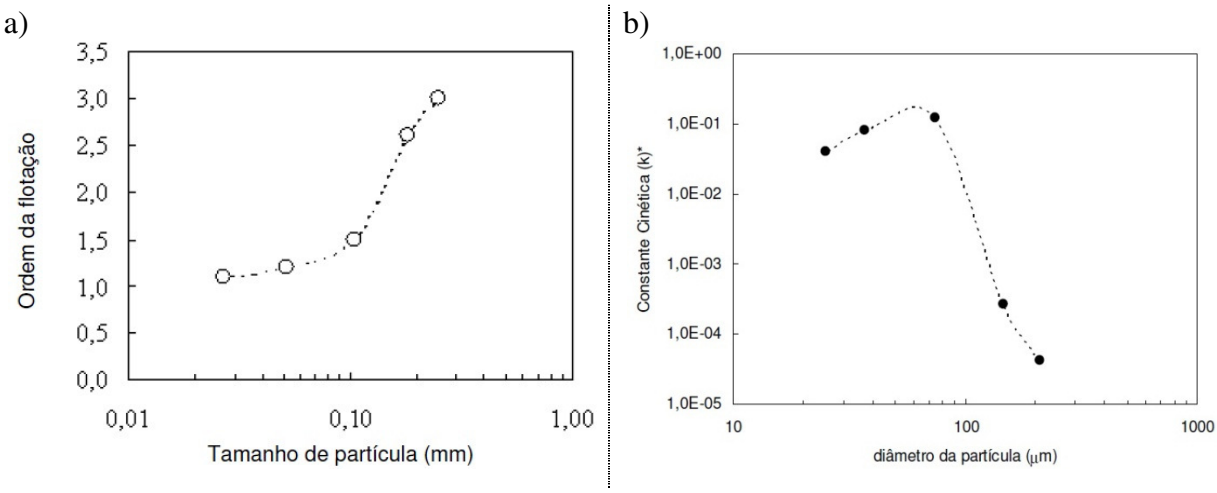


Figura 43 – Em: a) Ordem de reação; e b) Constante cinética; versus tamanho da partícula – para a flotação de apatita em célula laboratorial do tipo Denver® (RODRIGUES, 2010).

A Figura 44 ilustra reações de ordem zero e de ordem um – usualmente encontradas nos processos de flotação. Como pode ser visto, o comportamento apresentado pela flotação do mineral *A* [de ordem um] é diferente do comportamento apresentado pela flotação do mineral *B* [de ordem zero]. Observa-se que, matematicamente, as recuperações de *A* e de *B* seguem modelos exponenciais e lineares, respectivamente – assim como é convencionado para as respectivas ordens de reação. Para a flotação reversa de minério de ferro, por exemplo, alguns autores afirmam que tais comportamentos são observados no flotado para as partições de sílica [normalmente de ordem um] e de ferro [normalmente de ordem zero].

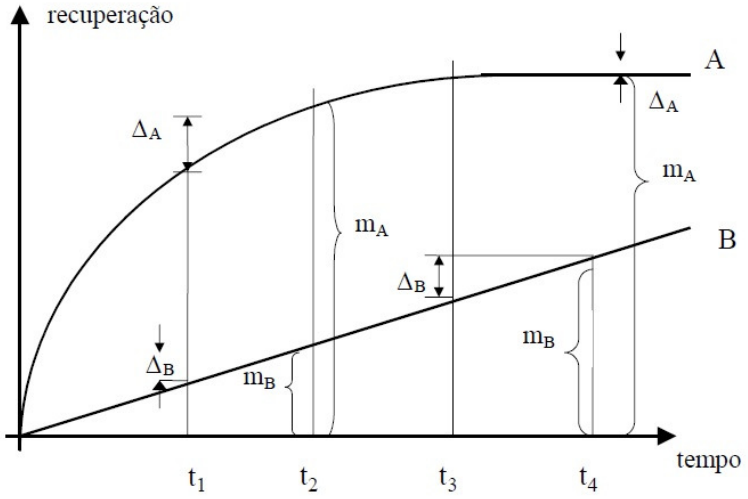


Figura 44 – Reações de ordem zero [mineral B] e de ordem um [mineral A] e ilustração das suas respectivas curvas de recuperação (CHAVES; LEAL FILHO; BRAGA, 2010)

Nos diferentes tempos t1, t2, t3 e t4 são percebidas diferentes velocidades de flotação e/ou de descarte dos minerais *A* e *B* para o flotado. Supondo-se uma flotação catiônica reversa de minério de ferro, por exemplo, *A* seriam os silicatos a serem flotados. Já B seriam os óxidos e/ou hidróxidos de ferro a serem deprimidos. Desta forma, conforme a ilustra a Figura 44, o tempo ótimo seria aquele em que a flotabilidade de *A* alcançaria a especificação de sílica desejada para o concentrado, paralelamente com o menor percentual de descarte de *B*.

Rodrigues (2001) afirma que a determinação e/ou o conhecimento da ordem de reação e da constante *k* com que ocorre a cinética de flotação é um dado muito importante para a modelagem do processo. Em sistemas reais, esta ordem pode estar entre 0,8 e 1,5 – o que dificulta a sua definição correta. Usualmente, os tratamentistas de minério modelam o processo assumindo que n = 1.

Duan, Fornasiero e Ralston (2003) estudaram a recuperação de partículas de calcopirita em um minério sulfetado em função do tamanho de partículas, utilizando-se de uma célula laboratorial contendo uma turbina do tipo Rushton. Dados experimentais das recuperações para os diferentes tamanhos de partículas foram comparados com sucesso em relação aos modelos existentes – conforme ilustra a Figura 45. O citado modelo refere-se a uma equação de primeira ordem.

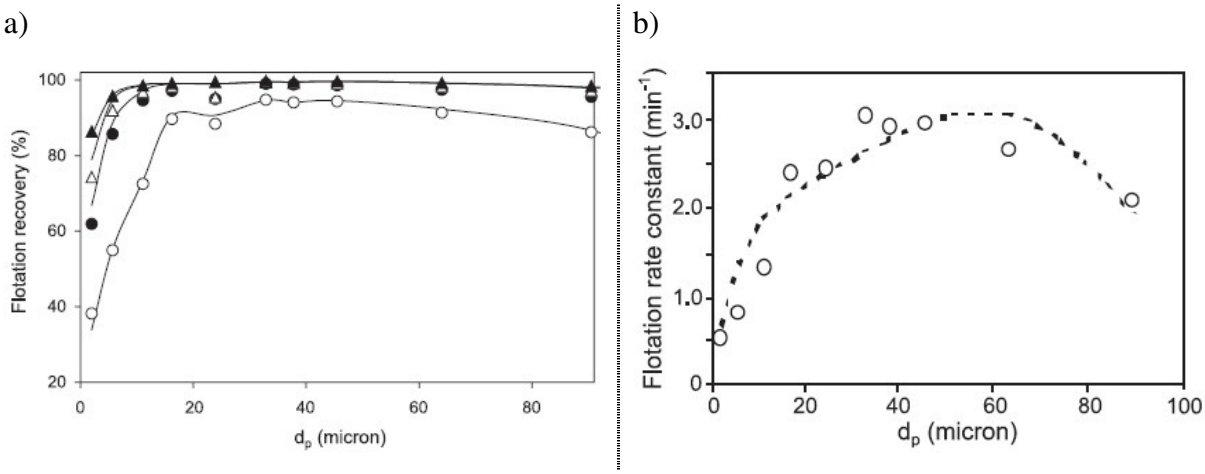


Figura 45 – a) Recuperações de calcopirita versus diâmetro das partículas em diferentes tempos de flotação [1, 2, 5 e 10 min]; b) Constantes cinéticas de flotação versus diâmetro das partículas (DUAN; FORNASIERO; RALSTON, 2003)

Estes mesmos autores plotaram os dados experimentais para a constante cinética de flotação versus os diferentes tamanhos de partícula. Percebeu-se que *k* apresenta baixos valores para partículas finas (inferiores a 20 μm) e/ou grossas (superiores a 60 μm). Tais dados comprovam, mais uma vez, as baixas recuperações apresentadas para estas respectivas frações granulométricas. O maior valor de *k* ($\approx 3{,}0\ min^{-1}$) foi encontrado para um $d_p \approx 40\ \mu m$.

4.4.2. Tipos de fluxo

Em regime contínuo, o modelo que descreve a recuperação de uma dada substância mineral para o flotado depende também do regime de operação da célula de flotação. E estes regimes são usualmente classificados em regimes do tipo *plug flow* ou do tipo *perfec mixing*.

- *Plug flow*, fluxo pistonado ou fluxo tubular – associado a colunas de flotação;
- *Perfect mixing*, mistura uniforme ou mistura perfeita – associado a células mecânicas.

O *plug flow* apresenta um escoamento uniforme dos elementos do fluido. Tudo se passa como se os seus componentes caminhassem ao longo do equipamento numa única fila ordenada. Uma condição necessária e suficiente num reator tubular é a constância do tempo de residência para qualquer elemento do fluido. Portanto, não existirá nem curto-circuito e nem dispersão axial da polpa em uma célula contendo um fluxo do tipo *plug flow* (RODRIGUES,

2001). Neste regime, em ordem um, a equação que teoricamente descreve a sua recuperação é dada pela Equação 50.

$$R = R_{máx.}(1 - e^{-kt}) \qquad 50$$

O *perfect mixing* apresenta um escoamento em que todo o seu conteúdo é mantido agitado, com uma composição totalmente constante ao longo do reator. Assim sendo, a mistura na saída da célula tem a mesma composição que a do interior do tanque (RODRIGUES, 2001). Neste regime, em ordem um, a equação que teoricamente descreve a sua recuperação é dada pela Equação 51

$$R = \frac{kt}{1 + kt} \qquad 51$$

em que:

R – recuperação de um dado mineral para o flotado, dado em %;

$R_{máx.}$ – recuperação máxima de um dado mineral para o flotado, dado em %;

k – constante cinética de flotação, dado em min^{-1};

t – tempo de flotação, dado em min.

Em todo regime *batch*, independentemente do equipamento utilizado e dada a recuperação de uma dada substância mineral para o flotado, a recuperação e/ou a flotabilidade é também representada conforme a Equação 50 – modelo este de 1ª ordem.

Rodrigues (2001) afirma que um número infinito de uma série de misturadores do tipo *perfec mixing* representaria um tanque na situação *plug flow*. Logo, o trabalho realizado por um pequeno número de reatores em estado de mistura perfeita possui um desempenho inferior a de um equipamento em regime *plug flow* – devido, principalmente, ao tempo de permanência demasiadamente longo do material em uma célula que se comporta segundo o segundo regime. Na prática, tanto o *plug flow* quanto o *perfect mixing*, em seu estado puro e perfeito, são raramente encontrados em equipamentos de processo devido a:

- Zonas mortas, onde a polpa fica estagnada;
- Fluxos em *by-pass* ou curto-circuito;
- Carga circulante, quando uma parte da polpa retorna para o fluxo de alimentação.

4.4.3. Zonas de flotação

Amelunxen (2014) estudou os diferentes comportamentos de recuperação, das constantes cinéticas etc. apresentados pela zona de coleta e pela zona de limpeza em uma célula de flotação laboratorial. Muitos dos autores até aqui citados não fazem esta distinção em seus trabalhos, para as diferentes zonas. Este definiu que a recuperação na camada de espuma (R_f) em testes de flotação do tipo *batch* é definida como sendo a razão entre a constante cinética global (k) e a constante cinética da zona de coleta (k_c) – conforme a Equação 52:

$$R_f = \frac{K}{K_c} \qquad 52$$

Já Aquino, Oliveira e Fernandes (2010) distinguiram as diferentes recuperações dadas as diferentes zonas de flotação a serem consideradas. Para o flotado, por exemplo, definiram a recuperação final como sendo o produto das recuperações obtidas na zona de coleta e na zona de limpeza [$R_c.R_f$]. Já para o deprimido, definiram a recuperação final como sendo o percentual de partículas não flotadas na zona de coleta [1 - R_c]. A Figura 46 ilustra tais recuperações para o flotado e para o deprimido, assim como as recuperações teoricamente definidas entre as zonas de coleta e de limpeza.

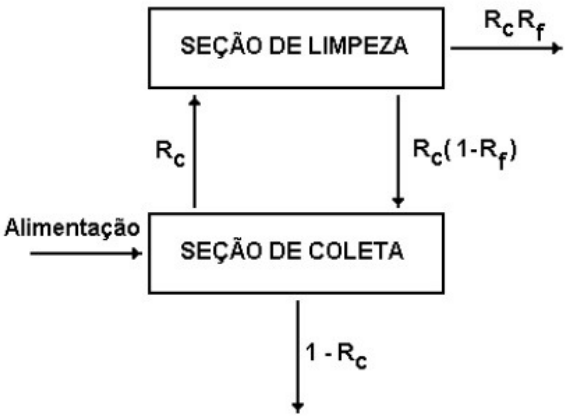


Figura 46 – Representação [simplificada] das zonas de coleta e limpeza e identificação das suas respectivas recuperações (AQUINO; OLIVEIRA; FERNANDES, 2010)

Como pode ser visto, e também segundo Dobby e Finch (1991), levando-se em consideração apenas a seção de coleta, a recuperação é dada por R_c e 1-R_c para o flotado e para o deprimido, respectivamente. Considerando R_f como sendo a recuperação na zona de limpeza e

sendo esta uma etapa posterior à de coleta, $R_c.R_f$ e $R_c(1-R_f)$ são dadas como sendo as recuperações em direção ao fluxo de flotado e para o deprimido nesta zona, respectivamente.

Amenlunxen (2014) verificou ainda a influência da frequência de retirada da espuma através da utilização manual de pás, em testes de flotação do tipo *batch* – utilizando-se de amostras contendo quartzo e magnetita. Verificou que, em frequências de intervalos de 10 a 15 s, a recuperação total na zona de limpeza foi de 30 a 40%, apenas. Variações desta frequência modificam, consideravelmente, estes valores de recuperação, interferindo diretamente na cinética do sistema.

4.4.4. Considerações finais

É percebido, até aqui, a inter-relação existente entre os diferentes assuntos tratados – características dos equipamentos, probabilidades de flotação, propriedades dispersivas do ar, constante cinética de flotação etc. Se necessário fosse, uma série de outras variáveis e/ou assuntos poderiam ser adicionados, com suas respectivas correlações com todo o processo de flotação.

Ralston (2000), por exemplo, para um processo de flotação classificado como sendo de primeira ordem, realizado em escala *batch*, enumerou que a recuperação mássica *R* (massa de partículas flotadas por unidade de tempo *t* é dada por:

$$R = 1 - e^{-t\left(\frac{3 \cdot G_{fr} \cdot h \cdot E_c \cdot E_A \cdot E_s}{2 \cdot d_b \cdot V_{cell}}\right)} = 1 - e^{-t \cdot k} \qquad 53$$

sendo,

G_{fr} –vazão de gás;

h – altura da célula de flotação;

V_{cell} – volume da célula de flotação.

Observa-se que, em uma mesma equação, as características do equipamento [h, V_{cell}], as probabilidades e/ou eficiências de flotação [E_c, E_a, E_s], as propriedades de dispersão gasosa [G_{fr}, d_b] e a cinética de flotação [k, t] estão sendo consideradas – conforme anteriormente

citado. E ainda segundo a Equação 53, a constante cinética *k* pode ser representada conforme a Equação 54.

$$k = \frac{3}{2} \cdot \frac{G_{fr} \cdot h}{d_b \cdot V_{cell}} \cdot E_c \cdot E_a \qquad 54$$

Neste caso, para a Equação 54, E_s é considerada como sendo unitária (igual a 1). Ou seja, a eficiência de estabilidade do agregado partícula-bolha, em células de flotação na ausência de turbulência, é considerada como sendo de 100%. Na prática industrial, por outro lado, não existem células de flotação que operem com a ausência de turbulência.

Perceba-se agora que as expressões para a velocidade superficial do gás (J_g) e para o fluxo superficial de área das bolhas (S_b), comumentemente analisadas durante a caracterização hidrodinâmica de células de flotação, podem ser também prontamente deduzidas da Equação 54 – conforme demonstra a Equação 55. Logo, a constante *k* passaria a ser dependente [única e teoricamente] de S_b, E_c e E_a.

$$k = \frac{S_b \cdot E_c \cdot E_a}{4} \qquad 55$$

sendo,

$$S_b = \frac{6 \cdot J_g}{d_b} \qquad 56$$

e

$$J_g = \frac{G_{fr} \cdot h}{V_{cell}} \qquad 57$$

E, assim como iniciado, finaliza-se reafirmando-se que "*o desempenho do processo de flotação é função de uma ampla gama de variáveis que se influenciam mutuamente. A consequência disso é que tal sinergismo torna muito difícil uma clara compreensão do efeito de uma variável sobre a outra, assim como o efeito resultante de todos os fatores envolvidos sobre o desempenho global do processo, tornando o assunto bastante complexo [e interessante]* [...]" (LEAL FILHO, 2012).

5. MATERIAIS e MÉTODOS

Quanto aos materiais utilizados, estes podem ser subdivididos em: amostragens industriais (item 5.1) e caracterização mineralógica (item 5.2). Quanto aos métodos, estes podem ser subdivididos em: flotações em célula mecânica (item 5.3), flotações em célula pneumática (item 5.4) e medidas de dispersão do ar (item 5.5).

5.1. Amostragens industriais

A realização de amostragens industriais teve por objetivo obter amostras que representassem a alimentação dos circuitos industriais de flotação. Duas foram as operações unitárias selecionadas: CG e CF, da empresa Samarco Mineração. Conforme ilustra a Figura 47, as amostras foram coletadas em pontos entre as etapas de deslamagem e de condicionamento de cada circuito – o que garantiu a inexistência de reagentes químicos [coletores e/ou depressores] nos materiais amostrados. Para a alimentação do CG e do CF foram coletados o *underflow* dos ciclones limpadores (Ø 10”) e deslamadores (Ø 4”), respectivamente.

a) b)

Figura 47 – Fotos dos pontos de amostragem, sendo: a) Alimentação do CG – *underflow* dos ciclones de 10”; e b) Alimentação do CF – *underflow* dos ciclones de 4”

Utilizando-se amostradores manuais com incrementos a cada 5 minutos, tomaram-se [aproximadamente] 1.500 kg de material – massa esta suficiente para a realização de ensaios em regime *batch*, nas escalas laboratorial e/ou piloto. Além disto, tal massa possibilitou a realização de análises para a caracterização mineralógica completa das amostras.

As amostragens foram realizadas entre os dias 14 e 22/2/2013 no CG e entre os dias 1 e 12/3/2013 no CF. A estabilidade operacional do Concentrador II era determinante para o início e/ou término das amostragens. Após a coleta, todo o material foi seco em estufa a 105°C, homogeneizado em pilha alongada e quarteado através de quarteador do tipo carrossel em alíquotas de menor massa, conforme ilustra a Figura 48. Após coleta e preparação, foi possível dar início à etapa de caracterização mineralógica das amostras, conforme descreve o item 5.2.

a) b)

Figura 48 – Fotos da preparação das amostras coletadas, sendo: a) Homogeneização em pilha alongada; e b) Quarteamento das amostras em quarteador do tipo carrossel

5.2. Caracterização mineralógica

A etapa de caracterização mineralógica teve por objetivo obter maiores informações acerca dos materiais a serem utilizados quanto aos aspectos químicos, granulométricos, mineralógicos e texturais. Desta forma, este item pode ser subdividido em: análises químicas (item 5.2.1), análises granulométricas (item 5.2.2), análises granuloquímicas (item 5.2.3), análises mineralógicas (item 5.2.4) e análises do grau de liberação (item 5.2.5). Tais

caracterizações foram realizadas globalmente [para a amostra "cabeça"] e/ou por frações granulométricas específicas, a depender da necessidade.

5.2.1. Análises químicas

Os elementos e/ou compostos analisados quimicamente foram: Fe, SiO_2, Al_2O_3, P e MnO_2. Além destes, a PPC (sigla para "perda por calcinação") também era reportada. Para determinação do teor de Fe utilizou-se do método de dicromatometria. Para determinação dos elementos Si, Al, P e Mn utilizou-se o método de determinação multielementar por ICP OES – espectrometria de emissão ótica por plasma acoplado indutivamente. Para a análise da PPC, utilizou-se de procedimento específico para tal [insere-se a amostra em mufla a 1.000ºC, por uma hora, determinando-se assim o percentual de resíduos não voláteis].

A Tabela 11 e a Tabela 12 apresentam os resultados químicos e de densidade real [médios] de 25 alíquotas da "amostra cabeça" preparadas e analisadas para cada material utilizado – CG e CF. Quando necessário, tais amostras foram unicamente identificadas como CG ou CF – em referências aos materiais representativos da alimentação do CG ou do CF, respectivamente.

Tabela 11 – Resultados químicos e de densidade [médios] de 25 alíquotas da "amostra cabeça" referente à amostra CG

	Fe	SiO_2	Al_2O_3	P	PPC	MnO_2	Dens.
Média (%):	45,5	32,7	0,3	0,030	1,9	0,0	3,8
Desv. Pad. $_{abs.}$ (%):	1,3	2,0	0,0	0,0	0,1	0,0	0,1

Tabela 12 – Resultados químicos e de densidade [médios] de 25 alíquotas da "amostra cabeça" referente à amostra CF

	Fe	SiO_2	Al_2O_3	P	PPC	MnO_2	Dens.
Média (%):	44,5	33,4	0,5	0,033	2,3	0,0	3,8
Desv. Pad. $_{abs.}$ (%):	0,7	1,2	0,1	0,0	0,7	0,0	0,0

sendo,

Desv. Pad. $_{abs.}$ – desvio padrão absoluto;
Dens. – densidade.

Sobre tais resultados, em maior relevância, destacam-se os teores médios de Fe e de SiO_2. Para a amostra CG, os valores encontrados foram de 45,5 e 32,7%, respectivamente. Para a amostra CF, os valores encontrados foram de 44,5 e 33,4%, respectivamente. Tais valores são semelhantes aos praticados industrialmente – conforme descrito no item 3.1, Tabela 5, página 24. Neste, para os teores de Fe e de SiO_2, são mencionados os valores de 44,6 e 34,0% para a alimentação do CG e de 45,3 e 32,1% para a alimentação do CF, respectivamente. Nota-se, portanto, que os resultados são semelhantes [entre o praticado industrialmente e o apresentado pelas amostras] e, quimicamente, estes valores validam a representatividade da amostragem realizada.

5.2.2. Análises granulométricas

A realização das análises granulométricas teve por objetivo obter os percentuais mássicos (e/ou gerar massa, quando necessário) utilizando-se das malhas 20 # (840 µm), 28 # (590 µm), 35 # (420 µm), 48 # (297 µm), 65 # (210 µm), 100 # (149 µm), 150 # (105 µm), 200 # (74 µm), 270 # (53 µm), 325 # (44 µm) e 400 # (37 µm). Foram utilizadas peneiras circulares [de 20 cm de diâmetro] e da série *Tyler*. Tais faixas, relativamente finas, foram definidas conforme conhecimento prévio dos materiais a serem analisados – coletados industrialmente em pontos onde há controle e/ou especificação granulométrica.

Para a realização dos peneiramentos, aproximadamente 150 g de material (base seca) foram deslamados manualmente em peneira de abertura de 400 # (37 µm) – a úmido. Tal procedimento teve por objetivo separar, primeiramente, maior parte das partículas abaixo desta fração granulométrica. Os materiais passante e retido eram então filtrados, secos em estufa a 105°C e suas massas registradas. Todo o retido era submetido a uma nova etapa de peneiramento, a seco, em peneirador automático do tipo *Rotap* por um tempo mínimo de 15 minutos.

Cessado o peneiramento, todas as massas eram pesadas e registradas. Os passantes na fração 400# (37 µm), obtidos nos peneiramentos a úmido e a seco, eram homogeneizados – formando-se, assim, uma única alíquota. Quando necessário, para a realização de análises posteriores, novos peneiramentos eram realizados para a geração adicional de massa em frações granulométricas específicas – tais como análises químicas, mineralógicas etc. A este tipo de peneiramento, realizado inicialmente a úmido e posteriormente a seco, denominou-se de peneiramento "combinado".

A Figura 49 apresenta os resultados da análise granulométrica realizada para as amostras CG e CF. Como pode ser visto [e assim como já esperado], percebem-se diferenças entre ambas – a amostra CG é relativamente mais grossa do que a amostra CF. Para a primeira, o d_{90}[8] e o d_{80} apresentados foram de 171 e 126 µm, respectivamente. Já para a amostra CF, o d_{90} situou-se em 50 µm. Para esta última amostra, a determinação do d_{80} não foi possível já que 81% da massa situou-se em frações granulométricas inferiores à última peneira utilizada [de 37 µm].

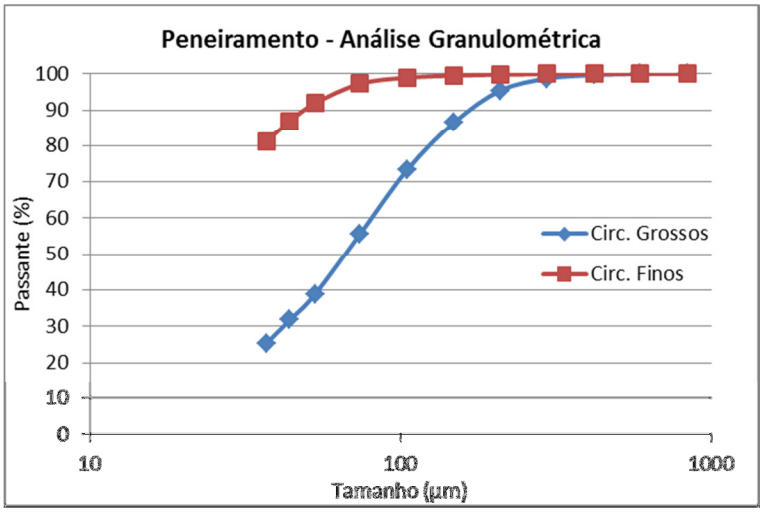


Figura 49 – Resultado da análise granulométrica, realizada através de peneiramento, das amostras CG e CF

Para o passante na fração 400 # (37 µm), este foi ainda submetido a uma nova análise granulométrica através de um granulômetro a laser. O equipamento utilizado foi o da marca *Malvern Instruments*, de modelo *Mastersize*. Neste método, as medições de tamanho das partículas são realizadas com base na difração a laser, que é feita pela detecção do ângulo de

[8] Neste caso, o d_{90} representa a abertura [teórica] da peneira que possibilitaria a passagem de 90% da massa de toda a amostra. Definição análoga pode ser utilizada para o d_{80}, d_{80}, d_{50} etc.

difração de um feixe de luz que atravessa uma população de amostras contidas em um receptor óptico. A Figura 50 apresenta os resultados desta análise granulométrica realizada para as amostras CG e CF. Como pode ser visto [e assim como já esperado], a amostra CF é relativamente mais fina do que a amostra CG.

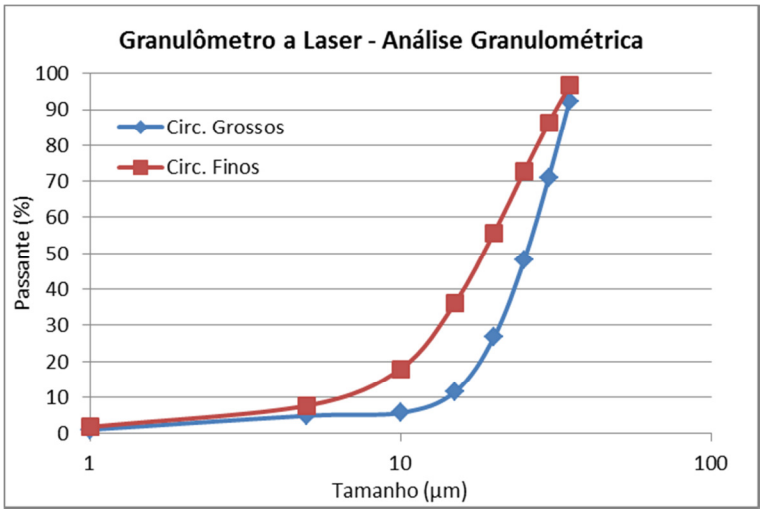


Figura 50 – Resultado da análise granulométrica, realizada através de granulômetro a laser, das amostras CG e CF

Conforme dito, as frações +400 # (+37 µm) e -400 # (-37 µm) foram granulometricamente analisadas via peneiramento e granulômetro a laser, respectivamente. De forma hipotética, tais resultados poderiam ser agrupados – formando-se assim uma única análise e/ou uma análise combinada entre os dois diferentes métodos. Ressalta-se que a análise granulométrica através do peneiramento e da difração a laser medem diâmetros através de diferentes métodos. Entretanto, dentro de cada faixa granulométrica, os resultados são comparáveis (CHAVES, 2012). Desta forma, a Figura 51apresenta os resultados combinados para as amostras CG e CF. Em linha vertical e tracejada foi delimitado o limite e/ou a faixa de detecção para cada método utilizado. À esquerda da linha encontram-se os resultados obtidos através do granulômetro a laser. Consequentemente, à direita da linha encontram-se os resultados obtidos através de peneiramento.

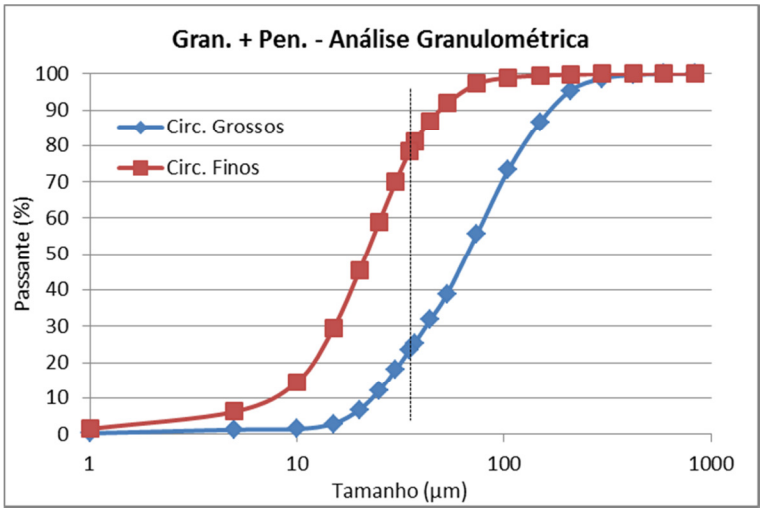


Figura 51 – Resultado da análise granulométrica [combinada] das amostras CG e CF

Observa-se agora que as frações granulométricas que teoricamente representam o d_{90}, d_{80}, d_{50} etc., assim como qualquer outra fração, podem ser matematicamente determinadas para ambas as amostras – o que, utilizando-se apenas de peneiramento, não era possível de ser feito. A Tabela 13 então apresenta os valores de d_{90}, d_{80}, d_{50}, d_{20} e d_{10} para as amostras CG e CF. Como pode ser visto [e assim como já anteriormente mencionado], a amostra CF é relativamente mais fina do que a amostra CG. Os d_{50}'s apresentados, por exemplo, foram de 67 e 22 µm para as amostras CG e CF, respectivamente.

Tabela 13 – Resultados de d_{90}, d_{80}, d_{50}, d_{20} e d_{10}, determinados através da análise granulométrica combinada, para as amostras CG e CF

	d_{90}	d_{80}	d_{50}	d_{20}	d_{10}
Amostra *CG* (µm):	171	126	67	32	23
Amostra *CF* (µm):	50	36	22	12	7

5.2.3. Análises granuloquímicas

Após as análises granulométricas, a realização das análises granuloquímicas teve por objetivo obter resultados químicos em faixas granulométricas específicas. Utilizando-se dos mesmos procedimentos descritos nos itens 5.2.1 e 5.2.2, analisaram-se os percentuais de Fe, SiO_2, Al_2O_3, P, PPC e MnO_2 para os seguintes grupos de frações: +100 #; -100 # e +200 #; -200 # e

+325 #; e -325 #, para a amostra do CG; e +325 # e -325 #,.para a amostra do CF. Tais análises possibilitaram, também, o cálculo das partições de Fe e de SiO_2 – conforme apresentam a Tabela 14 e a Tabela 15.

Tabela 14 – Análise granuloquímica da amostra CG

Malha	Massa	Ret. S.	Ret. A.	Pas.	Fe	SiO_2	Al_2O_3	P	PPC	MnO_2	Part. Fe	Part. SiO_2
(Tyler)	(g)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)
+100	13,80	13,0	13,0	87,0	31,2	51,8	0,4	0,042	3,1	0,1	8,9	20,6
-100 e +200	33,22	31,3	44,3	55,7	33,8	49,4	0,2	0,031	1,9	0,0	23,2	47,4
-200 e +325	26,01	24,5	68,7	31,3	46,9	30,9	0,2	0,029	1,7	0,0	25,2	23,2
-325	33,21	31,3	100,0	0,0	62,2	9,2	0,3	0,027	1,5	0,0	42,7	8,8
	106,24			Calculado (%):	45,6	32,6	0,3	0,031	1,9	0,0		
				Analisado (%):	45,6	32,5	0,3	0,030	1,9	0,0		
				Desvio (%):	-0,2	0,4	-5,9	1,7	-0,1	-4,3		

Tabela 15 – Análise granuloquímica da amostra CF

Malha	Massa	Ret. S.	Ret. A.	Pas.	Fe	SiO_2	Al_2O_3	P	PPC	MnO_2	Part. Fe	Part. SiO_2
(Tyler)	(g)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)
+325	12,61	13,1	13,1	86,9	13,5	79,4	0,3	0,013	0,9	0,0	4,0	31,5
-325	83,42	86,9	100,0	0,0	49,5	26,1	0,6	0,039	2,4	0,1	96,0	68,5
	96,03			Calculado (%):	44,8	33,1	0,5	0,036	2,2	0,0		
				Analisado (%):	44,6	33,2	0,5	0,033	2,4	0,0		
				Desvio (%):	0,5	-0,4	1,6	7,8	-7,6	2,2		

sendo,

Ret. S. – percentual retido simples;

Ret. A. – percentual retido acumulado;

Pas. – percentual passante;

Part. Fe – partição de ferro;

Part. SiO_2 – partição de sílica.

e,

$$\text{Part. Fe} = \frac{\%\ \text{Fe}_{\text{malha i}}\ .\ \text{Ret. S.}_{\text{malha i}}}{\%\ \text{Fe}_{\text{calculado}}} \qquad 58$$

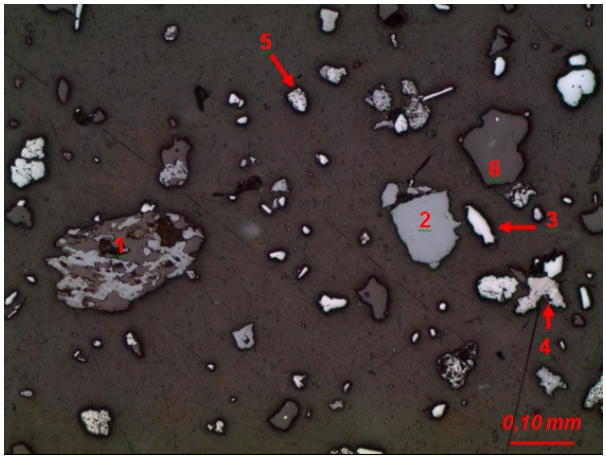
$$\text{Part. SiO}_2 = \frac{\%\ \text{SiO}_{2\ \text{malha i}}\ .\ \text{Ret. S.}_{\text{malha i}}}{\%\ \text{SiO}_{2\ \text{calculado}}} \qquad 59$$

Quimicamente, em maior relevância, destacam-se os percentuais de Fe e SiO_2 contidos nas frações finas e grossas, respectivamente. Para a amostra CG, teores de 46,89 e 62,21% de ferro foram encontrados nas duas frações mais finas (abaixo de 200 #). Já os teores de sílica foram de 51,78 e 49,45% nas duas frações mais grossas (acima de 200 #). Para a amostra CF, o teor de 49,51% de ferro foi encontrado na fração -325 #. Já o teor de sílica foi de 79,43% na fração -325 #.

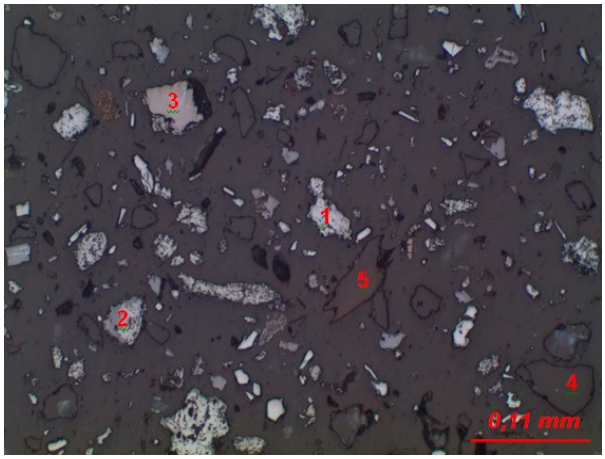
Quanto às partições de Fe e de SiO_2, percebe-se maior participação [mássica] de ferro nas frações finas e maior participação [mássica] de sílica nas frações grossas – sendo esta uma característica típica dos minérios de ferro itabiríticos. Para a amostra CG, as partições foram de 67,89% (25,20 + 42,69) de ferro e 68,00% (20,62 + 47,38) de sílica nas frações -200 # e +200 #, respectivamente. Para a amostra CF, as partições foram de 96,04% de ferro e 31,51% de sílica nas frações -325 # e +325 #, respectivamente. Tal característica pode ser explicada pela presença de minerais de maior dureza nas frações mais grossas.

5.2.4. Análises mineralógicas

A realização das análises mineralógicas teve por objetivo determinar os minerais presentes em ambas as amostras e suas associações. Os cristais puderam ainda ser classificados levando-se em consideração a sua morfologia, sendo estes subdivididos em: hematita microcristalina, hematita martítica, hematita lobular, hematita lamelar (ou hematita especular), goethita maciça, goethita botrioidal, goethita terrosa e goethita pseudomórfica de anfibólio – conforme ilustra a Figura 52. Quartzo e anfibólio foram os outros minerais também quantificados. O microscópio óptico utilizado foi o de modelo *Leica DM 2500 P*, em luz refletida.



Partícula mista composta por anfibólio + goethita pseudomórfica de anfibólio (1). Partículas livres de: goethita maciça (2); hematita lamelar (3); magnetita martitizada (4) e hematita em martita (5). Partícula de quartzo com inclusões de hematita (6). Luz refletida, nicóis paralelos, objetiva de 10x, ocular de 10x.



Partículas de hematita em martita (1); hematita em martita + goethita (2); magnetita martitizada (3); quartzo com inclusões de hematita (4) e anfibólio impregnado por goethita (5). Luz refletida, nicóis paralelos, objetiva de 20x, ocular de 10x.

Figura 52 – Fotos ilustrativas da classificação qualitativa e quantitativa, em microscópio óptico, dos minerais úteis e de ganga em função da sua morfologia (PEREIRA, 2009)

A identificação dos óxidos/hidróxidos de ferro e/ou dos minerais de ganga foi feita através de uma varredura completa da seção, utilizando-se objetivas com aumentos variados (2,5x; 5x; 10x; 20 e/ou 50x). A contagem e classificação dos minerais foram feitas através de uma varredura completa da seção e/ou da lâmina polida. O mineral qualificado e quantificado em cada campo foi aquele que se apresentava no encontro dos fios de retículo, visualizado na

ocular. O cálculo da porcentagem em peso foi obtido através da multiplicação da área de cada mineral pela sua densidade [teórica].

A Tabela 16, Tabela 17, Tabela 18 e Tabela 19 apresentam os resultados mineralógicos [qualitativos e quantitativos] das amostras CG e CF. A Tabela 16 contém os resultados simplificados – sem subdivisões morfológicas. Já a Tabela 17 apresenta estas subdivisões. Já a Tabela 18 e a Tabela 19, além das subdivisões morfológicas, subdividem os resultados conforme agrupamento das frações granulométricas +100 #; -100 # e +200 #; -200 # e +325 #; e -325 #.

Tabela 16 – Resultados mineralógicos [simplificados] para as amostras CG e CF

	Qtz	H	Mg	G	Anf	Out
	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)
Amostra *CG*:	24,8	63,2	2,2	9,1	0,8	0,0
Amostra *CF*:	25,0	57,4	4,0	12,5	0,4	0,8

sendo,

Qtz – quartzo;

H – hematita;

Mg – magnetita;

G – goethita;

Anf – anfibólio;

Out – outros.

Tabela 17 – Resultados mineralógicos [contendo as subdivisões morfológicas] para as amostras CG e CF

	Qtz	HMi	HMa	HLo	HLa	Mg	GMa	GBo	GTe	GPs	Anf	Out
	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)
Amostra *CG*:	24,8	0,2	30,3	3,1	29,6	2,2	6,0	2,3	0,5	0,3	0,8	0,0
Amostra *CF*:	25,0	0,4	19,0	2,0	36,0	4,0	2,0	10,0	0,4	0,1	0,4	0,8

sendo,

Qtz – quartzo;

HMi – hematita microcristalina;

HMa – hematita martítica;

HLo – hematita lobular;

HLa – hematita lamelar;

Mg – magnetita;

GMa – goethita maciça;

GBo – goethita botrioidal;

GTe – goethita terrosa;

GPs – goethita pseudomórfica de anfibólio;

Anf – anfibólio;

Out – outros.

Tabela 18 – Resultados mineralógicos [contendo as subdivisões morfológicas e agrupadas por frações granulométricas] para a amostra CG

Malha	Qtz	HMi	HMa	HLo	HLa	Mg	GMa	GBo	GTe	GPs	Anf	Out
(*Tyler*)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)
+100	42,0	0,4	18,0	1,0	5,0	2,0	16,0	3,0	2,0	6,0	2,0	2,7
-100 e +200	41,0	0,8	27,0	3,0	9,0	3,0	11,0	2,0	1,0	1,0	0,8	0,5
-200 e +325	23,0	0,4	30,0	4,0	27,0	3,0	9,0	1,0	0,4	1,0	0,8	0,6
+325	6,0	0,1	33,0	3,0	48,0	2,0	5,0	1,0	0,4	0,8	0,1	0,6
Calculado (%):	25,8	0,4	28,4	3,0	25,1	2,6	9,3	1,6	0,8	1,6	0,7	0,8
Analisado (%):	24,8	0,2	30,3	3,1	29,6	2,2	6,0	2,3	0,5	0,3	0,8	0,0

Tabela 19 – Resultados mineralógicos [contendo as subdivisões morfológicas e agrupadas por frações granulométricas] para a amostra CF

Malha	Qtz	HMi	HMa	HLo	HLa	Mg	GMa	GBo	GTe	GPs	Anf	Out
(*Tyler*)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)
+325	72,0	1,0	10,0	2,0	2,0	4,0	1,0	3,0	1,0	1,0	3,0	0,0
-325	24,0	0,4	20,0	1,0	40,0	2,0	5,0	6,0	1,0	0,8	0,4	0,0
Calculado (%):	30,3	0,4	18,7	1,1	35,0	2,3	4,5	5,6	1,0	0,8	0,7	-0,4
Analisado (%):	25,0	0,4	19,0	2,0	36,0	4,0	2,0	10,0	0,4	0,1	0,4	0,8

Para os resultados apresentados pela Tabela 16, em maior relevância, citam-se as predominâncias dos minerais de hematita e de quartzo. Para a amostra CG, os valores encontrados foram de 63,2 e 24,8%, respectivamente. Para a amostra CF, os valores encontrados foram de 57,4 e 25,0%, respectivamente. A goethita e a magnetita apresentaram-se em menor relevância. Os valores encontrados foram de 9,1 e 2,2% para a amostra CG e de 12,5 e 4,0% para a amostra CF, respectivamente. O anfibólio, para ambas as amostras, apresentou valores inferiores a 1,0%. Entre as amostras CG e CF não há grandes discrepâncias entre as predominâncias dos minerais – conforme ilustra a Figura 53.

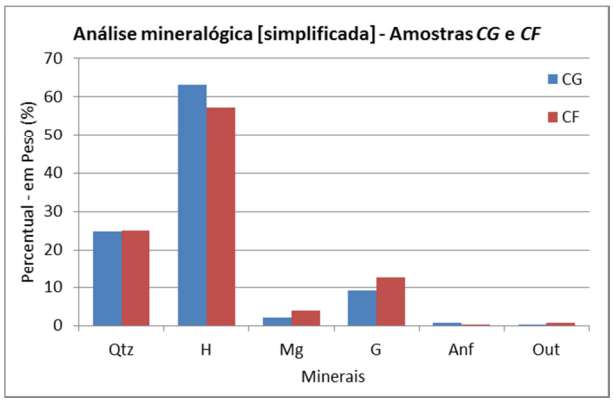


Figura 53 – Resultados mineralógicos [simplificados] para as amostras CG e CF

Para os resultados apresentados pela Tabela 17, em maior relevância, citam-se as predominâncias morfológicas da hematita martítica e da hematita lamelar – entre os minerais de hematita. Para a amostra CG, os valores encontrados foram de 30,3 e 29,6%, respectivamente. Para a amostra CF, os valores encontrados foram de 19,0 e 36,0%, respectivamente. A hematita microcristalina e a hematita lobular apresentaram-se como sendo de menor relevância. Entre os minerais de goethita, as predominâncias morfológicas de maior relevância foram a goethita maciça e a goethita botrioidal. Para amostra CG, os valores encontrados foram de 6,0 e 2,3%, respectivamente. Para amostra CF, os valores encontrados foram de 2,0 e 10,0%, respectivamente. A goethita terrosa e a goethita pseudomórfica de anfibólio apresentaram-se como sendo de menor relevância. Tais resultados estão ilustrados na Figura 54. Quartzo e anfibólio já foram anteriormente discutidos.

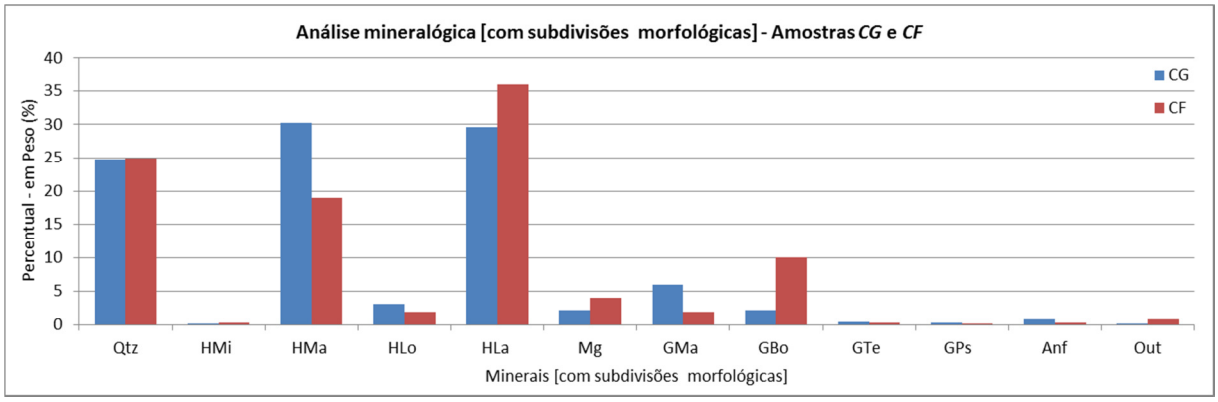


Figura 54 – Resultados mineralógicos [com subdivisões morfológicas] para as amostras CG e CF

Para os resultados apresentados pela Tabela 18 e pela Tabela 19, em maior relevância, citam-se as crescentes e/ou decrescentes distribuições mássicas de alguns minerais e/ou morfologias – conforme o agrupamento das frações granulométricas realizado para a análise das amostras CG ou CF. Tais resultados estão ilustrados através da Figura 55 e da Figura 56. Para a amostra CG, o quartzo e a goethita maciça apresentaram-se com maiores distribuições mássicas nas frações [relativamente] mais grossas. A goethita botrioidal, a goethita terrosa, a goethita pseudomórfica de anfibólio e o anfibólio apresentam-se com comportamento semelhante, porém, em menor relevância mássica. Já a hematita martítica e a hematita lamelar apresentaram-se com característica inversa. Ou seja, quanto menor a fração granulométrica, maior a representação mássica destas morfologias na respectiva amostra. Já a hematita microcristalina, a hematita lobular e a magnetita não se apresentram com nenhum dos comportamentos – crescente e/ou decrescente. Para a amostra CF, comportamentos semelhantes podem ser observados – com exceção da goethita maciça e da goethita botrioidal.

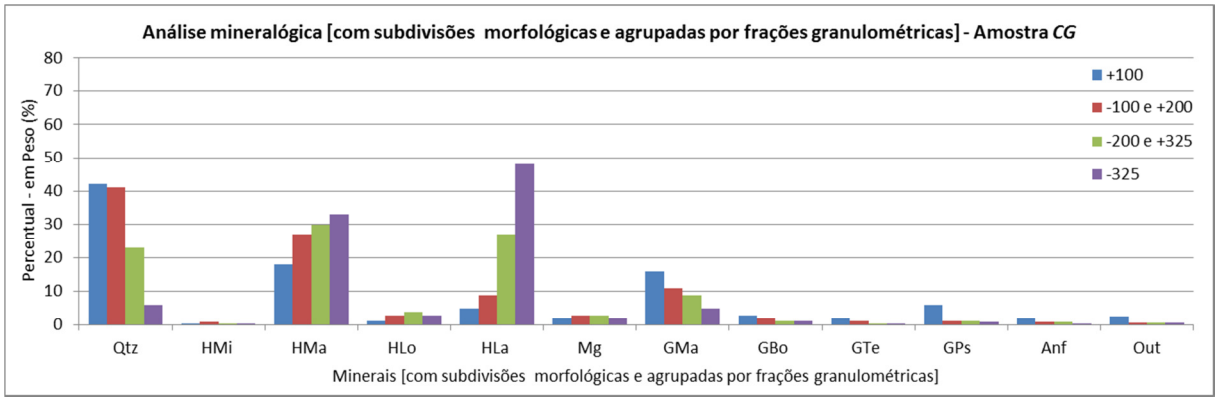


Figura 55 – Resultados mineralógicos [com subdivisões morfológicas e agrupadas por frações granulométricas] para a amostra CG

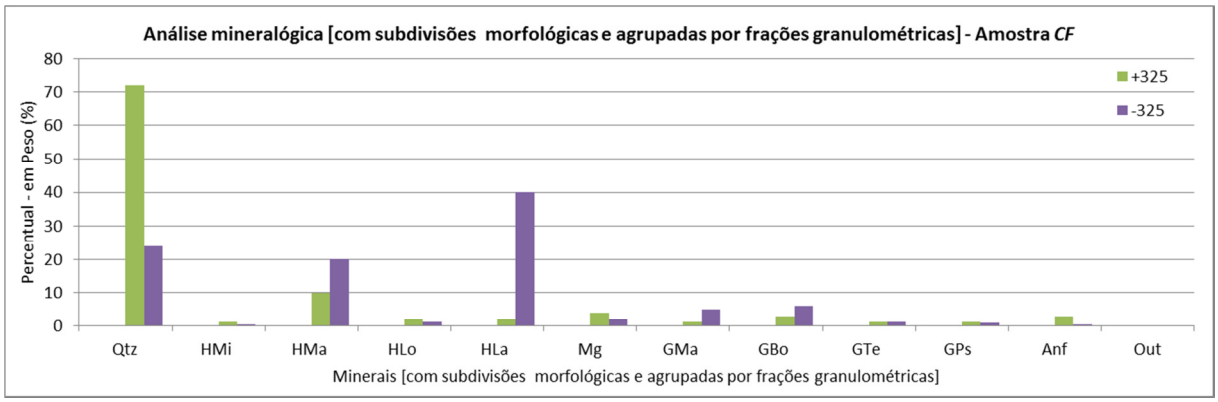


Figura 56 – Resultados mineralógicos [com subdivisões morfológicas e agrupadas por frações granulométricas] para a amostra CF

5.2.5. Análises do grau de liberação

Entende-se como grau de liberação, numa determinada fração granulométrica, a proporção entre a área mineralizada de partículas livres de um respectivo mineral sob análise em relação a esta mesma área mineralizada de partículas livres somada a área de partículas mistas. Para a concentração de minérios de ferro, normalmente, analisa-se o grau de liberação dos minerais de ganga (quartzo, por exemplo) em relação aos minerais úteis (óxidos e/ou hidróxidos de ferro). Segundo o método tradicional de Gaudin, o grau de liberação pode ser calculado conforme a Equação 60.

$$GL = \frac{\text{Área mineralizada das partículas livres}}{\text{Área mineralizada das partículas livres + mistas}} \qquad 60$$

Para este estudo, o grau de liberação foi determinado a partir de observações sistemáticas de partículas ao microscópio óptico, através de contagem de classes de grãos livres e/ou mistos. Estes últimos, por sua vez, foram subdivididos qualitativamente em subclasses, em função dos tipos de associação entre o mineral útil e o mineral de ganga – conforme ilustra a Figura 57. O conceito de grão livre, caracterizado como uma partícula constituída exclusivamente por um mineral útil, pode ser flexibilizado – a depender das especificações da matéria prima e da assembleia mineralógica presente.

Tipo 1:	Partículas de quartzo livre;
Tipo 2:	Partículas mistas de quartzo com inclusões de óxido e/ou hidróxido de ferro;
Tipo 3:	Partículas mistas com tamanhos dos grãos da mesma ordem do tamanho das partículas ou maiores;
Tipo 4:	Partículas mistas constituídas de agregados de grãos de quartzo e óxidos e/ou hidróxidos de ferro em que os grãos são significativamente menores que a partícula. Ocorrem partículas complexas com inclusões de quartzo dentro dos grãos de óxidos e/ou hidróxidos e vice versa, inclusão de óxido dentro dos grãos de quartzo.
Tipo 5:	Partículas mistas de óxidos e/ou hidróxidos de ferro com inclusões de quartzo;
Tipo 6:	Partículas de óxidos e/ou hidróxidos de ferro livres.

Figura 57 – Classificação qualitativa das partículas em função das proporções relativas do mineral útil ou de interesse presente na amostra (PEREIRA, 2009)

Quantitativamente, os tipos 2, 3, 4 e 5 foram ainda subdivididos em A, B, C ou D, a depender da proporção do mineral de interesse em relação a área total da partícula sob análise. Tal subdivisão quantitativa é apresentada através da Tabela 20.

Tabela 20 – Classificação quantitativa das partículas em função das proporções relativas do mineral útil ou de interesse presente na amostra (PEREIRA, 2009)

Subtipo	Minerais inclusos e/ou associados	Proporção
2A	Óxido e/ou hidróxido de ferro;	Até 5%
2B	Óxido e/ou hidróxido de ferro;	6 a 10%
2C	Óxido e/ou hidróxido de ferro;	11 a 15%
3A	Óxido e/ou hidróxido de ferro;	Até 10%
3B	Óxido e/ou hidróxido de ferro;	10 a 50%
3C	Óxido e/ou hidróxido de ferro;	50 a 90%
3D	Óxido e/ou hidróxido de ferro;	Acima de 90%
4A	Óxido e/ou hidróxido de ferro;	Até 10%
4B	Óxido e/ou hidróxido de ferro;	10 a 50%
4C	Óxido e/ou hidróxido de ferro;	50 a 90%
4D	Óxido e/ou hidróxido de ferro;	Acima de 90%
5A	Ganga	Até 5%
5B	Ganga	6 a 10%
5C	Ganga	11 a 15%

De conhecimento das classificações qualitativas e quantitativas, expostas pela Figura 57 e pela Tabela 20, o grau de liberação foi dividido em dois tipos: GL1 (ou grau de liberação do tipo 1) e GL2 (ou grau de liberação do tipo 2). Sendo as definições:

GL1 - dada pela definição literal, conforme a Equação 60, que inclui apenas as partículas do tipo 1 para os minerais de ganga ou partículas do tipo 6 para os minerais de óxidos e hidróxidos de ferro, conforme apresentado pela Figura 57.

GL2 - para análise do grau de liberação dos minerais de ganga, inclui as partículas do tipo 1 + 2A + 2B + 3A + 4A, estando estas com mais de 90% da área composta por minerais de ganga e sendo também classificadas como “livres”;

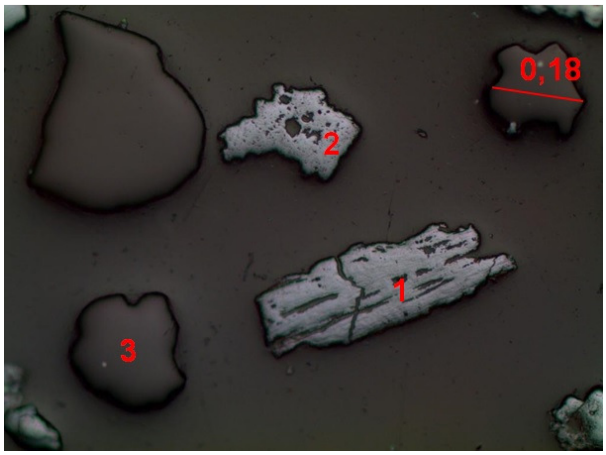
para análise do grau de liberação dos minerais de óxidos e hidróxidos de ferro, inclui as partículas do tipo 3D + 4D + 5A + 5B + 6, estando estas com mais de 90% da área composta por minerais úteis e sendo também classificadas como “livres”.

Logo, assim como agora definidos, os tipos GL1 e GL2 podem ser determinados através da Equação 61 e da Equação 62.

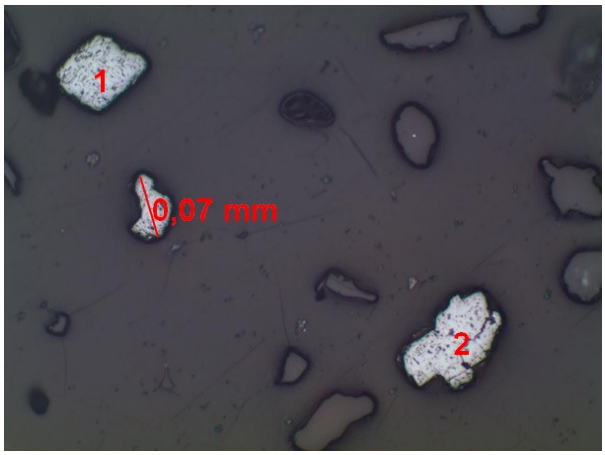
$$GL1 = \frac{\text{Número de partículas do tipo 1 (ou 6)}}{\text{Número total de partículas}} \qquad 61$$

$$GL2 = \frac{\text{Número de partículas do tipo 1+2A+2B+3A+4A (ou 3D+4D+5A+5B+6)}}{\text{Número total de partículas}} \qquad 62$$

Para tal determinação, conta-se o mínimo de 500 partículas para cada seção e/ou lâmina polida. A classificação destas consiste de análise com incremento fixo de movimento nos eixos X e Y da platina acoplada ao microscópio óptico – onde se encontra o número de interceptos de cada partícula e que é identificada com o cruzamento dos fios, no centro do campo de observação do microscópio. A Figura 59 ilustra a classificação qualitativa e quantitativa dos minerais úteis e/ou de ganga em função das suas associações mineralógicas.



Partículas mista e composta por goethita pseudomórfica de anfibólio (1) e hematita em martita (2). Partículas de quartzo com inclusões de óxidos de ferro (3). Luz refletida, nicóis paralelos, objetiva de 10x, ocular de 10x.



Partículas livres de hematita em martita (1) e hematita em martita + goethita (2). Partícula de quartzo com inclusão de hematita. Luz refletida, nicóis paralelos, objetiva de 20x, ocular de 10x.

Figura 58 – Fotos ilustrativas da classificação qualitativa e quantitativa, em microscópio óptico, dos minerais úteis e/ou de ganga em função das suas associações mineralógicas (PEREIRA, 2009)

A Tabela 21 e a Tabela 22 apresentam os resultados obtidos da análise do grau de liberação para as amostras CG e CF, respectivamente. Estes contêm: o tipo de associação mineralógica, a faixa granulométrica analisada, o número de partículas quantificadas e o percentual destas em relação ao total. Além disso, foram também determinados o grau de liberação do tipo 1 e do tipo 2 – para o quartzo (ganga) e para os óxidos / hidróxidos de ferro (minerais úteis).

Tabela 21 – Análises do grau de liberação (GL1 e GL2), por associação mineralógica e por faixa granulométrica, para a amostra CG

Assoc.	Faixa	Quant.	% Ret.	Faixa	Quant.	% Ret.	Faixa	Quant.	% Ret.	Faixa	Quant.	% Ret.
1	+100#		0,00	-100# e +200#		0,00	-200# e +325#		0,00	-325#		0,00
2A		273	6,77		286	16,93		186	7,97		48	2,70
2B			0,00			0,00			0,00			0,00
2C			0,00			0,00			0,00			0,00
3A		31	0,77		19	1,12		19	0,81		4	0,23
3B		2	0,05		4	0,24		1	0,04			0,00
3C		1	0,02		1	0,06		2	0,09		3	0,17
3D		2	0,05		3	0,18		2	0,09		4	0,23
4A		9	0,22		2	0,12			0,00			0,00
4B		24	0,59		6	0,36		2	0,09			0,00
4C		28	0,69		2	0,12		3	0,13			0,00
4D		26	0,64		22	1,30		10	0,43			0,00
5A		40	0,99		55	3,26		22	0,94		22	1,24
5B		1	0,02			0,00			0,00			0,00
5C			0,00			0,00			0,00			0,00
6		87	2,16		128	7,58		324	13,89		474	26,70

Simples					Global:
G.L. - Ganga - Tipo 1:	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
G.L. - Ganga - Tipo 2:	93,31	97,47	98,36	98,07	97,33
G.L. - Fe - Tipo 1:	42,31	56,08	86,89	93,94	73,67
G.L. - Fe - Tipo 2:	75,21	90,50	95,84	99,02	92,48

Tabela 22 – Análises do grau de liberação (GL1 e GL2), por associação mineralógica e por faixa granulométrica, para a amostra CF

Assoc.	Faixa	Quant.	% Ret.	Faixa	Quant.	% Ret.
1	+325#		0,00	-325#		0,00
2A		470	10,62		114	18,58
2B			0,00			0,00
2C			0,00			0,00
3A		30	0,68		13	2,12
3B		1	0,02		1	0,16
3C			0,00			0,00
3D		7	0,16		2	0,33
4A		1	0,02			0,00
4B			0,00			0,00
4C		2	0,05			0,00
4D		1	0,02			0,00
5A		2	0,05		4	0,65
5B			0,00			0,00
5C			0,00			0,00
6		67	1,51		399	65,03

				Global:
Simples	G.L. - Ganga - Tipo 1:	0,00	0,00	0,00
	G.L. - Ganga - Tipo 2:	99,75	99,45	99,49
	G.L. - Fe - Tipo 1:	65,13	96,93	92,75
	G.L. - Fe - Tipo 2:	74,61	98,36	95,24

sendo,

GL - Ganga - Tipo 1: grau de liberação do tipo 1 (GL1), para a ganga;

GL - Ganga - Tipo 2: grau de liberação do tipo 2 (GL2), para a ganga;

GL - Fe - Tipo 1: grau de liberação do tipo 1 (GL1), para os minerais úteis;

GL - Fe - Tipo 2: grau de liberação do tipo 2 (GL2), para os minerais úteis.

Para o cálculo dos percentuais retidos ("% Ret.") e do grau de liberação global ("GL - Ganga - Tipo 1"; "GL - Ganga - Tipo 2" etc.) foram considerados os percentuais mássicos retidos nas respectivas faixas granulométricas – conforme anteriormente discutido no item 5.2.2 [na página 98] e/ou na Tabela 14 e na Tabela 15 [na página 103]. Quanto aos "% Ret.", estes quantificam o percentual da respectiva associação mineralógica perante toda a amostra – e não somente para a faixa granulométrica em questão. Ou seja, para a associação do tipo 2A, na fração +100 # e para a amostra CG, o resultado apresentado foi de 6,77%. Isto quer dizer que, de toda a população de partículas analisadas, 6,77% apresentaram-se como sendo desta específica classificação. De forma ainda que:

$$\sum \% \text{ Ret.}_{i} = 100\% \qquad 63$$

Para os resultados da análise do grau de liberação, em maior relevância, destaca-se a predominância das associações mineralógicas do tipo 2A e 6 – para ambas as amostras. Para a amostra CG, os valores encontrados foram de 34,38% (6,77 + 16,93 + 7,97 + 2,70) e 50,32% (2,16 + 7,58 + 13,89 + 26,70), respectivamente. Para a amostra CF, os valores encontrados foram de 29,20% (10,62 + 18,58) e 66,54% (1,51 + 65,03), respectivamente. As demais associações (1, 2B, 2C etc.) apresentaram-se como sendo de menor relevância. Especificamente para o tipo 6, percebe-se que maior proporção mássica encontra-se na fração -325 # – para ambas as amostras. Tais resultados podem ser vistos através da Figura 59 e da Figura 60.

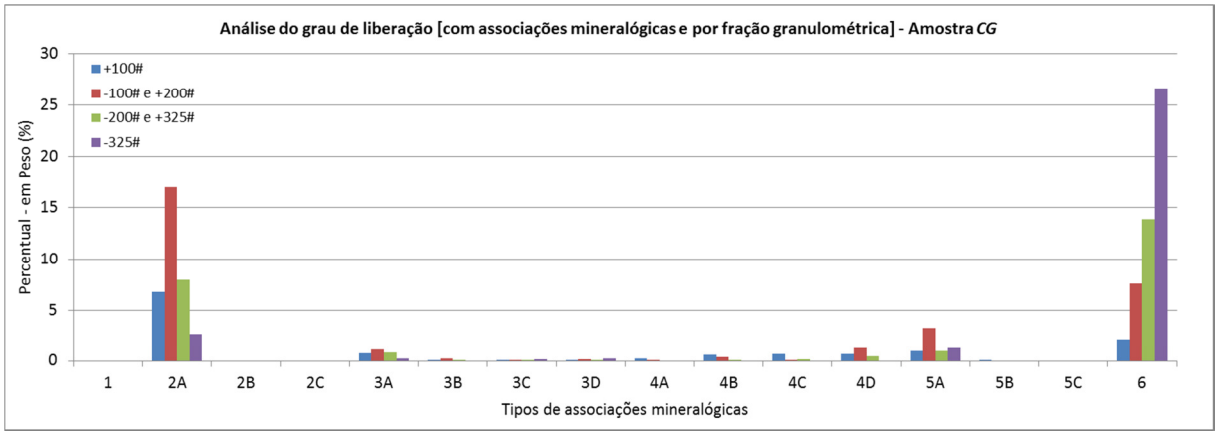


Figura 59 – Análise qualitativa e quantitativa do grau de liberação [com associações mineralógicas e por fração granulométrica] para a amostra CG

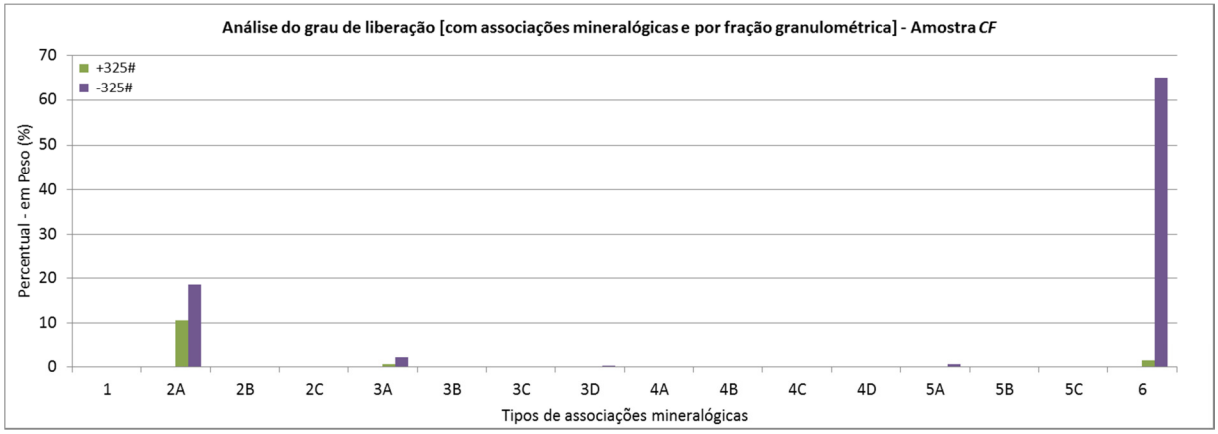


Figura 60 – Análise qualitativa e quantitativa do grau de liberação [com associações mineralógicas e por fração granulométrica] para a amostra CF

Quanto à análise do grau de liberação, em maior relevância, destaca-se a não ocorrência de grãos livres de quartzo – conforme pode ser visto para o GL1 - Ganga [de 0,0%, para ambas as amostras e em todas as faixas granulométricas]. Para a amostra CG, em análise global [ponderada entre os resultados individuais versus a representatividade mássica de cada fração granulométrica], os demais valores obtidos foram de: 97,33% (GL2 - Ganga), 73,67% (GL1 - Fe) e 92,48% (GL2 - Fe). Para a amostra CF, em análise global, os demais valores obtidos foram de: 99,49% (GL2 - Ganga), 92,75% (GL1 - Fe) e 95,24% (GL2 - Fe). Para os resultados individuais, por fração granulométrica, estes podem ser vistos através da Figura 61 e da Figura 62.

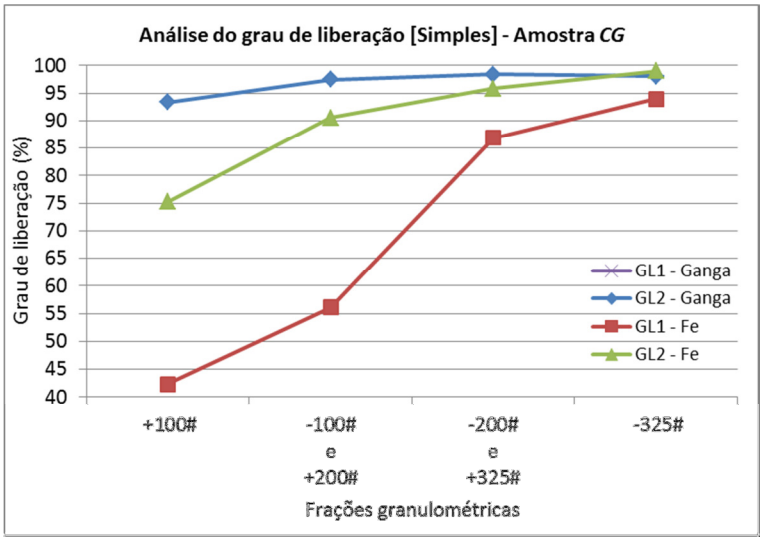


Figura 61 – Análise quantitativa do grau de liberação [simples, por fração granulométrica] para a amostra CG

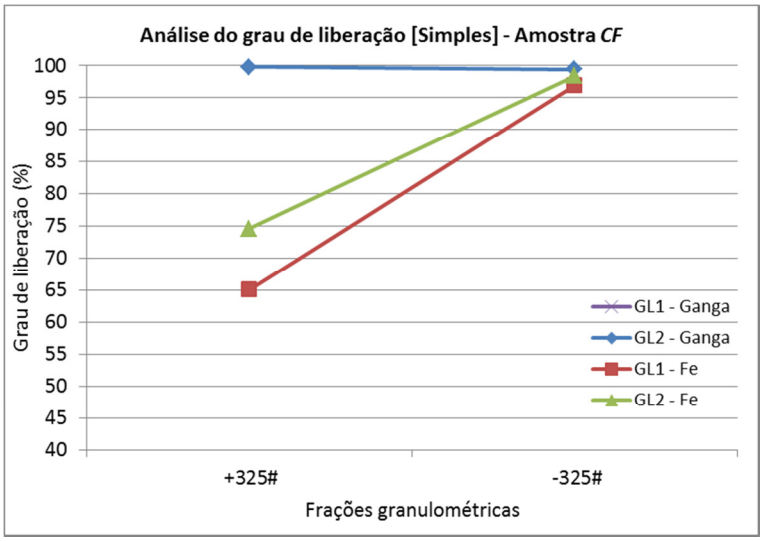


Figura 62 – Análise quantitativa do grau de liberação [simples, por fração granulométrica] para a amostra CF

Como pode ser visto, e conforme esperado, o grau de liberação se mostrou inversamente proporcional ao tamanho dos grãos. Ou seja, quanto menor a fração granulométrica, maior o percentual de grãos livres. Para os óxidos / hidróxidos de ferro, por exemplo, o grau de liberação destes [GL1 e/ou GL2], em ambas as amostras, situou-se próximo e/ou acima de 90% somente em frações granulométricas próximas e/ou abaixo de 325 # (44 µm). Isto exemplifica que, para elevado percentual de grau de liberação, a obtenção de frações granulométricas finas se faz como necessária – para as amostras aqui em estudo.

Após análises qualitativa e quantitativa dos minerais [dos óxidos / hidróxidos de ferro e da ganga], foi possível determinar a recuperação mássica máxima teórica versus o teor de sílica no concentrado. Tal determinação pode ser útil quando há a necessidade de se avaliar a etapa e/ou a tecnologia de concentração a ser utilizada para as respectivas amostras. Tais resultados estão graficamente apresentados através da Figura 63 e da Figura 64.

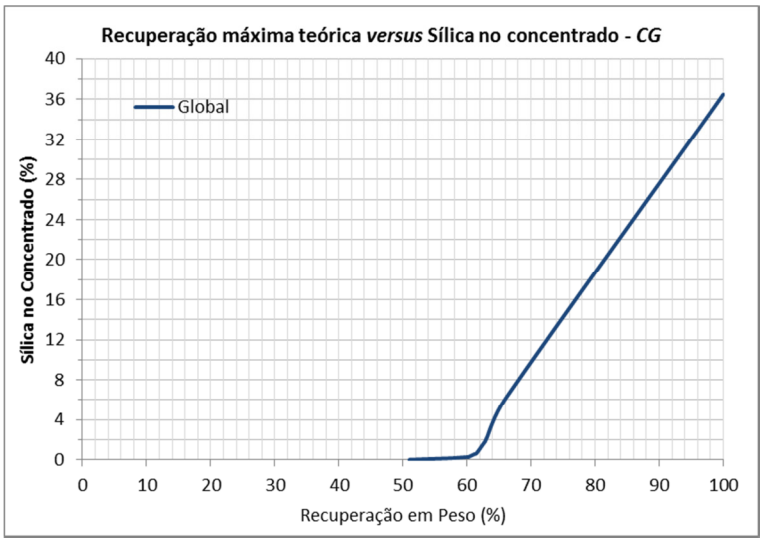


Figura 63 – Sílica no concentrado versus a recuperação mássica máxima teórica para a amostra proveniente da alimentação do CG

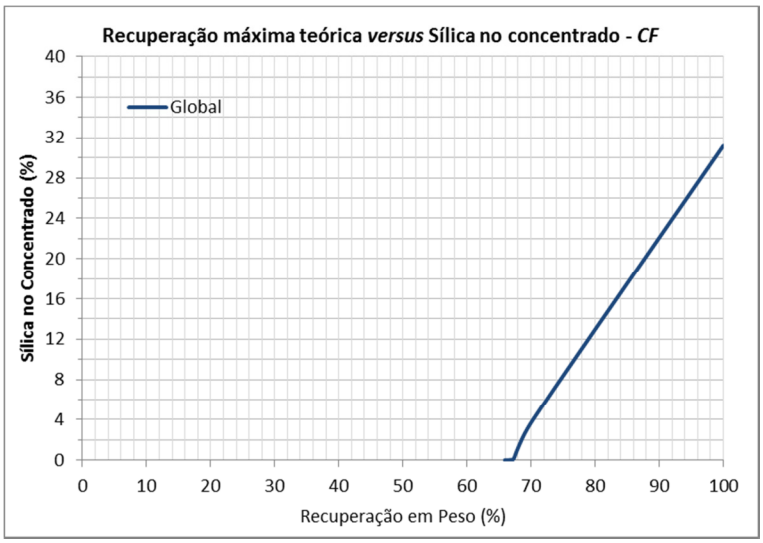


Figura 64 – Sílica no concentrado versus a recuperação mássica máxima teórica para a amostra proveniente da alimentação do CF

Como pode ser visto, tal análise é considerada apenas para a fração global. Conforme já esperado, maiores recuperações mássicas são passíveis de serem obtidas à medida em que menores *top size´*s são teoricamente alcançados – para uma mesma especificação de sílica no concentrado. Tal afirmativa pode ser verificada entre a Figura 63 [referente à amostra CG] e a Figura 64 [referente a amostra CF]. Para percentuais próximos a 1% $SiO_{2\ conc.}$, por exemplo, recuperações mássicas próximas e/ou superiores a 60% podem ser obtidas – para ambas as amostras. Para maiores recuperações, ou eleva-se a especificação de sílica para o concentrado ou reduz-se o *top size* das respectivas amostras.

5.3. Ensaios de flotação em célula mecânica

A realização de ensaios de flotação em célula mecânica tem por objetivo:

a) avaliar a influência de diferentes dosagens de reagentes (do depressor e do coletor);

b) avaliar a influência de diferentes tipos de coletor (étermonoamina e éterdiamina);

c) determinar a flotabilidade máxima ($R_{máx.}$) e a constante cinética de flotação (*k*), para as diferentes amostras; e

d) avaliar a qualidade dos concentrados passíveis de serem obtidos.

Tais estudos, realizados em escala laboratorial, visam obter melhor conhecimento acerca das diferentes condições físico-químicas apresentadas pela diferentes amostras – sob diferentes dosagens de depressor e/ou de coletor. Posteriormente, para a realização dos ensaios em célula pneumática [conforme item 5.4], tais estudos em escala laboratorial ajudariam a melhor determinar os parâmetros de processo a serem utilizados.

Os estudos *a* e *b*, por exemplo, são realizados através de ensaios denominados de padrão. Estes são realizados considerando-se diferentes níveis [de mínimo e de máximo] para as variáveis tipo de amina, dosagem de amina e dosagem de amido – conforme planejamento estatístico de experimentos. Tais testes são normalmente realizados aleatoriamente e, em alguns casos, em replicata. Já os estudos *c* e *d* são conduzidos através de ensaios denominados de cinética. Para tal utiliza-se da(s) melhor(es) condição(ões) determinada(s) nos estudos *a* e *b*. Na prática, o que o difere o teste do tipo padrão para o teste do tipo cinética é o tempo de

realização dos mesmos [de 3 e de até 10 minutos para estes, respectivamente] e o número de rejeitos gerados [de 1 e de até 7 rejeitos para estes, respectivamente].

Quanto aos procedimentos utilizados, os ensaios eram assim realizados: em uma cuba de 3,5 L adicionava-se uma massa de, aproximadamente, 1.500 g de minério [base seca] e 1,5 L de água deionizada – obtendo-se, assim, uma polpa contendo 50% de sólidos (peso/peso). O depressor, na dosagem estabelecida, eram adicionados e condicionado por 5 minutos [rotação do impelidor de 1.200 rpm]. Em seguida era adicionado mais 750 mL de água, ajustando-se o percentual de sólidos da polpa para, aproximadamente, 40%. Em sequência, o pH era ajustado para 10,5 – utilizando-se de hidróxido de sódio (NaOH). A polpa era então mantida sob agitação até que se completasse o 6º minuto de condicionamento. Após este tempo, o coletor, na dosagem estabelecida, era adicionado e condicionado por 1 minuto. Em seguida a válvula de ar era aberta totalmente, o ar era então auto-succionado para a cuba de flotação e iniciava-se assim a formação de espuma. Conforme tempos do teste padrão ou cinético, o(s) rejeito(s) era(m) extraído(s) através da utilização de espátulas. Finalizada a flotação, concentrado e rejeito(s) eram filtrados, secos em estuda a 105ºC, pesados e suas massas eram registradas. Alíquotas do concentrado e rejeito(s) eram preparadas para a realização de análises subsequentes – granulometria, química e/ou mineralogia [a depender da necessidade]. O o equipamento utilizado foi Wemco. Os reagentes normalmente utilizados estão mostrados na Tabela 23.

Tabela 23 – Reagentes normalmente utilizados nos ensaios de flotação em célula mecânica, em escala laboratorial e em regime *batch*

Coletores:
(1) Mono – étermonoamina, nome comercial "*Tomamine PA-14F*", massa molecular de 243 e de fornecimento da *Air Products*;
(2) Di – éterdiamina. nome comercial "*TomamineM-73*", massa molecular de 366 e de fornecimento da *Air Products*.
Depressor:
(3) Amido – fécula de mandioca, gelatinizada quimicamente na proporção 5 / 1 (amido / NaOH) e de fornecimento da *Amafil*.

5.4. Ensaios de flotação em célula pneumática

A realização de ensaios de flotação em célula pneumática teve por objetivo:

a) Analisar a influência das variáveis de processo sobre os resultados a serem obtidos;

b) Possibilitar a realização de ensaios cinéticos de flotação; e

c) Comparar os resultados a serem obtidos nesta escala [em regime *batch*] e os já praticados em escala industrial [em regime contínuo].

O equipamento utilizado foi o de modelo *Pneuflot M-FV 02 K*, de fornecimento da empresa MBE® Processamento Mineral do Brasil – conforme ilustra a Figura 65.

Figura 65 – Fotos ilustrativas da célula pneumática de flotação em escala piloto – modelo *Pneuflot M-FV 02 K* e de fornecimento da empresa MBE® Processamento Mineral do Brasil

A célula pneumática é composta, basicamente, pelas seguintes partes: condicionador, bomba de alimentação, aerador, distribuidor e célula de flotação. A Figura 66 ilustra tais partes que compõem a célula [em escala piloto] e também ilustra o direcionamento dos fluxos que são praticados durante os ensaios de flotação. Nestes, as seguintes variáveis podem ser manipuladas: percentual de sólidos, dosagens de amido e amina, pH, vazão e pressão de alimentação, diâmetro de abertura do aerador, vazão de ar, número e diâmetro de parafusos do distribuidor, tempo de residência, altura da camada de espuma etc.

Figura 66 – Figura esquemática das partes que compõem a célula pneumática em escala piloto e direcionamento dos fluxos praticados durante os ensaios de flotação (IMHOF, 2005)

Quanto aos procedimentos utilizados, os ensaios eram assim realizados: no condicionador, água era adicionada ao tanque para que, inicialmente, fosse realizada a medição de vazão volumétrica da alimentação. Uma bomba [com variador de velocidade] era ligada e, após determinação e estabilização das variáveis de processo, media-se a vazão de alimentação – através da utilização de cronômetro e balde graduado. Feito isto, a bomba e o agitador do condicionador eram ligados e iniciava-se a preparação da polpa no tanque. Água e minério eram dosados e/ou adicionados no condicionador, conforme percentual de sólidos desejado. Logo em seguida era registrado o pH inicial da polpa. O depressor (fécula de mandioca gelatinizada quimicamente), preparado à concentração de 1% p/v [e relação entre amido e soda cáustica de 5 pra 1], era adicionado – conforme dosagem requerida (em g/t $_{alim.}$). O condicionamento era realizado por no mínimo 5 minutos. Ao fim deste tempo o pH era novamente medido e, se necessário, ajustado com NaOH – normalmente para 10,5. O coletor (étermonoamina), preparado à concentração de 1% p/v, era adicionado – conforme dosagem requerida (em g/t $_{alim.}$). O condicionamento era realizado por no mínimo 1 minuto. Ajusta-se então a vazão de ar no aerador. Feito isto, a válvula manual de saída do condicionador era aberta, ligava-se a bomba de alimentação e iniciava-se o enchimento da cuba de flotação.

Após a estabilidade do nível de camada de espuma, sendo esta controlada através de válvula manual de saída do deprimido, iniciava-se a coleta dos produtos. Alíquotas da alimentação, do concentrado e do rejeito eram coletadas nos tempos 1 min, 5 min, 10 min, 15 min, 20 min etc. – conforme possibilidade e/ou necessidade. O ensaio era realizado conforme tempo pré-determinado e/ou de acordo com a exaustão total da espuma no flotado. E conforme também ilustra a Figura 66, o deprimido retornava para o tanque condicionador e o flotado era amostrado separadamente através da utilização de baldes e/ou tambores.

5.5. Medidas de dispersão do ar

A realização deste estudo teve por objetivo: obter as medidas de dispersão do ar em uma célula pneumática, tais como: do *hold-up* do ar (ε_g), do tamanho médio das bolhas (d_{32}), da velocidade superficial do ar (J_g) e do fluxo superficial de área das bolhas (S_b). Os seguintes estudos foram realizados:

a) Determinar a concentração crítica de coalescência (CCC) sob uso de um espumante;

b) Analisar a influência das variáveis de processo sobre a dispersão do ar; e

c) Avaliar a variabilidade das propriedades dispersivas do ar em função da altura da altura da célula de flotação.

Todos os estudos foram realizados em meio bifásico [contendo apenas água e ar]. Para a realização do estudo *a*, utilizou-se a adição estagiada de amina (pH de 10,5) em água versus distribuição do tamanho de bolhas. As concentrações de 2, 4, 8, 12, 16 e 20 ppm deste reagente foram utilizadas. Para o estudo *b*, utilizou-se da modificação das seguintes variáveis: aerador (4 e 6 mm), distribuidor (0,1 e 0,2 cm^2), vazão de polpa (260 e 430 L/h) e relação entre vazão de ar e vazão de polpa (0,4 e 0,7), em diferentes configurações – conforme detalha, por exemplo, a Figura 67 e a Figura 68. Para o distribuidor, as áreas de 0,1 e 0,2 cm^2 são obtidas através da utilização de 2 e 4 parafusos contendo furos de 2,5 mm de diâmetro, respectivamente. Para os estudos *c*, conforme já dito, foram feitas medidas em diferentes alturas da célula de flotação

DISPERSÃO DO AR TESTE 01		DISPERSÃO DO AR TESTE 02		DISPERSÃO DO AR TESTE 03		DISPERSÃO DO AR TESTE 04	
Aerador (mm):	**4,0**	**Aerador (mm):**	**4,0**	**Aerador (mm):**	**4,0**	**Aerador (mm):**	**4,0**
Aerador (cm^2):	0,13	Aerador (cm^2):	0,13	Aerador (cm^2):	0,13	Aerador (cm^2):	0,13
Vel. fluxo (cm/s):	8,05	Vel. fluxo (cm/s):	13,31	Vel. fluxo (cm/s):	9,77	Vel. fluxo (cm/s):	16,16
Distribuidor (n^o):	**2**	**Distribuidor (n^o):**	**6**	**Distribuidor (n^o):**	**6**	**Distribuidor (n^o):**	**2**
Distribuidor (mm):	**2,5**	**Distribuidor (mm):**	**2,5**	**Distribuidor (mm):**	**2,5**	**Distribuidor (mm):**	**2,5**
Distribuidor (cm^2):	0,10	Distribuidor (cm^2):	0,30	Distribuidor (cm^2):	0,30	Distribuidor (cm^2):	0,10
Vel. fluxo (m/s):	10,11	Vel. fluxo (m/s):	5,57	Vel. fluxo (m/s):	4,09	Vel. fluxo (m/s):	20,31
Residência (min):	2,50	Residência (min):	1,51	Residência (min):	2,50	Residência (min):	1,51
Célula (l):	10,82	Célula (l):	10,82	Célula (l):	10,82	Célula (l):	10,82
Polpa (l/h):	**260,00**	**Polpa (l/h):**	**430,00**	**Polpa (l/h):**	**260,00**	**Polpa (l/h):**	**430,00**
Ar ($l/h_a \div l/h_p$):	**0,40**	**Ar ($l/h_a \div l/h_p$):**	**0,40**	**Ar ($l/h_a \div l/h_p$):**	**0,70**	**Ar ($l/h_a \div l/h_p$):**	**0,70**
Ar (l/h):	104,00	Ar (l/h):	172,00	Ar (l/h):	182,00	Ar (l/h):	301,00

Figura 67 – Detalhamento dos testes realizados para a identificação das variáveis operacionais de maior influência na diversão do ar [Parte 1]

DISPERSÃO DO AR TESTE 05		DISPERSÃO DO AR TESTE 06		DISPERSÃO DO AR TESTE 07		DISPERSÃO DO AR TESTE 08	
Aerador (mm):	**6,0**	**Aerador (mm):**	**6,0**	**Aerador (mm):**	**6,0**	**Aerador (mm):**	**6,0**
Aerador (cm^2):	0,28	Aerador (cm^2):	0,28	Aerador (cm^2):	0,28	Aerador (cm^2):	0,28
Vel. fluxo (cm/s):	3,58	Vel. fluxo (cm/s):	5,91	Vel. fluxo (cm/s):	4,34	Vel. fluxo (cm/s):	7,18
Distribuidor (n^o):	**6**	**Distribuidor (n^o):**	**2**	**Distribuidor (n^o):**	**2**	**Distribuidor (n^o):**	**6**
Distribuidor (mm):	**2,5**	**Distribuidor (mm):**	**2,5**	**Distribuidor (mm):**	**2,5**	**Distribuidor (mm):**	**2,5**
Distribuidor (cm^2):	0,30	Distribuidor (cm^2):	0,10	Distribuidor (cm^2):	0,10	Distribuidor (cm^2):	0,30
Vel. fluxo (m/s):	3,37	Vel. fluxo (m/s):	16,72	Vel. fluxo (m/s):	12,28	Vel. fluxo (m/s):	6,77
Residência (min):	2,50	Residência (min):	1,51	Residência (min):	2,50	Residência (min):	1,51
Célula (l):	10,82	Célula (l):	10,82	Célula (l):	10,82	Célula (l):	10,82
Polpa (l/h):	**260,00**	**Polpa (l/h):**	**430,00**	**Polpa (l/h):**	**260,00**	**Polpa (l/h):**	**430,00**
Ar ($l/h_a \div l/h_p$):	**0,40**	**Ar ($l/h_a \div l/h_p$):**	**0,40**	**Ar ($l/h_a \div l/h_p$):**	**0,70**	**Ar ($l/h_a \div l/h_p$):**	**0,70**
Ar (l/h):	104,00	Ar (l/h):	172,00	Ar (l/h):	182,00	Ar (l/h):	301,00

Figura 68 – Detalhamento dos testes realizados para a identificação das variáveis operacionais de maior influência na diversão do ar [Parte 2]

Todas as medidas de dispersão do ar foram realizadas em um medidor de tamanho de bolhas e de velocidade superficial do ar – sendo o de modelo *Bubble Sizer Anglo Platinum* (*BSAP*), conforme ilustra a Figura 69.

Figura 69 – Foto ilustrativa do *bubble sizer* utilizado para a realização do estudo de dispersão do ar em célula pneumática de flotação [em escala piloto]

O *BubbleSizer Anglo Platinum* consiste de conexões de tubos acoplados a uma janela de vidro e/ou câmera de visualização, inclinada em 15º – considerando a direção vertical. Válvulas de esfera manuais do tipo *on/off* permitem o completo preenchimento dos tubos e da citada câmera, utilizando-se de água. Esta era similar ao tipo de água utilizada durante os ensaios de flotação – em meio "bifásico". Caso necessário, reagentes químicos eram adicionados à água afim de se evitar a coalescência das bolhas. Após preenchimento de todo o equipamento com água, a ponta do tubo era imersa em local desejado dentro da célula de flotação e abaixo da camada de espuma. Tal localização era registrada. As bolhas então passavam, através do tubo, para a câmera de visualização e imagens das mesmas eram captadas através da utilização de uma câmera digital. De forma a propiciar menor dependência de iluminação natural, luz artificial era utilizada.

6. RESULTADOS e DISCUSSÕES

Os resultados provenientes dos estudos em célula pneumática foram basicamente subdivididos em: análise de influência das variáveis (item 6.1), análise da cinética de flotação (item 6.2), dimensionamento de circuitos (item 6.3), comparação entre os circuitos (item 6.4) e análise de dispersão do ar (item 6.5). Destes, os quatro primeiros foram realizados em meio trifásico [contendo água, ar e minério]. O último foi realizado em meio bifásico [contendo apenas água e ar].

6.1. Análise de influência das variáveis

Para o estudo de análise de influência das variáveis de processo, utilizaram-se 70 diferentes resultados obtidos a partir de ensaios de flotação em célula pneumática, em escala piloto e em regime *batch*. Além de apresentar os resultados obtidos sob diferentes condições, tal estudo teve por objetivo identificar as variáveis de entrada [*inputs*] de maior influência sobre as variáveis de saída [*outputs*]. Para estas últimas, consideraram-se: teores de sílica e de ferro para o concentrado e para o rejeito, respectivamente, e recuperação metalúrgica.

Para as flotações realizadas com a amostra da alimentação do CG, os resultados são apresentados a partir da Tabela 24 e da Tabela 25. Para as flotações realizadas com a amostra da alimentação do CF, os resultados são apresentados a partir da Tabela 26 e da Tabela 27. Para cada uma destas amostras, 35 diferentes resultados foram selecionados e apresentados. Nestes, variaram-se aleatoriamente as variáveis de processo que puderam ser diretamente controladas, tais como sólidos, amina, amido etc.

6.1.1. Flotação da amostra CG

Tabela 24 – Resultados dos ensaios de flotação em célula pneumática piloto – amostra do CG

Teste	Sólido	Amina	Amido	Polpa	Ar/Polpa	Ar	Distr.1	Distr.2	Distr.3	Res. $_{Total}$	Espuma	$SiO_{2\ conc.}$	Fe $_{rej.}$	RP	RM
(num)	(%)	(g/t)	(g/t)	(l/h)	(---)	(l/h)	(mm)	(nº)	(m/s)	(min)	(cm)	(%)	(%)	(%)	(%)
1	49	48	455	391	0,5	196	3,6	3	5,3	1,7	7,5	8,8	7,7	70,5	95,0
2	49	60	300	297	0,5	149	3,6	3	4,1	2,2	7,5	8,1	6,9	70,0	95,4
3	50	50	400	404	0,7	283	3,6	3	6,3	1,6	4,0	5,4	9,5	66,4	93,0
4	49	48	455	386	0,5	193	2,5	6	5,5	1,7	7,5	6,4	8,7	67,5	93,8
5	55	70	350	428	0,5	214	2,5	6	6,1	1,5	4,0	1,9	13,3	61,1	88,6
6	55	70	350	251	0,5	125	2,7	3	6,1	2,6	4,0	4,1	10,7	64,6	91,7
7	55	70	350	246	0,5	123	2,7	3	6,0	2,6	4,0	2,9	10,1	64,2	92,1
8	55	70	350	421	0,5	211	2,7	3	10,2	1,5	4,0	2,2	13,7	61,1	88,3
9	50	70	600	268	0,5	134	3,0	2	7,9	2,4	7,5	5,8	9,7	66,6	92,9
10	30	40	300	262	0,3	79	2,7	2	8,3	2,5	7,5	9,1	5,3	71,6	96,7
11	50	70	300	430	0,3	129	3,0	6	3,7	1,5	7,5	2,7	9,9	64,2	92,2
12	30	70	600	430	0,3	129	2,5	4	7,9	1,5	4,0	4,2	8,3	66,2	93,9
13	50	40	600	259	0,3	78	2,7	4	4,1	2,5	4,0	17,5	6,2	79,7	97,3
14	30	70	300	262	0,5	131	3,0	4	3,9	2,5	4,0	18,4	5,4	80,5	97,7
15	50	40	300	437	0,5	218	2,7	4	7,9	1,5	4,0	3,9	9,7	64,8	92,5
16	30	40	600	439	0,5	220	3,8	4	4,0	1,5	4,0	24,0	3,9	87,7	99,0
17	50	70	600	264	0,5	132	2,5	3	7,5	2,5	7,5	5,2	8,4	67,1	93,9
18	30	70	300	262	0,5	131	3,0	4	3,9	2,5	4,0	11,6	5,0	73,9	97,1
19	30	40	600	426	0,5	213	3,8	4	3,9	1,5	4,0	18,1	4,9	80,5	97,9
20	50	70	350	465	0,5	232	2,5	2	19,7	1,4	4,0	2,3	11,8	62,1	90,2
21	30	40	300	253	0,3	76	2,7	2	8,0	2,6	4,0	12,8	5,8	74,7	96,8
22	50	70	600	267	0,5	133	2,5	3	7,5	2,4	4,0	4,0	10,1	65,0	92,2
23	50	70	300	440	0,3	132	3,0	6	3,7	1,5	4,0	2,5	11,0	62,8	91,0
24	30	70	600	428	0,3	129	3,5	4	4,0	1,5	4,0	11,6	5,8	73,9	96,7
25	30	40	600	435	0,5	218	3,2	3	7,5	1,5	4,0	14,9	4,9	77,4	97,6

Tabela 25 – Resultados dos ensaios de flotação em célula pneumática piloto – amostra do CG [Continuação]

Teste (num)	Sólido (%)	Amina (g/t)	Amido (g/t)	Polpa (l/h)	Ar/Polpa (---)	Ar (l/h)	Distr.1 (mm)	Distr.2 (nº)	Distr.3 (m/s)	Res. $_{Total}$ (min)	Espuma (cm)	$SiO_{2\ conc.}$ (%)	Fe $_{rej.}$ (%)	RP (%)	RM (%)
26	30	40	300	259	0,3	78	2,7	4	4,1	2,5	4,0	23,1	4,3	86,8	98,8
27	30	70	300	258	0,5	129	2,5	3	7,3	2,5	4,0	13,7	5,5	76,2	97,1
28	30	75	700	435	0,4	174	2,5	4	8,6	1,5	4,0	7,0	6,8	70,0	95,5
29	50	75	700	435	0,4	174	2,5	4	8,6	1,5	4,0	3,7	10,7	65,1	91,8
30	50	75	700	440	0,7	308	2,7	2	18,1	1,5	4,0	3,0	11,9	63,6	90,5
31	30	75	700	432	0,4	173	2,5	2	17,1	1,5	4,0	2,8	8,7	65,4	93,4
32	50	75	700	435	0,4	174	2,5	2	17,2	1,5	4,0	3,0	12,2	62,5	89,9
33	30	75	700	432	0,7	302	2,7	4	8,9	1,5	4,0	14,5	6,0	76,4	96,9
34	30	75	700	440	0,7	308	2,7	2	18,1	1,5	4,0	8,8	7,2	71,2	95,4
35	50	75	700	438	0,7	307	2,7	4	9,0	1,5	4,0	3,5	10,2	64,3	92,0

Obs.:

1. O tempo total de realização de cada ensaio era de, no mínimo, 20 minutos;

2. O diâmetro do aerador utilizado em todos os ensaios era de 6 mm;

3. O pH inicial de flotação [após adição do amido] era ajustado para 10,5.

sendo,

Sólido – percentual de sólidos em peso da polpa, em %;

Amina – dosagem específica de coletor, em g/t;

Amido – dosagem específica de depressor, em g/t;

Polpa – vazão de bombeamento da polpa, em L/h;

Ar/Polpa – relação entre vazão de ar e vazão de polpa;

Ar – vazão de inserção de ar no aerador, em L/h;

Distr.1 – diâmetro do orifício utilizado no distribuidor, em mm;

Distr.2 – número de ofícios utilizados no distribuidor, em nº;

Distr.3 – velocidade da polpa no distribuidor, em m/s;

$Res._{Total}$ – tempo de residência nominal da polpa na célula, em min;

Espuma – altura da camada de espuma, em mm;

$SiO_{2\ conc.}$ – percentual de sílica contido no concentrado final, em %;

$Fe_{rej.}$ – percentual de ferro contido no rejeito final, em %;

RP – recuperação mássica para o concentrado, em %;

RM – recuperação metalúrgica para o concentrado, em %.

Como pode ser visto, os parâmetros de processo foram variados em: sólido (de 30 a 55%), amina (de 40 a 75 g/t), amido (de 300 a 700 g/t), polpa (de 246 a 465 L/h), ar/polpa (de 0,3 a 0,7), ar (de 76 a 308 L/h), distr.1 (de 2,5 a 3,8 mm), distr.2 (de 2 a 6 unidades), distr.3 (de 3,7 a 19,7 m/s), $res._{total}$ (de 1,4 a 2,6 min) e espuma (de 4,0 a 7,5 cm). Utilizando-se de ferramentas do *software Excel 2010*, percebeu-se elevada correlação entre as variáveis ar/polpa e ar; polpa e $res._{total}$ – o que impediria a análise individualizada dos seus respectivos efeitos. Logo, entre estas, selecionaram-se as variáveis ar e polpa para a continuidade desta análise.

Para as variáveis respostas, selecionaram-se: $SiO_{2conc.}$, $Fe_{rej.}$ e RM. Apesar de também apresentarem elevada correlação entre si, estas representam três das variáveis mais importantes no tratamento de minério de ferro [e, por este motivo, foram aqui todas mantidas]. Utilizando-se do *software Minitab 17*, modelos e regressões matemáticas, assim como seus respectivos valores de R^2, foram determinados – conforme Figura 70, Figura 71, Figura 72 e Equações 64 a 66.

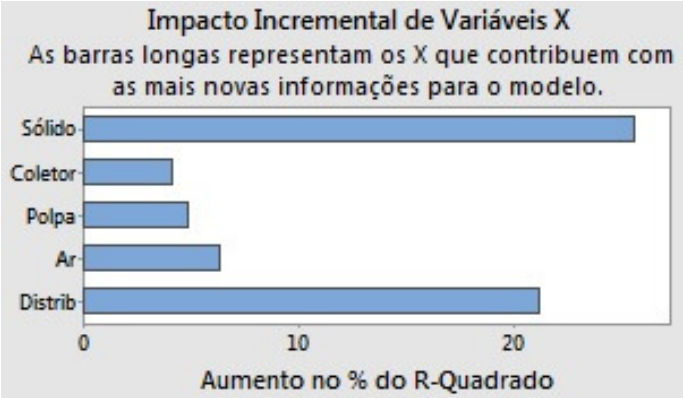


Figura 70 – Análise de influência das variáveis de processo nos ensaios de flotação em célula pneumática piloto [em regime *batch*] – Variável resposta: $SiO_{2\ conc.}$ – Amostra CG

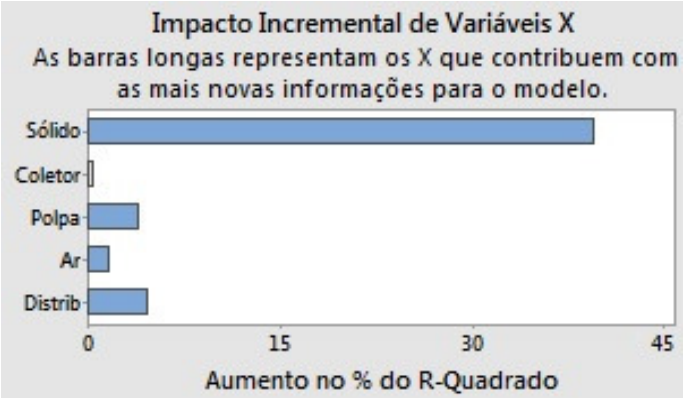


Figura 71 – Análise de influência das variáveis de processo nos ensaios de flotação em célula pneumática piloto [em regime *batch*] – Variável resposta: $Fe_{rej.}$ – Amostra CG

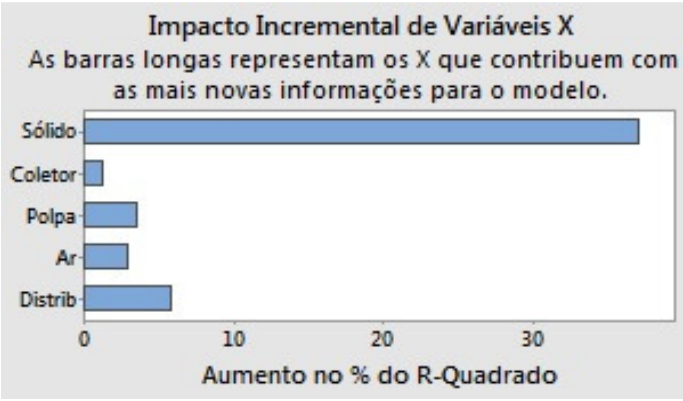


Figura 72 – Análise de influência das variáveis de processo nos ensaios de flotação em célula pneumática piloto [em regime *batch*] – Variável resposta: RM – Amostra CG

$$SiO_{2\ conc.\ G} = 86{,}58 - 0{,}506.X1_G - 0{,}4705.X2_G - 0{,}1038.X3_G - 0{,}0044.X4_G - 5{,}929.X5_G + 0{,}000952.X1_G.X3_G - 0{,}002713.X1_G.X4_G + 0{,}03768.X1_G.X5_G + 0{,}0550.X2_G.X5_G + 0{,}000329.X3_G.X4_G \quad (64)$$

$R^2 = 94{,}09\%$

$$Fe_{rej.\ G} = 18{,}64 - 1{,}546.X1_G + 0{,}03371.X3_G + 0{,}0733.X4_G + 0{,}530.X5_G + 0{,}01901.X1_G^{\ 2} + 0{,}000130.X4_G^{\ 2} - 0{,}01212.X5_G^{\ 2} + 0{,}000544.X1_G.X3_G - 0{,}000328.X3_G.X4_G \quad (65)$$

$R^2 = 96{,}58\%$

$$RM_G = 89{,}96 + 0{,}998.X1_G - 0{,}05915.X2_G - 0{,}02421.X3_G + 0{,}04278.X4_G - 0{,}981.X5_G - 0{,}01303.X1_G^{\ 2} - 0{,}000860.X1_G.X4_G + 0{,}001821.X3_G.X5_G \quad (66)$$

$R^2 = 96{,}78\%$

sendo,

$X1_G$ – Sólido – percentual de sólidos em peso da polpa, em %;

$X2_G$ – Amina – dosagem específica de coletor, em g/t;

$X3_G$ – Polpa – vazão de bombeamento da polpa, em L/h;

$X4_G$ – Ar – vazão de inserção de ar no aerador, em L/h;

$X5_G$ – Distr.3 – velocidade da polpa no distribuidor, em m/s.

Percebe-se que, para todas as variáveis respostas selecionadas, o sólido é o parâmetro de processo que mais contribui para o melhor entendimento do modelo. A variável resposta $SiO_{2\ conc.}$, esta é ainda fortemente influenciada pela variável distr.3. Já as variáveis coletor, polpa e ar apresentaram-se como sendo de menor relevância para o modelo. Todas as demais variáveis, aqui não citadas, não foram consideradas por apresentarem correlações estatisticamente nulas e/ou de baixa significância – para este estudo e para os níveis aqui considerados.

Estudo semelhante foi realizado em uma célula pneumática em escala industrial [4 m Ø], também utilizando-se minérios de ferro itabiríticos – granulometricamente semelhantes à amostra CG. Neste, observou-se que a velocidade da polpa no distribuidor era altamente correlacionável com o teor de sílica no concentrado [quanto maior a velocidade, menor o teor de sílica]. Além deste, observou-se também o percentual de sólidos da alimentação era

altamente correlacionável com o teor de ferro no rejeito [quanto maior o percentual, maior o teor de ferro]. Ou seja, os resultados aqui encontrados em escala piloto [0,2 m Ø] são semelhantes aos resultados encontrados em escala industrial [4,0 m Ø][9].

[9] Fonte confidencial. Comunicação pessoal. 8 de julho de 2016.

6.1.2. Flotação da amostra CF

Tabela 26 – Resultados dos ensaios de flotação em célula pneumática piloto – amostra do CF

Teste	Sólido	Amina	Amido	Polpa	Ar/Polpa	Ar	Distr.1	Distr.2	Distr.3	Res. $_{Total}$	Espuma	$SiO_{2\ conc.}$	Fe $_{rej.}$	RP	RM
(num)	(%)	(g/t)	(g/t)	(l/h)	(---)	(l/h)	(mm)	(nº)	(m/s)	(min)	(cm)	(%)	(%)	(%)	(%)
36	30	60	400	421	0,5	211	2,5	6	6,0	1,5	4,0	11,7	7,9	71,2	94,9
37	50	30	200	415	0,5	208	2,5	6	5,9	1,6	4,0	14,8	11,9	71,5	92,4
38	50	60	400	416	0,5	208	2,5	6	5,9	1,6	4,0	20,8	16,0	76,8	91,7
39	30	70	300	413	0,5	206	2,5	6	5,8	1,6	4,0	9,4	8,5	69,0	94,1
40	30	75	280	253	0,7	177	2,5	6	4,1	2,6	4,0	17,7	8,1	77,6	95,9
41	30	100	400	421	0,5	210	2,5	6	5,9	1,5	7,5	13,2	5,9	73,9	96,6
42	30	100	400	425	0,5	213	2,5	6	6,0	1,5	4,0	7,4	8,7	67,3	93,6
43	40	120	400	265	0,5	132	2,5	2	11,2	2,5	4,0	6,3	12,8	63,1	89,4
44	50	120	400	263	0,7	184	2,5	2	12,6	2,5	4,0	3,4	24,0	50,6	73,4
45	40	120	400	468	0,5	234	2,5	2	19,8	1,4	4,0	2,5	14,0	60,0	87,5
46	35	120	400	461	0,5	230	2,5	2	19,5	1,4	4,0	2,2	12,1	62,5	90,1
47	40	120	500	461	0,5	230	2,5	2	19,5	1,4	4,0	1,9	14,9	59,6	87,6
48	40	120	400	449	0,5	225	2,5	2	19,1	1,4	4,0	1,5	11,8	61,2	91,3
49	30	120	400	458	0,5	229	2,7	2	16,7	1,4	4,0	2,0	9,6	61,8	91,8
50	34	120	400	452	0,5	226	4,0	4	3,7	1,4	4,0	2,5	12,2	60,4	89,1
51	35	120	400	428	0,5	214	4,0	4	3,5	1,5	4,0	3,5	11,5	62,1	90,2
52	35	120	400	464	0,5	232	2,5	2	19,7	1,4	4,0	1,4	16,7	55,9	83,5
53	30	120	400	460	0,5	230	2,7	2	16,7	1,4	4,0	8,0	8,2	69,8	94,5
54	30	120	400	324	0,5	162	2,5	4	6,9	2,0	4,0	6,8	9,1	66,3	93,1
55	50	120	400	328	0,5	164	2,5	4	7,0	2,0	7,5	7,7	29,9	45,6	63,5
56	40	80	400	328	0,5	164	2,5	4	7,0	2,0	4,0	13,1	19,1	64,9	85,0
57	40	160	400	328	0,5	164	2,5	4	7,0	2,0	4,0	8,6	16,7	62,3	85,8
58	40	120	200	325	0,5	163	2,5	4	6,9	2,0	4,0	9,7	20,5	59,8	81,5
59	40	120	600	325	0,5	163	2,5	4	6,9	2,0	4,0	11,9	13,2	68,2	90,6
60	40	120	400	325	0,5	163	2,5	4	6,9	2,0	0,5	13,5	13,3	69,6	90,9

Tabela 27 – Resultados dos ensaios de flotação em célula pneumática piloto – amostra do CF [Continuação]

Teste (num)	Sólido (%)	Amina (g/t)	Amido (g/t)	Polpa (l/h)	Ar/Polpa (---)	Ar (l/h)	Distr.1 (mm)	Distr.2 (nº)	Distr.3 (m/s)	Res. $_{Total}$ (min)	Espuma (cm)	$SiO_{2\ conc.}$ (%)	Fe $_{rej.}$ (%)	RP (%)	RM (%)
61	40	120	400	324	0,5	162	2,5	4	6,9	2,0	7,5	11,6	13,9	67,4	89,8
62	40	120	400	324	0,5	162	3,0	2	9,5	2,0	4,0	12,1	12,1	69,2	91,6
63	40	120	400	324	0,5	162	2,7	4	5,9	2,0	4,0	10,7	13,3	68,0	90,5
64	40	120	400	322	0,5	161	2,7	6	3,9	2,0	4,0	10,8	14,2	66,5	89,3
65	40	120	400	322	0,3	97	2,7	3	6,8	2,0	4,0	12,1	11,4	69,8	92,3
66	40	120	400	433	0,5	216	3,3	3	7,0	1,5	4,0	6,1	15,3	61,2	86,7
67	40	120	400	260	0,5	130	2,5	3	7,3	2,5	4,0	10,5	13,3	66,9	90,1
68	30	100	700	438	0,4	175	2,5	2	17,4	1,5	4,0	4,4	6,7	65,7	94,8
69	30	100	700	441	0,7	309	2,7	2	18,2	1,5	4,0	5,1	6,5	66,1	95,1
70	30	100	700	434	0,4	173	2,5	4	8,6	1,5	4,0	9,0	7,2	68,6	94,9

Obs.:

1. O tempo total de realização de cada ensaio era de, no mínimo, 20 minutos;

2. O diâmetro do aerador utilizado em todos os ensaios era de 6 mm;

3. O pH inicial de flotação [após adição do amido] era ajustado para 10,5.

.

Como pode ser visto, os parâmetros de processo foram variados em: sólido (de 30 a 50%), amina (de 30 a 160 g/t), amido (de 200 a 700 g/t), polpa (de 253 a 468 L/h), ar/polpa (de 0,3 a 0,7), ar (de 97 a 309 L/h), distr.1 (de 2,5 a 4,0 mm), distr.2 (de 2 a 6 unidades), distr.3 (de 3,5 a 19,8 m/s), res. $_{total}$ (de 1,4 a 2,6 min) e espuma (de 0,5 a 7,5 cm). Utilizando-se de ferramentas do *software Excel 2010*, percebeu-se elevada correlação entre as variáveis ar e polpa; distr.2 e distr.3; polpa e res. $_{total}$; ar e res. $_{total}$ – o que impediria a análise individualizada dos seus respectivos efeitos. Logo, entre estas, selecionaram-se as variáveis polpa e distr.3 para a continuiação deste estudo.

Para as variáveis respostas, selecionaram-se: $SiO_{2conc.}$, $Fe_{rej.}$ e RM. Porém, diferentemente do ocorrido para a amostra CG, elevada correlação foi constatada "apenas" entre as variáveis Fe $_{rej.}$ e RM. Utilizando-se do *software Minitab 17*, modelos e regressões matemáticas, assim como seus respectivos valores de R^2, foram determinados – conforme Figura 73 e Figura 74, Figura 75. E por similaridade aos resultados aqui já apresentados para a amostra CG, selecionou-se inicialmente as variáveis de processo: sólido, coletor, polpa, ar/polpa e distr.3 – para a análise de influência das mesmas sobre os resultados de flotação em célula pneumática utilizando-se da amostra CF.

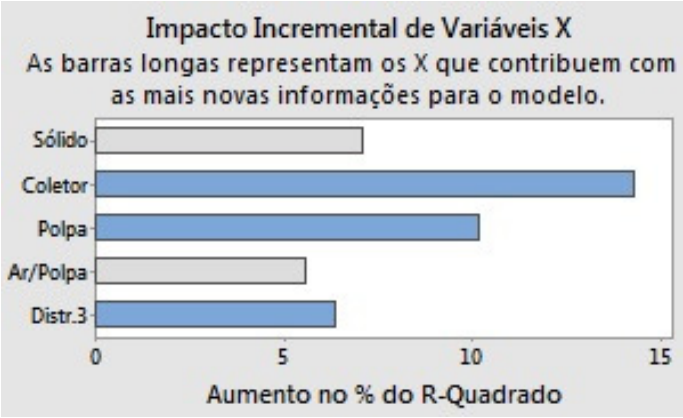


Figura 73 – 1ª Análise de influência das variáveis de processo nos ensaios de flotação em célula pneumática piloto [em regime *batch*] – Variável resposta: $SiO_{2\ conc.}$ – Amostra CF

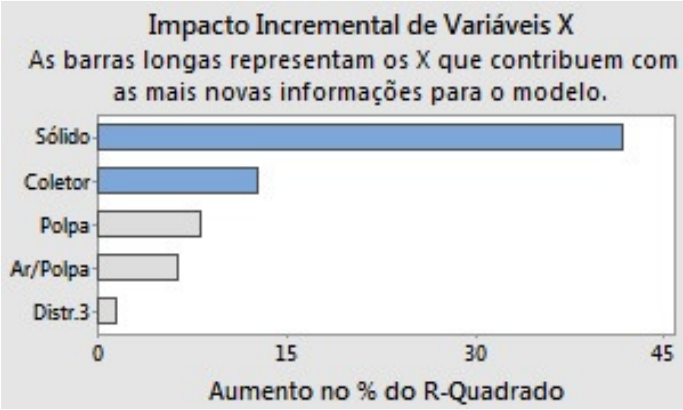


Figura 74 – 1ª Análise de influência das variáveis de processo nos ensaios de flotação em célula pneumática piloto [em regime *batch*] – Variável resposta: $Fe_{rej.}$ – Amostra CF

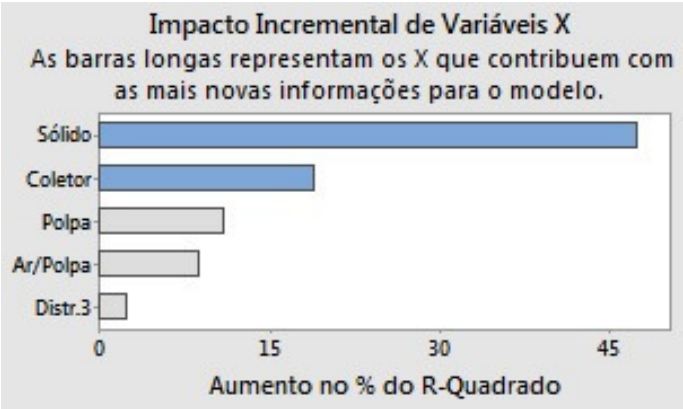


Figura 75 – 1ª Análise de influência das variáveis de processo nos ensaios de flotação em célula pneumática piloto [em regime *batch*] – Variável resposta: RM – Amostra CF

Como pode ser visto, as variáveis sólido e ar/polpa são parâmetros de processo que pouco contribuem para o melhor entendimento do modelo – para esta amostra e para a variável resposta $SiO_{2\ conc.}$. Já para as variáveis respostas $Fe_{rej.}$ e RM, os parâmetros identificados como sendo de correlações estatisticamente nulas e/ou de baixa significância foram polpa, ar/polpa e distr.3. De forma a identificar melhores regressões e modelos matemáticos, todas as demais variáveis de processo foram consideradas em uma análise posterior – conforme Figura 76, Figura 77, Figura 78 e Equações 67 a 69.

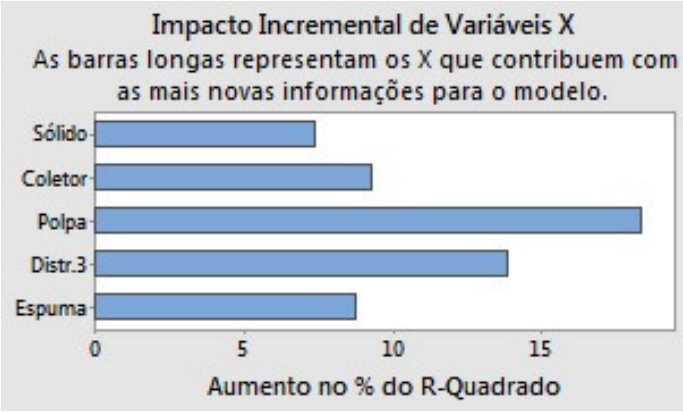


Figura 76 – 2ª Análise de influência das variáveis de processo nos ensaios de flotação em célula pneumática piloto [em regime *batch*] – Variável resposta: $SiO_{2\ conc.}$ – Amostra CF

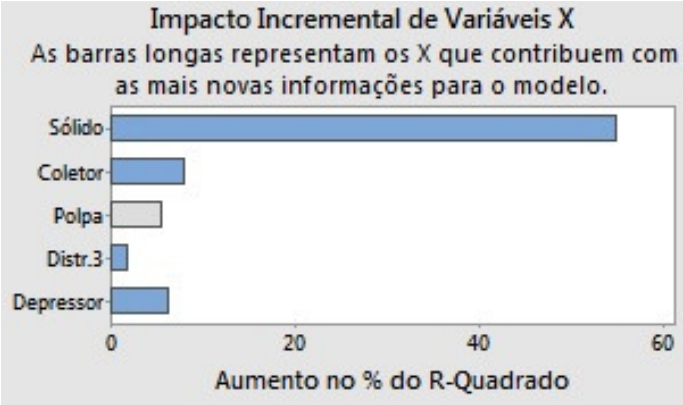


Figura 77 – 2ª Análise de influência das variáveis de processo nos ensaios de flotação em célula pneumática piloto [em regime *batch*] – Variável resposta: $Fe_{rej.}$ – Amostra CF

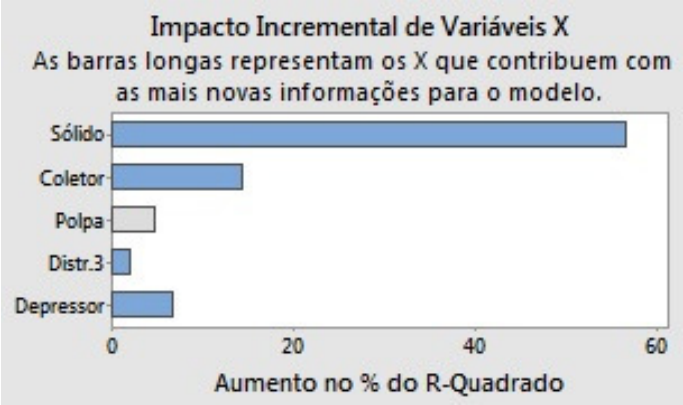


Figura 78 – 2ª Análise de influência das variáveis de processo nos ensaios de flotação em célula pneumática piloto [em regime *batch*] – Variável resposta: RM – Amostra CF

$$SiO_{2\ conc.\ F} = 19{,}10 + 0{,}804.X1_F - 0{,}0848.X2_F - 0{,}1010.X3_F - 2{,}272.X4_F + 5{,}94.X5_F - 0{,}1253.X4_F^2 - 0{,}1520.X1_F.X5_F + 0{,}01120.X3_F.X4_F \quad (67)$$

$R^2 = 87{,}15\%$

$$Fe_{rej.\ F} = 16{,}8 - 0{,}085.X1_F - 0{,}342.X2_F + 0{,}990.X4_F - 0{,}01021.X6_F + 0{,}00980.X1_F.X2_F - 0{,}0246.X1_F.X4_F \quad (68)$$

$R^2 = 78{,}88\%$

$$RM_F = 4{,}49.X1_F + 0{,}489.X2_F - 1{,}471.X4_F + 0{,}01635.X6_F - 0{,}0513.X1_F^2 - 0{,}01551.X1_F.X2_F + 0{,}0355.X1_F.X4_F \quad (69)$$

$R^2 = 75{,}70\%$

sendo,

$X1_F$ – Sólido, em %;

$X2_F$ – Coletor, em g/t;

$X3_F$ – Polpa, em L/h;

$X4_F$ – Distr.3, em m/s;

$X5_F$ – Espuma, em m;

$X6_F$ – Depressor, em g/t.

Percebe-se que, para a variável resposta $SiO_{2\ conc.}$, as variáveis de processo que mais contribuem para uma melhor compreensão do modelo são: sólido, coletor, polpa, distr.3 e espuma. Já $Fe_{rej.}$ e RM são fortemente influenciadas pela variável sólido. Já as variáveis coletor, distr.3 e depressor apresentaram-se como sendo de menor relevância para o modelo. A variável polpa, para estas duas últimas variáveis respostas, apresentou correlação estatisticamente nula e/ou de baixa significância. Todas as demais variáveis, aqui não citadas, não foram consideradas por apresentarem correlações estatisticamente nulas e/ou de baixa significância – para este estudo e para os níveis aqui considerados.

Não se pretendia aqui, através do rigor estatístico, determinar modelos capazes de predizer o comportamento de um processo tão complexo quanto a flotação – em que os fenômenos não são totalmente esclarecidos. Objetivou-se apenas identificar as variáveis de maior relevância para uma possível e/ou futura otimização dos resultados. Tal determinação se faz necessária

[principalmente] em escalas industriais, onde tempo e custo são escassos para a correta tomada de decisão.

6.2. Análise da cinética de flotação

Ensaios cinéticos de flotação foram realizados em célula mecânica [em escala laboratorial] e em célula pneumática [em escala piloto] – ambos em regime *batch*. A realização dos estudos em escala laboratorial, de menor requerimento mássico, teve por objetivo fornecer informações prévias aos estudos em célula pneumática. Objetivou-se ainda, conforme modelos cinéticos de 1ª ordem, determinar as constantes $R_{máx}$ e k – para a flotabilidade de sílica e/ou para o descarte de ferro.

6.2.1. Cinética em célula laboratorial

Neste estudo utilizaram-se as amostras provenientes do CG e do CF. Para a primeira, os resultados são apresentados através da Tabela 28 e da Figura 79. Para a segunda, os resultados são apresentados através da Tabela 29 e da Figura 80. Salienta-se que, devido as características granulométricas das diferentes amostras, diferentes dosagens de reagentes foram utilizadas. Para a definição destas, utilizou-se como referência as dosagens praticadas industrialmente – conforme descrito pela Tabela 5.

a) Amostra CG

Tabela 28 – Resultados dos ensaios de flotação [tipo cinética] em célula mecânica laboratorial – amostras CG

Item	Produto	Tempo	Massa	Fe	SiO_2	Fe conc.	SiO_2 conc.	Fe rej.	RP	RM	Flot. Fe	Flot. SiO_2
(nº)	(---)	(min)	(g)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)
1	Alim.	0,0	1.494	44,8	32,1	---	32,1	---	---	---	0,0	0,0
2	Rej. 1	0,5	430	13,1	76,6	57,6	14,1	13,1	71,2	91,6	8,4	68,8
3	Rej. 2	1,0	104	12,0	80,9	62,6	6,8	12,9	64,2	89,7	10,3	86,4
4	Rej. 3	1,5	27	10,6	79,9	64,1	4,7	12,8	62,5	89,3	10,7	90,8
5	Rej. 4	2,0	11	11,2	78,6	64,7	3,9	12,8	61,8	89,1	10,9	92,5
6	Rej. 5	4,0	3	44,7	30,9	64,7	3,8	12,9	61,5	88,9	11,1	92,8
7	Rej. 6	6,0	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
8	Rej. 7	10,0	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
9	Conc.	---	919	64,7	3,8	---	---	---	61,5	88,9	---	---

REAGENTES:

Tipo de amina:
Éterdiamina;

Dosagem de amina:
75 g/t;

Tipo de amido:
Fécula de mandioca;

Dosagem de amido:
700 g/t.

sendo,

Fe – teor de ferro, não acumulado;

SiO_2 – teor de sílica, não acumulado;

Fe $_{conc.}$ – teor de ferro no concentrado, acumulado;

$SiO_{2\ conc.}$ – teor de sílica no concentrado, acumulado;

Fe $_{rej.}$ – teor de ferro no rejeito, acumulado;

RP – recuperação mássica;

RM – recuperação metalúrgica;

Flot. Fe – flotabilidade (ou partição) de ferro para o rejeito, acumulada;

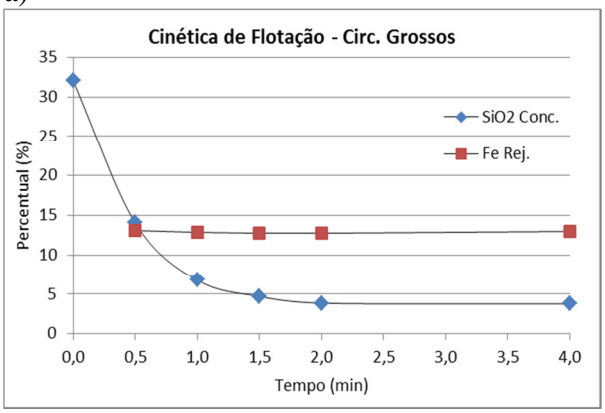
Flot. SiO_2 – flotabilidade (ou partição) de sílica para o rejeito, acumulada.

Para o controle do ensaio, calculou-se o percentual de ferro da alimentação da alíquota utilizada neste estudo [através de média ponderada entre as massas geradas de concentrado e rejeitos e os seus respectivos teores]. E como pode ser visto na Tabela 28 [Item 1, Alim.], esta média situou-se em 44,8%. Como anteriormente citado na Tabela 11, contida no item 5.2.1 [de análises químicas], na página 97, a amostra global apresentou-se com teor de 44,5 ± 1,3% Fe – o que valida a representatividade do material aqui utilizado.

As dosagens de reagentes utilizadas foram de 700 g/t para o depressor e 75 g/t para o coletor – e pH inicial de flotação foi de 10,8. O tempo de exaustão total da espuma [ou de duração do ensaio] foi de 4 min. Quanto aos percentuais finais e/ou acumulados de sílica no concentrado e de ferro no rejeito, estes foram de 3,8 e 12,9%, respectivamente. A Figura 79a ilustra tais resultados. As recuperações mássicas e metalúrgicas foram de 61,5 e 88,9%, respectivamente.

Percebe-se que, para esta amostra, o teor de sílica no concentrado rapidamente decresce de 32,1 para 6,8% entre os tempos de 0 a 1 min [redução de 78,8%]. Entre os tempos de 1 a 4 min tal percentual decresce de 6,8 para 3,8% [redução de 44,1%]. Para o teor de ferro no rejeito, este permaneceu relativamente constante ao longo de todo o ensaio – em valor médio de 12,9%. Utilizando-se do *software Origin 6.1*, plotaram-se curvas de flotabilidade de sílica e de ferro versus tempo de flotação – conforme ilustra a Figura 79b.

a)



b)

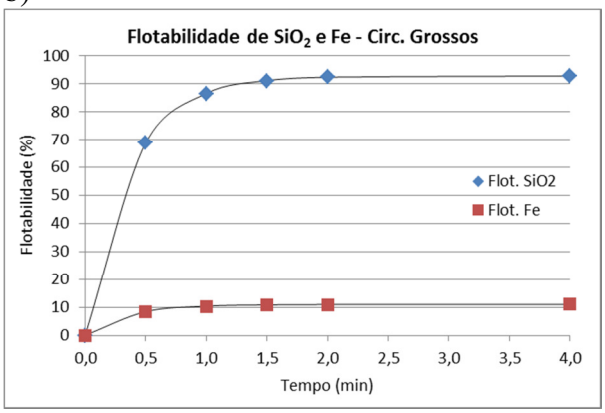


Figura 79 – a) Teor de sílica no concentrado e ferro no rejeito; e b) Flotabilidade de sílica e de ferro para o rejeito; versus tempo de flotação – ensaios cinéticos laboratoriais utilizando-se de amostra CG

Os resultados da flotabilidade de sílica e de descarte de ferro [valores acumulados e referentes ao flotado] puderam ser matematicamente equacionados. Estes adequaram-se melhor aos modelos cinéticos de 1ª ordem, para ensaios em escala *batch*. Para a flotabilidade de sílica, as constantes $R_{máx.}$ e k foram de 92,7% e 2,7 min^{-1}, respectivamente – conforme descreve a Equação 70. Para o descarte de ferro, as constantes $R_{máx.}$ e k foram de 11,0% e 2,9 min^{-1}, respectivamente – conforme descreve a Equação 71.

$$\text{Flot. } SiO_{2\ CG} = 92{,}7.(1 - e^{-2{,}7t}) \qquad 70$$

$$\text{Flot. } Fe_{CG} = 11{,}0.(1 - e^{-2{,}9t}) \qquad 71$$

Como pode ser visto, apesar de tratar-se essencialmente da flotação de quartzo, os resultados de flotabilidade [ou de descarte] dos minerais de ferro para o flotado também foram modelados e melhor ajustados segundo modelo cinético de 1ª ordem. Contudo, é sabido que a presença destes no flotado é resultado: **a)** da associação dos minerais de ferro aos minerais de quartzo, e que são "flotados" conjuntamente; e/ou **b)** da falsa flotação dos minerais de ferro que são, na verdade, arrastados pelo fluxo de água e direcionados para o flotado.

b) Amostra CF

Tabela 29 – Resultados dos ensaios de flotação [tipo cinética] em célula mecânica laboratorial – amostras CF

Item	Produto	Tempo	Massa	Fe	SiO_2	Fe $_{conc.}$	$SiO_{2\ conc.}$	Fe $_{rej.}$	RP	RM	Flot. Fe	Flot. SiO_2
(nº)	(---)	(min)	(g)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)
1	Alim.	0,0	1.494	44,6	33,7	---	33,7	---	---	---	0,0	0,0
2	Rej. 1	0,5	310	17,4	72,0	51,7	23,6	17,4	79,2	91,9	8,1	44,4
3	Rej. 2	1,0	196	18,1	71,9	58,4	14,0	17,7	66,1	86,6	13,4	72,4
4	Rej. 3	1,5	85	20,7	66,9	61,9	9,1	18,1	60,4	83,9	16,1	83,7
5	Rej. 4	2,0	34	18,7	69,8	63,6	6,7	18,1	58,1	83,0	17,0	88,4
6	Rej. 5	4,0	34	17,2	71,8	65,5	4,0	18,1	55,9	82,1	17,9	93,3
7	Rej. 6	6,0	11	26,5	57,6	66,0	3,3	18,2	55,1	81,6	18,4	94,6
8	Rej. 7	10,0	17	56,2	13,6	66,3	3,1	19,1	54,0	80,2	19,8	95,1
9	Conc.	---	806	66,3	3,1	---	---	---	54,0	80,2	---	---

REAGENTES:

Tipo de amina:
Éterdiamina;

Dosagem de amina:
100 g/t;

Tipo de amido:
Fécula de mandioca;

Dosagem de amido:
700 g/t.

sendo,

Fe – teor de ferro, não acumulado;

SiO_2 – teor de sílica, não acumulado;

Fe $_{conc.}$ – teor de ferro no concentrado, acumulado;

$SiO_{2\ conc.}$ – teor de sílica no concentrado, acumulado;

Fe $_{rej.}$ – teor de ferro no rejeito, acumulado;

RP – recuperação mássica;

RM – recuperação metalúrgica;

Flot. Fe – flotabilidade (ou partição) de ferro para o rejeito, acumulada;

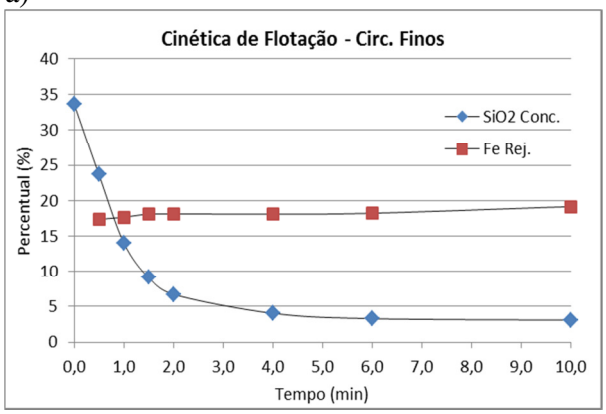
Flot. SiO_2 – flotabilidade (ou partição) de sílica para o rejeito, acumulada.

Para o controle de qualidade do ensaio, calculou-se o percentual de ferro da alimentação da alíquota utilizada para este estudo [através de média ponderada entre as massas geradas de concentrado e rejeitos e seus respectivos teores]. E como pode ser visto na Tabela 29 [Item 1, Alim.], este situou-se em 44,6%. Assim como anteriormente citado na Tabela 12, contida no item 5.2.1 [de análises químicas], na página 97, a amostra global apresentou-se com teor de 44,5 ± 0,7% Fe – o que valida a representatividade do material aqui utilizado.

As dosagens de reagentes utilizadas foram de 700 g/t para o depressor e 100 g/t para o coletor – e pH inicial de flotação de 10,5. O tempo de exaustão total da espuma [ou de duração do ensaio] foi de 10 min. Quanto aos percentuais [finais e/ou acumulados] de sílica no concentrado e de ferro no rejeito, estes foram de 3,1 e 19,1%, respectivamente. A Figura 80a ilustra tais resultados. Para as recuperações mássicas e metalúrgicas, estas foram de 54,0 e 80,2%, respectivamente.

Percebe-se que, para esta amostra, o teor de sílica no concentrado rapidamente decresce de 33,7 para 6,7% entre os tempos de 0 a 2 min [redução de 80,1%]. Entre os tempos de 2 a 10 min tal percentual decresce de 6,7 para 3,1% [redução de 54,1%]. Para o teor de ferro no rejeito, este permaneceu constante ao longo de todo o ensaio – em valor médio de 18,1%. Utilizando-se do *software Origin 6.1*, plotaram-se curvas de flotabilidade de sílica e de ferro versus tempo de flotação – conforme ilustram a Figura 80b.

a)



b)

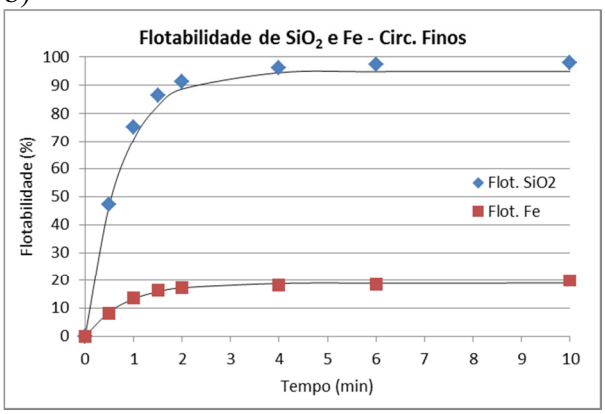


Figura 80 – a) Teor de sílica no concentrado e ferro no rejeito; e b) Flotabilidade de sílica e de ferro para o rejeito; versus tempo de flotação – ensaios cinéticos laboratoriais utilizando-se de amostra CF

Os resultados da flotação de sílica e de descarte de ferro [valores acumulados e referentes ao flotado] puderam ser matematicamente equacionados. Estes melhor adequaram-se aos modelos cinéticos de 1ª ordem, para ensaios em escala *batch*. Para a flotabilidade de sílica, as constantes $R_{máx.}$ e k foram de 94,8% e 1,4 min^{-1}, respectivamente – conforme descreve a Equação 72. Para o descarte de ferro, as constantes $R_{máx.}$ e k foram de 18,8% e 1,2 min^{-1}, respectivamente – conforme descreve a Equação 73.

$$\text{Flot. } SiO_{2\ CF} = 94{,}8.(1 - e^{-1{,}4t}) \qquad 72$$

$$\text{Flot. } Fe_{\ CF} = 18{,}8.(1 - e^{-1{,}2t}) \qquad 73$$

Assim como percebido para a amostra CG, os resultados de flotabilidade [ou de descarte] dos minerais de ferro provenientes da flotação da amostra CF também foram modelados – e estes foram melhor ajustados segundo modelo cinético de 1ª ordem. De forma global, analisando-se os resultados obtidos através da flotação de ambas as amostras em célula mecânica [em escala laboratorial], as seguintes conclusões adicionais podem ser realizadas:

a) A flotabilidade máxima ($R_{máx.}$) de sílica para o flotado foi maior para a amostra CF do que para a amostra CG – de 94,8 e 92,7%, respectivamente. Tais valores são, também, influenciados pelo grau de liberação apresentado pelas mesmas – que, considerando-se a liberação de quartzo tipo 2, foram de 97,33 e 99,49%, respectivamente [conforme Tabela 21 e Tabela 22]. Ou seja, quanto maior o grau de liberação apresentado pela amostra, maior a probabilidade de obtenção de elevadores valores de $R_{máx.}$ para a flotação de quartzo;

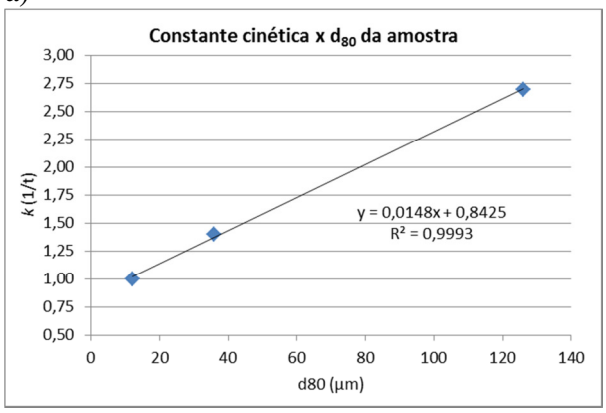
b) A flotabilidade máxima ($R_{máx.}$) de ferro para o flotado foi maior para a amostra CF do que para a amostra CG – de 18,8 e 11,0%, respectivamente. Tais resultados evidenciam que, quanto maior o percentual mássico de partículas finas e ultrafinas [e portadoras de ferro] na amostra, maior a probabilidade de perda de conteúdo metálico para os rejeitos. Conforme Tabela 14 e Tabela 15, o percentual mássico passante na fração 325# para as amostras CG e CF é de 31,3 e 86,9%, respectivamente. Já para a partição de ferro nesta mesma fração, os valores são de 42,7 e 96,0%, respectivamente.

c) As constantes cinéticas de flotação (k) para a sílica e para o descarte de ferro foram maiores para a mostra CG do que para a amostra CF. Para a primeira amostra, estas foram de 2,7 e 2,9 min^{-1}, respectivamente. Para a segunda, estas foram de 1,4 e 1,2 min^{-1}, respectivamente. Tais

resultados evidenciam que a cinética de flotação da amostra também é influenciada pela sua granulometria – conforme já esperado. Utilizando-se de resultados obtidos a partir da flotação de uma terceira amostra [apresentado no APÊNDICE A], plotou-se o gráfico apresentado pela Figura 81a.

d) Como pode ser visto, há significativa correlação entre a constante cinética e o tamanho das partículas flotadas. Ou seja, quanto menor o tamanho da partícula, menor a sua constante cinética e, consequentemente, maior tempo será exigido pelo processo para que o mesmo apresente uma produtividade específica. Outra relação existente, e já esperada, é entre o teor de sílica no concentrado versus o percentual de flotabilidade de sílica – conforme ilustra a Figura 81b. Para teores de sílica no concentrado inferiores a 5%, por exemplo, os valores de flotabilidade devem ser superiores a 90%.

a)



b)

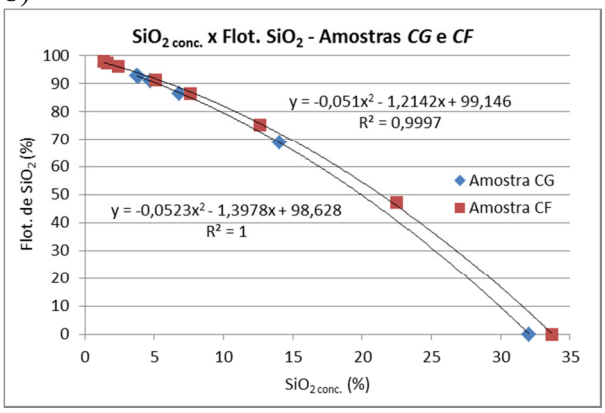


Figura 81 – a) Correlação entre a constante cinética k (para a flotabilidade de sílica) versus o d_{80} da alimentação – flotação de três diferentes minérios, incluindo-se as amostras CG e CF; e b) Correlação entre a flotabilidade de sílica versus o teor de sílica no concentrado em flotação na célula mecânica laboratorial – utilizando-se das amostras CG e CF

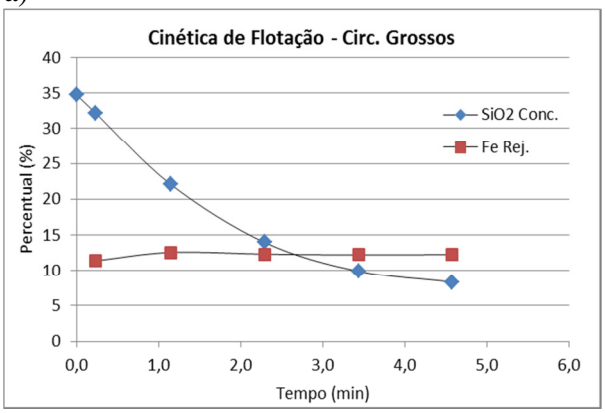
6.2.2. Cinética em célula piloto

Neste estudo também utilizaram-se das amostras provenientes do CG e do CF. Para a primeira, os resultados são apresentados pela Figura 82 – resultados estes representativos do Teste 32 [conforme anteriormente apresentados pela Tabela 25, contida na página 131]. Para a segunda, os resultados são apresentados pela Figura 83 – resultados estes representativos do Teste 70 [conforme anteriormente apresentados pela Tabela 27, contida na página 137].

a) Amostra CG

Para este ensaio, utilizou-se da dosagem de 700 g/t para o depressor e de 75 g/t para o coletor – e pH inicial de flotação de 10,6. O tempo de exaustão total da espuma [ou de duração do ensaio] foi de 20 min. Porém, para a análise cinética dos resultados, utilizou-se do tempo de residência espacial praticado pela polpa na cuba de flotação. Os percentuais finais e/ou acumulados de sílica no concentrado e de ferro no rejeito foram de 8,32 e 12,25%, respectivamente. A Figura 82 ilustra tais resultados.

a)



b)

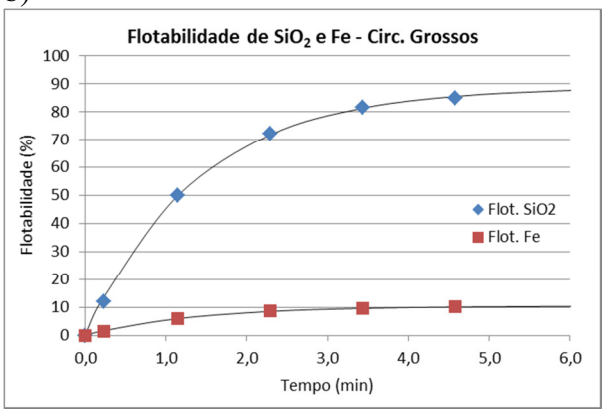


Figura 82 – a) Teores de sílica no concentrado e de ferro no rejeito [valores acumulados] versus tempo de residência da polpa na célula pneumática – amostra CG; e b) Flotabilidade de sílica e de ferro para o rejeito [valores acumulados] versus tempo de residência da polpa na célula pneumática – amostra CG

As recuperações mássicas e metalúrgicas foram de 63,91 e 90,29%, respectivamente. Para estas últimas, consideraram-se as recuperações apresentadas através de "fechamento mássico" – conforme APÊNDICE B. Neste também estão contidas informações adicionais do ensaio que originou os resultados aqui apresentados, tais como dados operacionais, balanços de massa, resultados químicos etc.

Percebe-se também que, em ensaio cinético de flotação em célula pneumática [em escala piloto], o teor de sílica no concentrado não decresce tão rapidamente quanto em uma célula mecânica [em escala laboratorial]. Entre os tempos 0,0 e 4,6 min tal especificação decresce de 34,75 para 8,32% [redução de 76,1%]. Para o teor de ferro no rejeito, este permaneceu relativamente constante ao longo de todo o ensaio – em valor médio de 12,2%.

Utilizando-se do *software Origin 6.1*, conforme apresentado pela Figura 82b, plotaram-se curvas de flotabilidade de sílica e de descarte de ferro versus tempo de residência. E estas também melhor adequaram-se aos modelos cinéticos de 1ª ordem, para ensaios em escala *batch*. Para a flotabilidade de sílica, as constantes $R_{máx.}$ e k foram de 88,7% e 0,719 min^{-1}. Para o descarte de ferro, as constantes $R_{máx.}$ e k foram de 10,4% e 0,735 min^{-1}.

$$\text{Flot. } SiO_2{}_{CG} = 88{,}7.(1 - e^{-0{,}719t}) \quad (74)$$

$$\text{Flot. } Fe_{CG} = 10{,}4.(1 - e^{-0{,}735t}) \quad (75)$$

b) Amostra CF

Para este ensaio, utilizaram-se as dosagens de 700 g/t para o depressor e de 100 g/t para o coletor – e pH inicial de flotação de 10,5. O tempo de exaustão total da espuma [ou de duração do ensaio] foi de 25 min. Porém, para a análise cinética dos resultados, utilizou-se do tempo de residência espacial praticado pela polpa na cuba de flotação. Quanto aos percentuais finais e/ou acumulados de sílica no concentrado e de ferro no rejeito, estes foram de 14,70 e 7,19%, respectivamente. A Figura 83 ilustra tais resultados.

a) b)

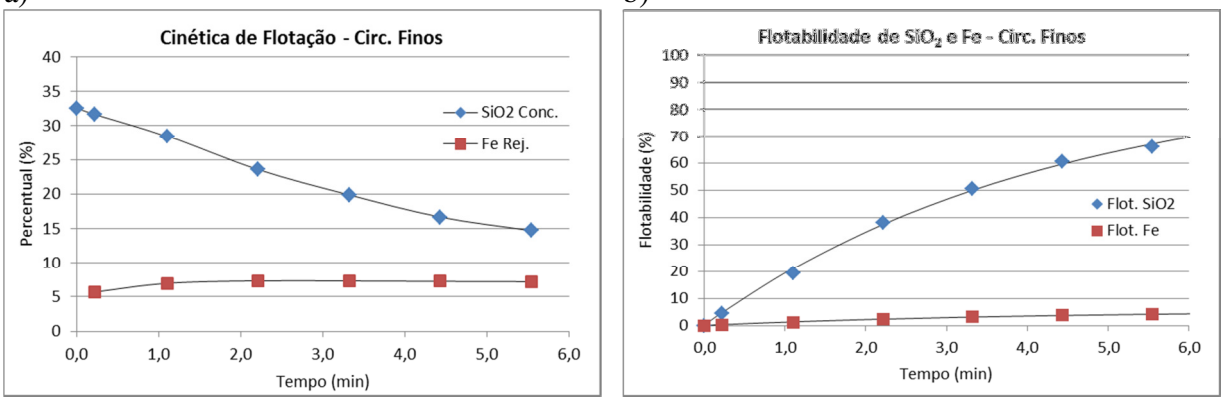


Figura 83 – a) Teores de sílica no concentrado e de ferro no rejeito [valores acumulados] versus tempo de residência da polpa na célula pneumática – amostra CF; e b) Flotabilidade de sílica e de ferro para o rejeito [valores acumulados] versus tempo de residência da polpa na célula pneumática – amostra CF

As recuperações mássicas e metalúrgicas foram de 75,29 e 95,98%, respectivamente. Para estas últimas, considerou-se as recuperações apresentadas através de "fechamento mássico" – conforme APÊNDICE C. Neste também estão contidas informações adicionais do ensaio que originou os resultados aqui apresentados, tais como dados operacionais, balanços de massa, resultados químicos etc.

Percebe-se também que, em ensaio cinético de flotação em célula pneumática [em escala piloto], o teor de sílica no concentrado não decresce tão rapidamente quanto em uma célula mecânica [em escala laboratorial]. Entre os tempos 0,0 e 5,5 min tal especificação decresce de 32,57 para 14,70% [redução de 54,9%]. Para o teor de ferro no rejeito, este permaneceu relativamente constante ao longo de todo o ensaio – em valor médio de 6,9%.

Utilizando-se do *software Origin 6.1*, conforme apresentado pela Figura 83b, plotaram-se curvas de flotabilidade de sílica e de descarte de ferro versus tempo de residência. E estas também melhor adequaram-se aos modelos cinéticos de 1ª ordem, para ensaios em escala *batch*. Para a flotabilidade de sílica, as constantes $R_{máx.}$ e k foram de 91,7% e 0,237 min^{-1}. Para o descarte de ferro, as constantes $R_{máx.}$ e k foram de 5,5% e 0,249 min^{-1}.

$$\text{Flot. } SiO_{2\ CF} = 91{,}7.(1 - e^{-0{,}237t}) \quad (76)$$

$$\text{Flot. } Fe_{\ CF} = 5{,}5.(1 - e^{-0{,}249t}) \quad (77)$$

De forma global, analisando-se os resultados obtidos através da flotação de ambas as amostras em célula pneumática [em escala piloto], as seguintes conclusões adicionais podem ser apresentadas:

a) A flotabilidade máxima ($R_{máx.}$) de sílica para o flotado foi maior quando em utilização da amostra CF do que quando em utilização da amostra CG – de 91,7 e 88,7%, respectivamente. Conforme dito anteriormente, tais valores são também influenciados pelo grau de liberação apresentado pelos silicatos, principalmente quartzo. Entre os ensaios realizados em célula mecânica e em célula pneumática, as diferenças absolutas apresentadas entre as amostras CF e CG para a flotabilidade máxima ($R_{máx.}$) foram de 2,1 e 3,0%, respectivamente – sendo esta, talvez, uma tendência entre as diferentes granulometrias.

b) Já a flotabilidade máxima ($R_{máx.}$) de ferro para o flotado foi menor para a amostra CF do que para a amostra CG – de 5,5 e 10,4%, respectivamente. Tais resultados contrastam com os resultados obtidos em célula mecânica [em escala laboratorial]. Porém, conforme descrito no APÊNDICE B e no APÊNDICE C, diferentes percentuais de sólidos foram utilizados nas flotações das amostras CG e CF – de 30 e 50%, respectivamente. Conforme já discutido no item 6.1, quanto maior o percentual de sólidos, maior o percentual de descarte de ferro para o flotado.

c) As constantes cinéticas de flotação (k) para a flotabilidade de sílica e para o descarte de ferro também foram maiores para a mostra CG do que para a amostra CF – conforme ilustra a Figura 84a. Para a primeira amostra, estas foram de 0,719 e 0,735 min^{-1}, respectivamente. Para a segunda, estas foram de 0,237 e 0,249 min^{-1}, respectivamente. Em todos os ensaios, quando em análise de uma mesma amostra, os valores de k apresentados para a flotabilidade de sílica ou para o descarte de ferro são relativamente semelhantes.

d) Conforme ocorrido em célula mecânica, há também correlação entre a constante cinética e o tamanho das partículas a serem flotadas. Porém, os valores de k apresentados para os ensaios realizados entre a célula mecânica [em escala laboratorial] e a célula pneumática [em escala piloto] são relativamente maiores – numa relação que varia de 3,9 a 5,9. Ou seja, os valores de k obtidos em célula mecânica são de 4 a 6 vezes maiores do que os valores de k obtidos em célula pneumática. Outra relação existente, e já esperada, é entre o teor de sílica no concentrado versus o percentual de flotabilidade de sílica – conforme ilustra a Figura 84b.

a) b)

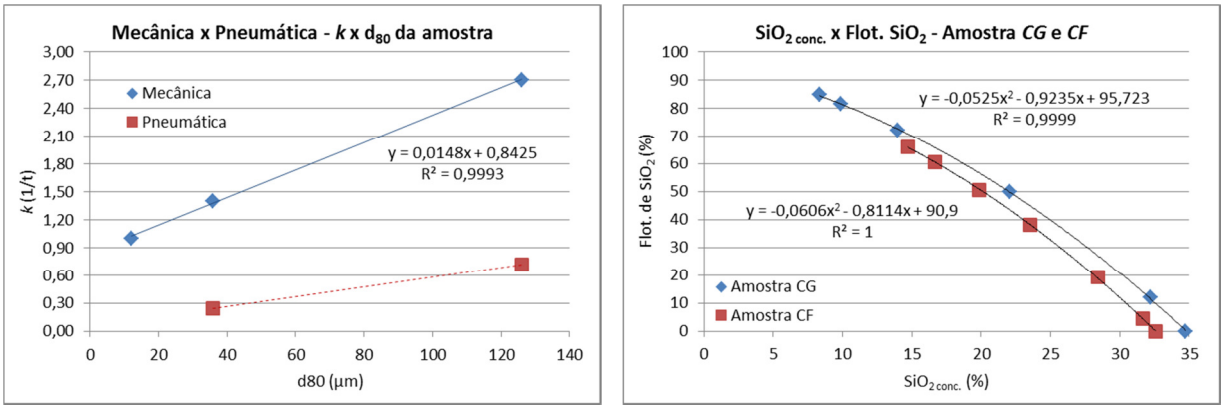


Figura 84 – a) Correlação entre a constante cinética *k* (para a flotabilidade de sílica) versus o d_{80} da alimentação – célula mecânica versus célula pneumática; e b) Correlação entre a flotabilidade de sílica versus o teor de sílica no concentrado em flotação na célula pneumática piloto – utilizando-se das amostras CG e CF

c) Análise por fração granulométrica

Os ensaios de flotação do tipo cinética e realizado em célula pneumática [em escala piloto] foram melhor detalhados e analisados por faixas granulométricas. Utilizando-se de resultados provenientes da amostra CG e do Teste 31, analisou-se granulometricamente os percentuais de flotabilidade de sílica e do descarte de ferro – conforme ilustram a Figura 85 e a Figura 86. Estes foram anteriormente apresentados pela Tabela 25, contida na página 131. No APÊNDICE D são apresentadas informações adicionais do ensaio, tais como dados operacionais, balanços de massa, resultados químicos etc.

a) b)

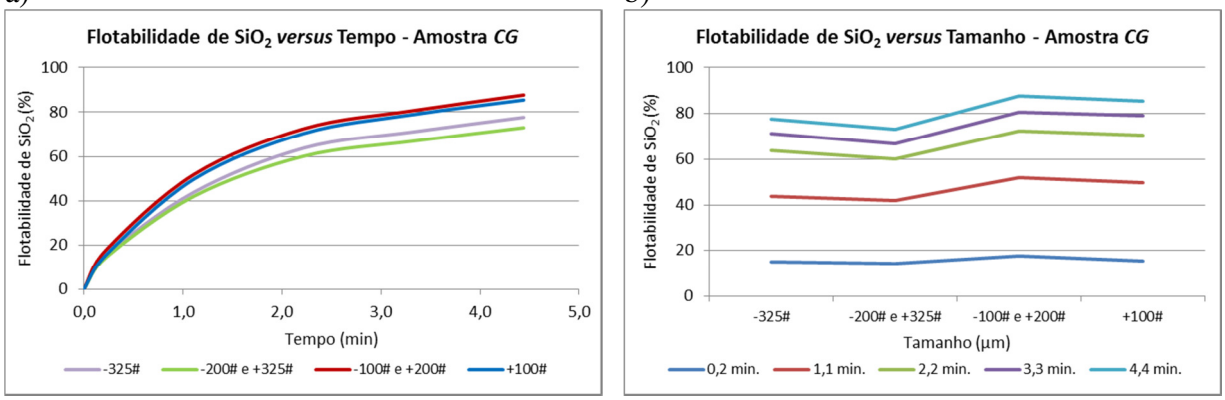


Figura 85 – a) Flotabilidade de sílica para o flotado [valores acumulados] versus tempo de flotação; e b) Flotabilidade de sílica para o flotado [valores acumulados] versus faixas granulométricas – amostra proveniente do CG

Como pode ser visto através da Figura 85a, diferentes valores de flotabilidade de sílica são percebidas para diferentes faixas granulométricas. Maiores valores foram encontrados para as frações "+100#" e "-100# +200#" em relação às frações "-200# +325#" e "-325#". Conforme ilustra a Figura 85b, tais diferenças começam a ser percebidas a partir do tempo 1,1 min.

a) b)

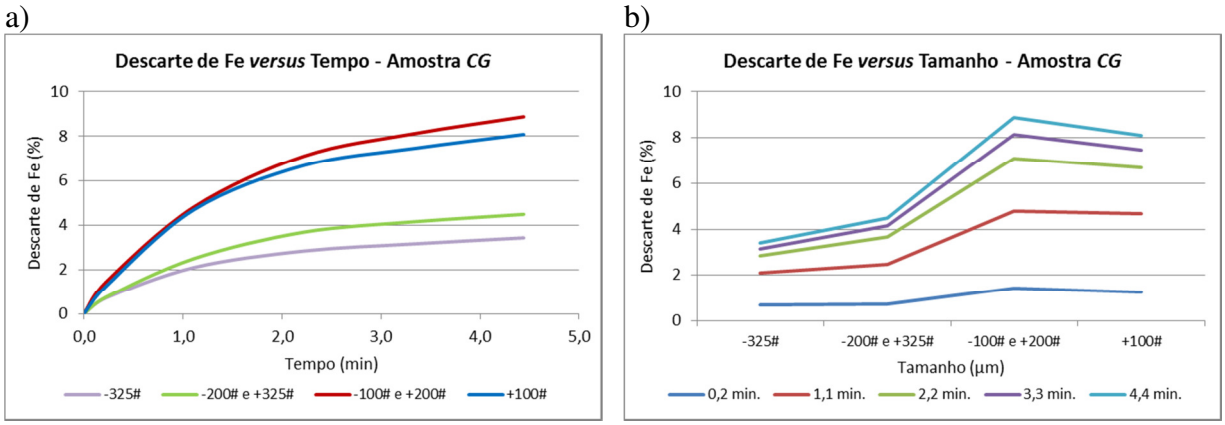


Figura 86 – a) Descarte de ferro para o flotado [valores acumulados] versus tempo de flotação; e b) Descarte de ferro para o flotado [valores acumulados] versus faixas granulométricas – amostra proveniente do CG

E tais diferenças, para as respectivas faixas granulométricas, são ainda maiores para os percentuais de descarte de ferro. Isto é percebido desde o início do ensaio – conforme ilustra a Figura 86b. O descarte de partículas grossas de ferro para o flotado pode estar relacionado à associação [e/ou não liberação] destas em relação aos minerais de quartzo.

6.3. Dimensionamento de circuitos

Diversos são os métodos utilizados para o dimensionamento de equipamentos. Para o dimensionamento das células pneumáticas foram aqui mostrados dois diferentes métodos, ambos determinados empiricamente: **a)** modelos a partir de resultados químicos, conforme descritos no item 4.1.9 [na página 51]; **b)** modelos cinéticos de 1ª ordem, conforme descritos no item 4.4 [na página 85]. Utilizando-se do segundo método, objetivou-se determinar o número de células pneumáticas necessárias para as hipotéticas substituições das células mecânicas no Circuito de Grossos e das colunas de flotação no Circuito de Finos.

Para o modelo cinético, utilizaram-se as especificações químicas já praticadas e/ou desejadas em cada circuito. Estas práticas foram anteriormente apresentadas na Tabela 5 [na página 24]. Após os dimensionamentos, o número determinado de equipamentos foi comparado para os diferentes circuitos – células pneumáticas versus células mecânicas e células pneumáticas versus colunas de flotação. Especificamente para o CF, um novo dimensionamento foi realizado visando a obtenção de sílica no concentrado de 1,2% – teor este desejado quando em campanhas do tipo CLS.

Para tais comparativos, considerou-se o número de equipamentos já existente no CG [que contém células mecânicas] e no CF [que contém colunas de flotação]. O primeiro foi descrito no item 3.1.1, na página 21. O segundo foi descrito no item 3.1.2, na página 22. Reforça-se ainda a necessidade de se atentar para o número destes equipamentos que operam tendo por função gerar concentrados ou reprocessar rejeitos. As células pneumáticas, conforme discutido no item 4.1.2 [na página 30], não são indicadas para o reprocessamento de espumas.

No CG são utilizadas oito células para a geração de concentrados [em estágios *rougher*, *cleaner* etc.] e cinco células para o reprocessamento de rejeitos [em estágios *scavenger*] – conforme ilustra a Figura 87. No CF são utilizadas três células para a geração de concentrados [em estágios *rougher* e *cleaner*] e uma célula para o reprocessamento de rejeito [em estágio *scavenger*]. Porém, neste circuito e no estágio *rougher*, duas células são utilizadas em paralelo. Quando da necessidade de se realizar comparaões, uma destas células foi desconsiderada – conforme ilustra a Figura 88.

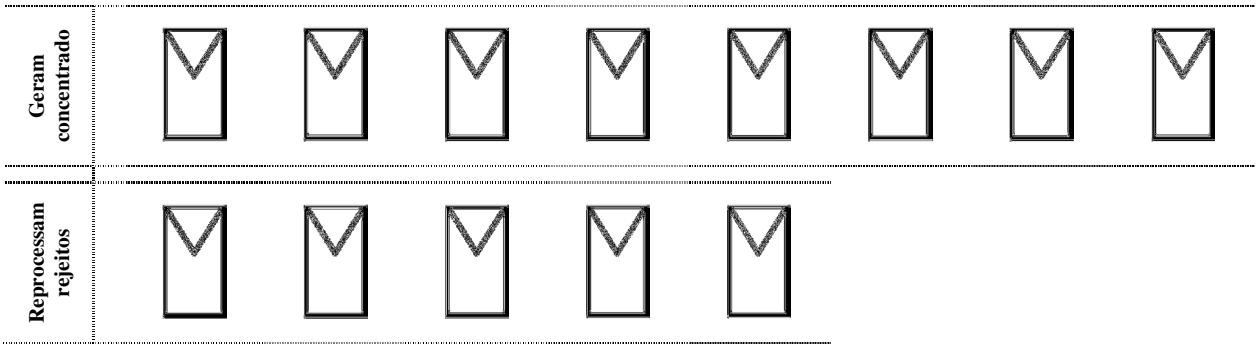


Figura 87 – Número total de estágios que operam para a geração de concentrados ou para o reprocessamento de rejeitos no CG, composto por células mecânicas

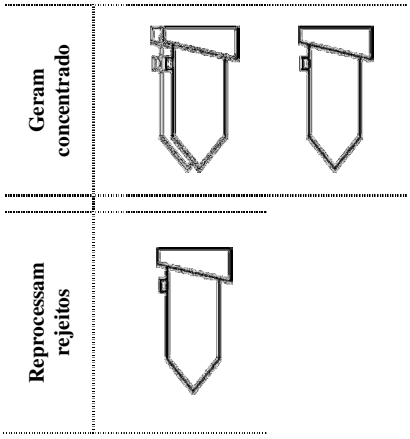


Figura 88 – Número total de estágios que operam para a geração de concentrados ou para o reprocessamento de rejeitos no CF, composto por colunas de flotação

6.3.1. Circuito de Grossos

Utilizando-se a equação apresentada na Figura 84 para a amostra CG, calculou-se o a flotabilidade de sílica de forma que fosse possível a obtenção do teor de sílica no concentrado de 5% – valor este desejado para o circuito. As Equações 78, 79 e 80 apresentam tais cálculos de flotabilidade.

$$\text{Flot. } SiO_2 = -\ 0{,}0525.(SiO_{2\ c.})^2 - 0{,}9235.(SiO_{2\ c.}) + 95{,}723 \qquad 78$$

$$\text{Flot. } SiO_2 = -\ 0{,}0525.(5)^2 - 0{,}9235.(5) + 95{,}723 \qquad 79$$

$$\text{Flot. } SiO_2 = 89{,}8\% \qquad 80$$

Como pode ser visto, para a obtenção do teor de sílica no concentrado de 5,0%, a flotabilidade de sílica necessitaria ser de 89,8%. Por outro lado, conforme já descrito pela Equação 74, a flotabilidade máxima ($R_{máx.}$) determinada pelo modelo é de 88,7%. Desta forma, conforme o modelo proposto, calculou-se o teor mínimo de sílica passível de ser alcançado.

$$\text{Flot. } SiO_2 = -\ 0{,}0525.(SiO_{2\ c.})^2 - 0{,}9235.(SiO_{2\ c.}) + 95{,}723 \qquad 81$$

$$88{,}7 = -\ 0{,}0525.(SiO_{2\ c.})^2 - 0{,}9235.(SiO_{2\ c.}) + 95{,}723 \qquad 82$$

$$SiO_{2\ c.} = 5{,}7\% \qquad 83$$

Conforme acima, o mínimo teor de sílica no concentrado passível de ser alcançado ou teoricamente calculado foi de 5,7%. Utilizando-se o modelo cinético proposto pela Equação 74, calculou-se o tempo de residência necessário para a obtenção da flotabilidade de sílica de 88,7% – conforme descrito pelas Equações 84, 85 e 86.

$$\text{Flot. } SiO_2 = 88{,}7.(1 - e^{-0{,}719t}) \qquad 84$$

$$88{,}7 = 88{,}7.(1 - e^{-0{,}719t}) \qquad 85$$

$$t = 11{,}6 \text{ min} \qquad 86$$

Após o cálculo, com as considerações aqui realizadas, nota-se que um circuito de flotação a ser dimensionado e composto por células pneumáticas deve possuir um tempo de residência total [mínimo] de 11,6 min. Considerando-se que o ensaio cinético que originou o modelo foi de 1,5 min, conforme detalhado pelo APÊNDICE B, têm-se que:

$$\text{Nº Equip.} = \text{Res. Total / Res. Ensaio} \qquad 87$$

$$\text{Nº Equip.} = 11{,}6 / 1{,}5 \qquad 88$$

$$\text{Nº Equip.} = 7{,}7 \qquad 89$$

Percebe-se então que, para o CG, em uma hipotética substituição das células mecânicas, seriam necessários oito estágios de células pneumáticas [em série] para a geração de um concentrado contendo um teor de sílica de 5,7%. Utilizando-se novamente as Equações 81 e 84, detalhou-se melhor o circuito – conforme ilustra a Figura 89.

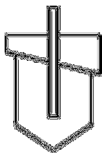
Num.	1	2	3	4	5	6	7	8
Geram Concentrado								
Res.	1,5	3,0	4,5	6,0	7,5	9,0	10,5	12,0
Fe c	54,4	59,8	62,4	63,3	63,7	63,8	63,9	64,0
SiO_2 c	19,5	11,7	8,0	6,6	6,1	5,9	5,8	5,7

Figura 89 – Número total de estágios e demais informações acerca de um hipotético circuito de flotação contendo células pneumáticas para o CG

sendo,

Num. – número de estágios considerados para o circuito;

Res. – tempo de residência espacial acumulado, em min;

Fe c – teor de ferro a ser obtido para o concentrado, em %;

SiO_2 c – teor de sílica a ser obtido para o concentrado, em %.

Conforme mencionado, foram considerados 8 estágios de flotação em um circuito contendo células pneumáticas. Porém, a partir do estágio 5, percebem-se baixos ganhos em relação ao teor de ferro ou em relação ao teor de sílica no concentrado. Do estágio 5 para o estágio 6, por exemplo, o teor de sílica reduz-se de 6,1 para 5,9%. Do estágio 6 para o 7 e deste para o 8, as reduções obtidas para este mesmo teor são de apenas 0,1% – conforme também ilustra a Figura 90. Matematicamente, para a obtenção de um concentrado contendo um teor de sílica de 5,7%, determinou-se que 8 estágios de flotação seriam necessários. Porém, do ponto de vista prático e/ou operacional, uma melhor avaliação da necessidade dos estágios 6, 7 e/ou 8 se faz recomendada. Para otimização do teor de sílica no concentrado, por exemplo e conforme já ilustrado pela Figura 70 [item 6.1, página 133], alterações nas variáveis de processo percentual de sólidos da alimentação e velocidade da polpa no distribuidor deverão ser realizadas. Caso tal otimização se mostre factível, o circuito poderia passar a conter de 5 a 6 estágios – reduzindo-se assim o número de equipamentos, os custos operacionais e os custos de aquisição de equipamentos.

a) b)

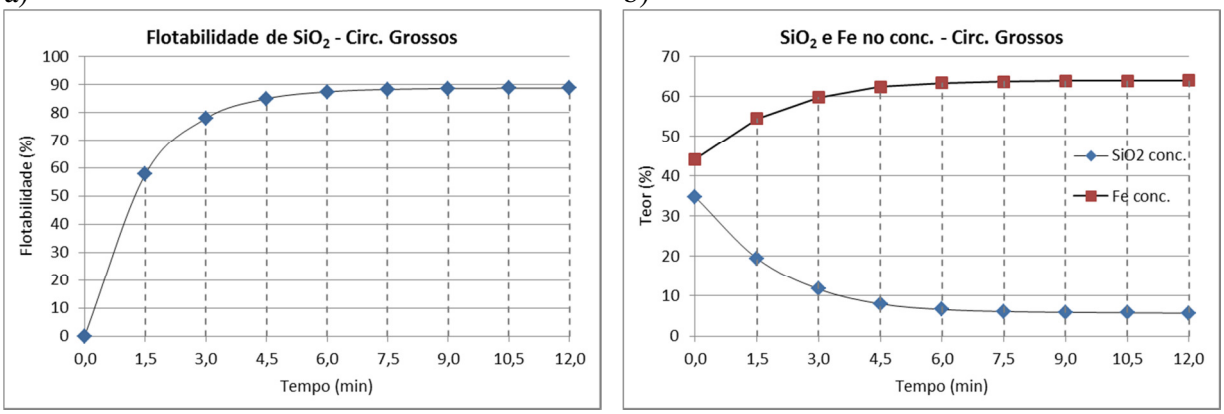


Figura 90 – a) Flotabilidade de sílica; e b) Teores de sílica e de ferro no concentrado; versus tempo de residência – circuito de células pneumáticas no CG

Já na Tabela 5 [página 24], a vazão volumétrica de polpa da alimentação do CG situa-se entre 1.400 e 1.635 m3/h – para percentuais de sólidos entre 50 e 55%. Utilizando-se estas informações, calculou-se o volume da célula a ser inserida no circuito – conforme descreve as Equações 90, 91 e 92.

Res. Ensaio = Vol. Equip. / Vaz. Equip. 90

1,5 min = Vol. Equip. / 1.635 m^3/h 91

Vol. Equip. = 40,9 m^3 92

Conforme a Tabela 7 [página 49], células de 4 e 5 m de diâmetro possuem 25 e 53 m^3 de volume interno, respectivamente. Consequentemente, na inexistência de uma célula de diâmetro intermediário, a célula de 5 m seria a opção recomendada. Sendo esta a célula escolhida, haveria uma "folga" de 12,1 m^3 entre o volume requerido de 40,9 m^3 e o volume disponíveis de 53 m^3. Se assim definido, esta sobra permitiria possíveis e futuras otimizações do circuito. Maiores tempos de residência, por exemplo, poderiam ser praticados.

Desta forma, para o CG, em um hipotético circuito de flotação contendo células pneumáticas, seriam necessárias oito células de 5 m de diâmetro e de 53 m^3 de volume. Conforme mencionado, no atual circuito de flotação contendo células mecânicas, são 13 células de 70 m^3. Ou seja, comparativamente, consideráveis reduções seriam percebidas para o número e para o volume dos equipamentos a serem utilizados no novo circuito contendo células pneumáticas.

6.3.2. Circuito de Finos

Conforme feito para o CG, dimensionou-se um circuito de flotação para o CF simulando-se uma hipotética substituição das colunas de flotação por um novo circuito contendo células pneumáticas. Devido às características do circuito existente, conforme discutido nos itens 3.1.2 e 3.1.3, determinou-se o número de estágios necessários de células pneumáticas para a obtenção de um concentrado contendo teores de sílica de 9,4% [média do circuito já em operação] e de 1,2% [teor desejado em campanha CLS]. Utilizando-se de premissas e/ou referências tais como utilizadas no item anterior, calculou-se para cada opção o percentual de flotabilidade de sílica, o tempo de residência espacial, o número de equipamentos necessários etc. – conforme descrevem as Equações 93 a 104.

Para $SiO_{2\,c}$ de 9,4%, têm-se que:

$$\text{Flot. } SiO_2 = -\,0{,}0606.(SiO_{2\,c.})^2 - 0{,}8114.(SiO_{2\,c.}) + 90{,}9 \qquad 93$$

$$\text{Flot. } SiO_2 = -\,0{,}0606.(9{,}4)^2 - 0{,}8114.(9{,}4) + 90{,}9 \qquad 94$$

$$\text{Flot. } SiO_2 = 77{,}9\% \qquad 95$$

$$\text{Flot. } SiO_2 = 91{,}7.(1 - e^{-0{,}237t}) \qquad 96$$

$$77{,}9 = 91{,}7.(1 - e^{-0{,}237t}) \qquad 97$$

$$t = 8{,}0 \text{ min} \qquad 98$$

$$\text{Nº Equip.} = \text{Res. Total / Res. Ensaio} \qquad 99$$

$$\text{Nº Equip.} = 8{,}0 / 1{,}5 \qquad 100$$

$$\text{Nº Equip.} = 5{,}3 \qquad 101$$

$$\text{Res. Ensaio} = \text{Vol. Equip. / Vaz. Equip.} \qquad 102$$

$$1{,}5 \text{ min} = \text{Vol. Equip. / } 690 \text{ m}^3\text{/h} \qquad 103$$

$$\text{Vol. Equip.} = 17{,}3 \text{ m}^3 \qquad 104$$

Como pode ser visto, para a produção de um concentrado contendo o teor de sílica de 9,4%, a sua flotabilidade deve ser de 77,9%. Para esta, conforme proposto pela Equação 76, tem-se um tempo de residência total [mínimo] de 7,9 min. Considerando-se que o tempo de residência praticado no ensaio que originou o modelo foi de 1,5 min, conforme detalhado pelo APÊNDICE C, seriam necessários de cinco a seis estágios em um hipotético circuito de flotação contendo células pneumáticas para o CF. A Figura 91 ilustra o novo circuito, assim como apresenta demais informações para cada célula considerada.

Num.	1	2	3	4	5	6
Geram Concentrado						
Res.	1,5	3,0	4,5	6,0	7,5	9,0
Fe c	48,5	52,1	55,0	57,3	59,2	60,8
SiO_2 c	26,4	21,1	16,8	13,2	10,3	7,8

Figura 91 – Número total de estágios e demais informações acerca do circuito de flotação ($SiO_{2\,c}$ de 9,4%, máximo) contendo células pneumáticas para o CF

Sendo considerados 6 estágios para o circuito de flotação, obtêm-se um concentrado com teor de sílica de 7,8%. Após o quinto estágio, estima-se que o concentrado irá conter um teor de sílica de 10,3%. Caso uma otimização fosse possível, por exemplo, o circuito poderia conter 5 estágios para o teor considerado de 9,4% $SiO_{2\,c}$. Conforme descrito no item 3.1.2, no atual circuito contendo colunas de flotação, operam 4 colunas de 4,5 m de diâmetro. Ou seja, comparativamente, não seriam percebidas reduções para o número de equipamentos a serem utilizados em um novo circuito contendo células pneumáticas.

Porém, quando compara-se o volume dos diferentes equipamentos considerados, o mesmo não pode ser dito. Uma coluna de flotaçãopossui de 13 a 15 m de altura – acarretando assim volumes totais de 205 a 240 m^3. Conforme a Tabela 7 [página 49], as células pneumáticas de 3 e 4 m de diâmetro possuem 12 e 25 m^3 de volume interno, respectivamente. Na inexistência de uma célula de diâmetro intermediário, a célula de 4 m seria a opção recomendada. Logo, comparativamente, consideráveis reduções seriam percebidas para o volume total dos novos equipamentos a serem dimensionados.

Para $SiO_{2\,c}$ de 1,2%, têm-se que:

$$\text{Flot. } SiO_2 = -\,0{,}0606.(SiO_{2\,c.})^2 - 0{,}8114.(SiO_{2\,c.}) + 90{,}9 \qquad 105$$

$$\text{Flot. } SiO_2 = -\,0{,}0606.(1{,}2)^2 - 0{,}8114.(1{,}2) + 90{,}9 \qquad 106$$

$$\text{Flot. } SiO_2 = 89{,}8\% \qquad 107$$

$$\text{Flot. } SiO_2 = 91{,}7.(1 - e^{-0{,}237t}) \qquad 108$$

$$89{,}8 = 91{,}7.(1 - e^{-0{,}237t}) \qquad 109$$

$$t = 16{,}4 \text{ min} \qquad 110$$

Nº Equip. = Res. Total / Res. Ensaio 111

Nº Equip. = 16,4 / 1,5 112

Nº Equip. = 10,9 113

Como pode ser visto, para a produção de um concentrado contendo um teor de sílica de 1,2%, a sua flotabilidade deve ser de 89,8%. Para esta, conforme proposto pela Equação 76, tem-se um tempo de residência total [mínimo] de 16,4 min. Considerando-se que o tempo de residência praticado no ensaio que originou o modelo foi de 1,5 min, conforme detalhado pelo APÊNDICE C, seriam necessários 11 estágios em um hipotético circuito de flotação de células pneumáticas para o CF. A Figura 92 ilustra o novo circuito, assim como apresenta demais informações para cada célula considerada. Sendo considerados 11 estágios para o circuito de flotação, estima-se a obtenção de um concentrado contendo o teor de sílica desejado de 1,2% – conforme ilustra a Figura 93.

Nº	1	2	3	4	5	...	10	11
Geram Concentrado						...		
Fe c	48,5	52,1	55,0	57,3	59,2	...	64,5	65,0
SiO_2 c	26,4	21,1	16,8	13,2	10,3	...	1,9	1,2

Figura 92 – Número total de estágios e demais informações acerca do circuito de flotação ($SiO_{2\,c}$ de 1,2%, máximo) contendo células pneumáticas para o CF

a) b)

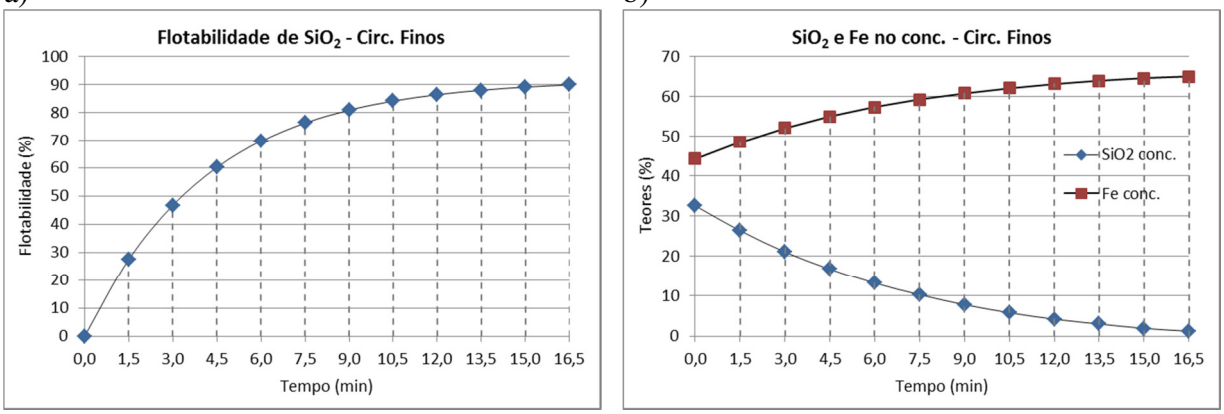


Figura 93 – a) Flotabilidade de sílica; e b) Teores de sílica e de ferro no concentrado; versus tempo de residência – circuito de células pneumáticas no CF

Concluindo, nota-se que é relativamente simples a utilização de modelos cinéticos para o dimensionamento de circuitos de flotação contendo células pneumáticas – desde que os mesmos sejam devidamente modelados, quando possível. Conforme dito, os coeficientes $R_{máx}$ e *k* das equações de 1ª ordem aqui utilizadas foram determinados empiricamente, em ensaios do tipo *batch*. Na existência de fluxos do tipo *perfec mixing* e/ou na existência de ordens de flotação diferentes de um, por exemplo, diferentes modelos devem ser determinados e utilizados – assim como os seus respectivos coeficientes.

Outro ponto de atenção é relativo ao tempo de residência espacial utilizado nos ensaios de flotação e que deram origem aos modelos cinéticos. Conforme dito, estes foram de 1,5 min. Em escala industrial, por exemplo, tempos de residência acima de 2 min são normalmente praticados. Em alguns casos, conforme já ilustrado pela Figura 23, observam-se tempos de residência maiores do que 5 min. Na necessidade de se verificar a influência do tempo de residência no modelo, terá que ser revisto todo o dimensionamento do circuito – incluindo-se número de estágios necessários, volume de equipamentos etc.

E para os comparativos realizados entre as células mecânicas, as colunas de flotação e as células pneumáticas, salienta-se que novos *trade-off*s devem ser realizados. Custos relativos à estrutura metálica, de fundações ou bases civis e de demais periféricos não foram aqui considerados. Os custos relativos à aquisição das células de flotação, por exemplo, podem representar apenas de 20 a 30% do custo total do projeto de instalação das mesmas. Outro ponto a ser considerado refere-se à qualidade dos concentrados e as recuperações metalúrgicas à sem produzidos pelos diferentes circuitos – conforme discutido a seguir.

6.4. Comparação do desempenho entre circuitos

Para a análise de desempenho entre os diferentes circuitos de flotação, utilizaram-se os resultados provenientes de escala industrial [para as células mecânicas e colunas de flotação, em regime contínuo] e provenientes de escala piloto [para a célula pneumática, em regime *batch*]. Os primeiros foram anteriormente apresentados no item 3.1.3, através da Tabela 5, na página 24. Para a célula pneumática, os resultados foram anteriormente apresentados no item 6.1, através da Tabela 24 a da Tabela 26, nas páginas 130 a 136, respectivamente. Para o CG, realizaram-se comparaões entre as células mecânicas [atualmente instaladas no CII] e a célula pneumática [em flotação da amostra CG]. Para o CF, realizaram-se comparaões entre as colunas de flotação [atualmente instaladas no CII] e a célula pneumática [em flotação da amostra CF].

6.4.1. Circuito de Grossos

Utilizando-se dados médios e medianas, conforme ilustram a Figura 94, Figura 95 e Figura 96, realizou-se a comparação entre o circuitoatual composto por células mecânicas versus um hipotético circuito contendo células pneumáticas. Para tal análise, as seguintes variáveis respostas foram selecionadas: sílica no concentrado, ferro no rejeito e recuperação metalúrgica – sendo estas três das mais importantes variáveis no processo de beneficiamento de minério de ferro. O termo “concentrado” aqui utilizado refere-se ao concentrado final gerado pela última célula do circuito designada para este fim. No CG, por exemplo, o concentrado final é gerado pela oitava célula em operação na etapa *recleaner* – conforme já ilustrado pela **Erro! Fonte de referência não encontrada.**, contida na página 18. Já o termo “rejeito” refere-se ao rejeito global representado pelo *blend* de todos os rejeitos gerados pelo circuito.

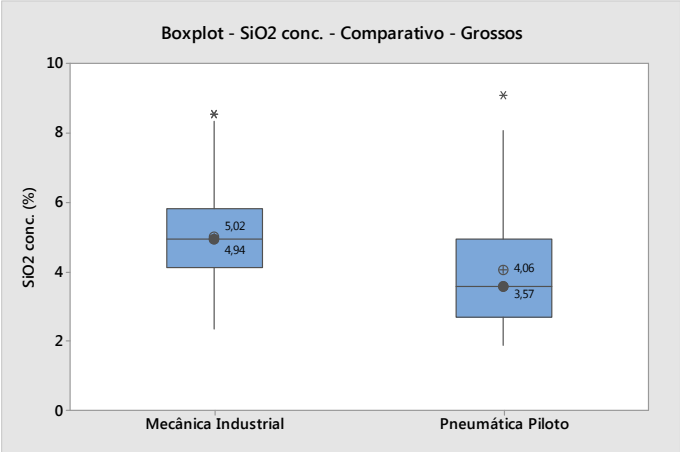


Figura 94 – *Boxplot* comparativo de sílica no concentrado – célula mecânica [industrial] versus célula pneumática [piloto] – CG

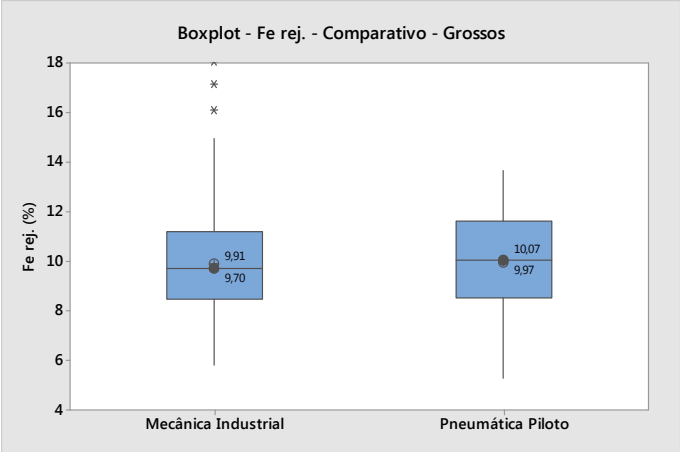


Figura 95 – *Boxplot* comparativo de ferro no rejeito – célula mecânica [industrial] versus célula pneumática [piloto] – CG

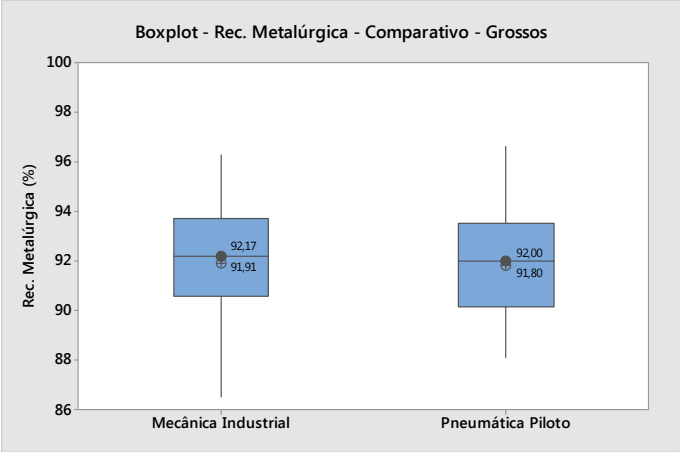


Figura 96 – *Boxplot* comparativo de recuperação metalúrgica – célula mecânica [industrial] versus célula pneumática [piloto] – CG

a) Para a sílica no concentrado, os resultados médios foram de 5,0 e 4,1% para a célula mecânica e para a célula pneumática, respectivamente. Para a mediana, os resultados foram de 4,9 e 3,6%, respectivamente – conforme ilustra a Figura 94;
b) Para o ferro no rejeito, os resultados médios foram de 9,9 e 10,1% para a célula mecânica e para a célula pneumática, respectivamente. Para a mediana, os resultados foram de 9,7 e 10,0%, respectivamente – conforme ilustra a Figura 95;
c) Para a recuperação metalúrgica, os resultados médios foram de 91,9 e 91,8% para a célula mecânica e para a célula pneumática, respectivamente. Para a mediana, os resultados foram de 92,2 e 92,0%, respectivamente – conforme ilustra a Figura 96.

Como pode ser visto, o teor médio de sílica no concentrado obtido nas células pneumáticas foi inferior ao teor obtido nas células mecânicas. Para o teor de ferro no rejeito e para a recuperação metalúrgica, não houve variações significativas nos resultados. Frisa-se que para as células pneumáticas, etapas *scavenger* não são consideradas – diferentemente dos circuitos contendo células mecânicas. Conforme anteriormente discutido no item 3.1.1, na página 21, o CG possui cinco células em estágio *scavengers* [reprocessando os rejeitos gerados nas etapas *rougher*, *cleaner*, *recleaner* etc.].

Desta forma, de acordo com os resultados aqui apresentados, conclui-se que o circuito contendo células pneumáticas mostrou maior eficiência do que o circuito contendo células mecânicas. Para semelhantes teores de ferro no rejeito e recuperações metalúrgicas, foi possível a obtenção de menores teores de sílica no concentrado [em 0,9%, para a média].

6.4.2. Circuito de Finos

Utilizando-se de dados médios e de medianas, conforme ilustram a Figura 97, Figura 98 e Figura 99, realizou-se um comparativo entre o atual circuito composto por colunas de flotação versus um hipotético circuito contendo células pneumáticas. Conforme realizado em análise do CG, as variáveis respostas selecionadas foram: teor de sílica no concentrado, teor de ferro no rejeito e recuperação metalúrgica. O termo “concentrado” aqui utilizado novamente refere-se ao concentrado final gerado pela última célula do circuito designada para este fim. No CF,

o concentrado final é gerado pelo na etapa *cleaner* – conforme já ilustrado pela Figura 2, contida na página 18. Já o termo “rejeito” refere-se ao rejeito global representado pelo *blend* de todos os rejeitos gerados pelo circuito.

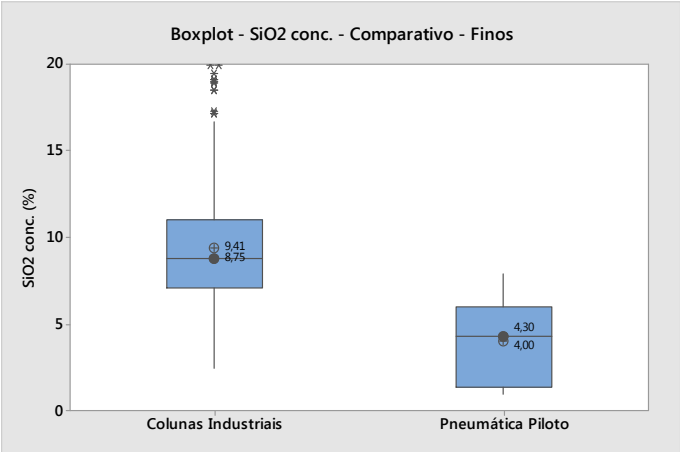


Figura 97 – *Boxplot* comparativo de sílica no concentrado – Coluna de flotação [industrial] versus célula pneumática [piloto] – CF

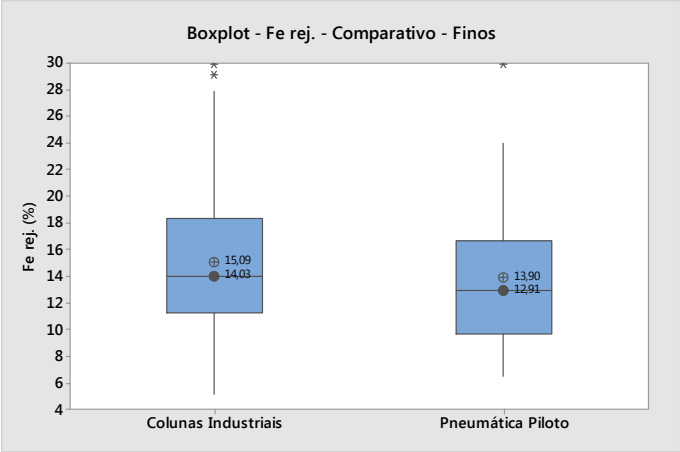


Figura 98 – *Boxplot* comparativo de ferro no rejeito – Coluna de flotação [industrial] versus célula pneumática [piloto] – CF

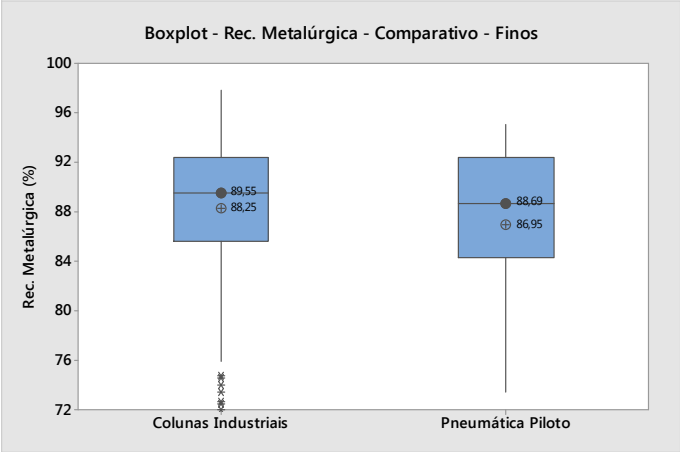


Figura 99 – *Boxplot* comparativo de recuperação metalúrgica – Coluna de flotação [industrial] versus célula pneumática [piloto] – CF

a) Para a sílica no concentrado, os resultados médios foram de 9,4 e 4,0% para a coluna de flotação e para a célula pneumática, respectivamente. Para a mediana, os resultados foram de 8,8 e 4,3%, respectivamente – conforme ilustra a Figura 97;

b) Para o ferro no rejeito, os resultados médios foram de 15,1 e 13,9% para a coluna de flotação e para a célula pneumática, respectivamente. Para a mediana, os resultados foram de 14,0 e 12,9%, respectivamente – conforme ilustra a Figura 98;

c) Para a recuperação metalúrgica, os resultados médios foram de 88,3 e 87,0% para a coluna de flotação e para a célula pneumática, respectivamente. Para a mediana, os resultados foram de 89,6 e 88,7%, respectivamente – conforme ilustra a Figura 99.

Como pode ser visto, o teor médio de sílica no concentrado e de ferro no rejeito obtidos nas células pneumáticas foram inferiores aos teores obtidos nas colunas de flotação. E assim como também citado no comparativo realizado para o CG, etapas *scavengers* não foram consideradas para no circuito contendo células pneumáticas. O CF, por exemplo, possui uma célula em estágio *scavenger* [reprocessando os rejeitos gerados nas etapas *rougher* e *cleaner*] – conforme já discutido no item 3.1.2, página 22. Para a recuperação metalúrgica, o resultado médio obtido nas colunas de flotação foi relativamente superior ao valor obtido na célula pneumática. Isto é consequência da obtenção de menores teores de sílica [ou de maiores teores de ferro] no concentrado. Quanto maior o percentual de ferro no concentrado, para um mesmo teor de ferro no rejeito em flotação de uma específica amostra, menor será a sua recuperação metalúrgica.

Desta forma, de acordo com os resultados aqui apresentados, conclui-se que o circuito contendo células pneumáticas mostrou maior eficiência do que o circuito contendo colunas de flotação. Apesar das células pneumáticas terem apresentado uma recuperação metalúrgica relativamente inferior [em 1,3%, para a média] às colunas de flotação, mais baixos valores para o teor de sílica no concentrado [em 5,4%, para a média] e para o teor de ferro no rejeito [em 1,2%, para a média] comprovam tal eficiência.

Já a Tabela 30 e a Tabela 31 apresentam quatro dos melhores resultados obtidos na célula pneumática – dois quando em flotação da amostra CG e dois quando em flotação da amostra CF. Estes também foram anteriormente apresentados através da Tabela 24 e da Tabela 26 – contidas nas páginas 130 e 136, respectivamente.

Tabela 30 – Dois dos melhores resultados obtidos a partir da utilização da célula pneumática para flotação da amostra do CG

Teste (num)	SiO_2 conc. (%)	Fe rej. (%)	RP (%)	RM (%)
12	4,2	8,3	66,2	93,9
31	2,8	8,7	65,4	93,4

Tabela 31 – Dois dos melhores resultados obtidos a partir da utilização da célula pneumática para flotação da amostra do CF

Teste (num)	SiO_2 conc. (%)	Fe rej. (%)	RP (%)	RM (%)
48	1,5	11,8	61,2	91,3
49	2,0	9,6	61,8	91,8

Como pode ser visto, para a amostra CG, teores de sílica no concentrado inferiores a 5% [meta para o circuito em questão] foram obtidos. As recuperações metalúrgicas situaram-se acima de 93%. Para a amostra CF, teores de sílica no concentrado inferiores a 2% [meta para o circuito em questão] foram obtidos. As recuperações metalúrgicas situaram-se acima de 91%. Tais resultados, apesar de isoladamente analisados, evidenciam a possibilidade de maior otimização dos resultados a serem obtidos em circuitos contendo células pneumáticas.

Já na Figura 100 associaram-se os resultados obtidos através da etapa de caracterização mineralógica das amostras CG e CF aos respectivos resultados de flotação em célula pneumática. A caracterização destes foi anteriormente apresentada na Figura 63 e na Figura 64, ambas na página 121. A esta análise dos grãos denominou-se de *Recuperação Máxima Teórica*. Os resultados dos ensaios de flotação também foram apresentados na Tabela 24 e na Tabela 26. Objetivou-se, neste estudo, avaliar a aplicabilidade da determinação teórica das recuperações máximas versus resultados reais obtidos através de ensaios de concentração.

a) b)

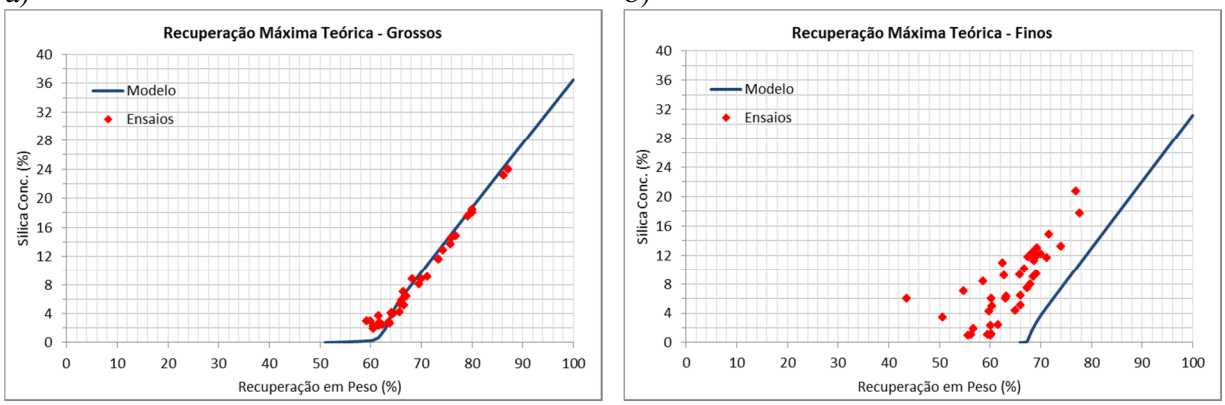


Figura 100 – Recuperação mássica máxima teórica versus sílica no concentrado final, sendo: a) amostra do CG; e b) amostra do CF

Como pode ser visto, os modelos apresentados para ambas as amostras mostraram-se coerentes. Isto porque os resultados provenientes dos ensaios de flotação foram inferiores e/ou limitaram-se aos valores máximos indicados pelos modelos propostos. Para a amostra CG, não há *gap* entre os resultados obtidos e o modelo. Porém, para a amostra CF, a não proximidade entre dos pontos vermelhos [dos ensaios de flotação] à linha azul [do modelo de recuperação] indica uma ineficiência do processo para esta amostra e/ou granulometria. Caso isto se confirme, maiores recuperações mássicas são possíveis de serem alcançadas, para a mesma especificação de qualidade ao concentrado.

6.5. Análise de dispersão do ar

Objetivou-se aqui analisar as propriedades dispersivas do ar em uma célula pneumática. Este estudo pode ser subdividido em: dosagem ótima de espumante (item 6.5.1), análise de influência das variáveis (item 6.5.2) e cálculo do *hold-up* do ar (item 6.5.3). Neste estudo utilizou-se um sistema bifásico – contendo apenas água e ar. A água utilizada, denominada de água nova e oriunda de fontes de captação tais como rios e córregos, é utilizada nas operações industriais de flotação. Esta foi mantida em pH 10,5, em condição semelhante à praticada em sistema do tipo trifásico – contendo minério, água e ar.

6.5.1. Dosagem ótima de espumante

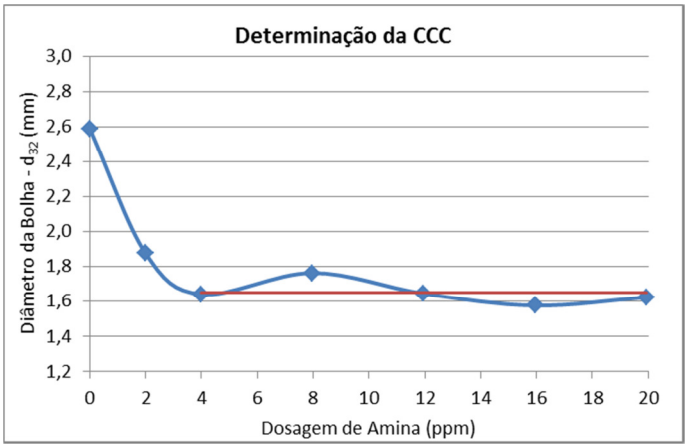
Para o início da análise de dispersão do ar em células de flotação, em sistema bifásico, faz-se necessária a determinação da denominada dosagem ótima de espumante ou, conforme comumentemente encontrado na literatura, faz-se como necessário determinar a concentração crítica de coalescência (CCC). Esta é determinada como sendo a dosagem que a partir da qual a adição de surfante não mais influencia o diâmetro médio das bolhas. Para a flotação catiônica reversa de minério de ferro, em pH 10,5, éteraminas são utilizadas e atuam tanto como coletor como espumante. A Figura 101 ilustra esta relação existente entre o diâmetro médio das bolhas (d_{32}) versus a dosagem de étermonoamina. Para tais medições, na célula pneumática, algumas variáveis de processo foram mantidas constantes, tais como:

Vazão da água da alimentação: 440 L/h;

Velocidade do fluxo no aerador: 7,4 m/s;

Vazão de ar no aerador: 300 L/h;

Velocidade do fluxo no distribuidor: 6,9 m/s.



Teste (---)	Amina (ppm)	d_{32} (mm)
CCC0	0	2,59
CCC2	2	1,88
CCC4	4	1,64
CCC8	8	1,77
CCC12	12	1,65
CCC16	16	1,58
CCC20	20	1,63

Figura 101 – Diâmetro da bolha (d_{32}) versus dosagem de éterdiamina em célula pneumática – sistema bifásico (água e ar)

Como pode ser visto, na inexistência de éterdiamina, o diâmetro médio das bolhas [diâmetro de Sauter, d_{32}] é de 2,59 mm. Após adições das dosagens de 2 e 4 ppm, o tamanho das bolhas reduz-se para 1,88 e 1,64 mm, respectivamente. Após esta última dosagem, nota-se que há uma certa estabilização do processo. O valor do d_{32} obtido a partir deste ponto foi de 1,65 mm, sendo este a média dos tamanhos das bolhas obtida a partir das dosagens de 4, 8, 12, 16 e 20 ppm ((1,64+1,77+1,65+1,58+1,63)/5 = 1,65). Conclui-se então que a dosagem ótima de éterdiamina ou a concentração crítica de coalescência (CCC), em sistema bifásico, é de 4 ppm. As fotos mostradas na Figura 102 e na Figura 103 ilustram alguns dos ensaios de redução do diâmetro médio das bolhas versus o incremento da dosagem de éterdiamina.

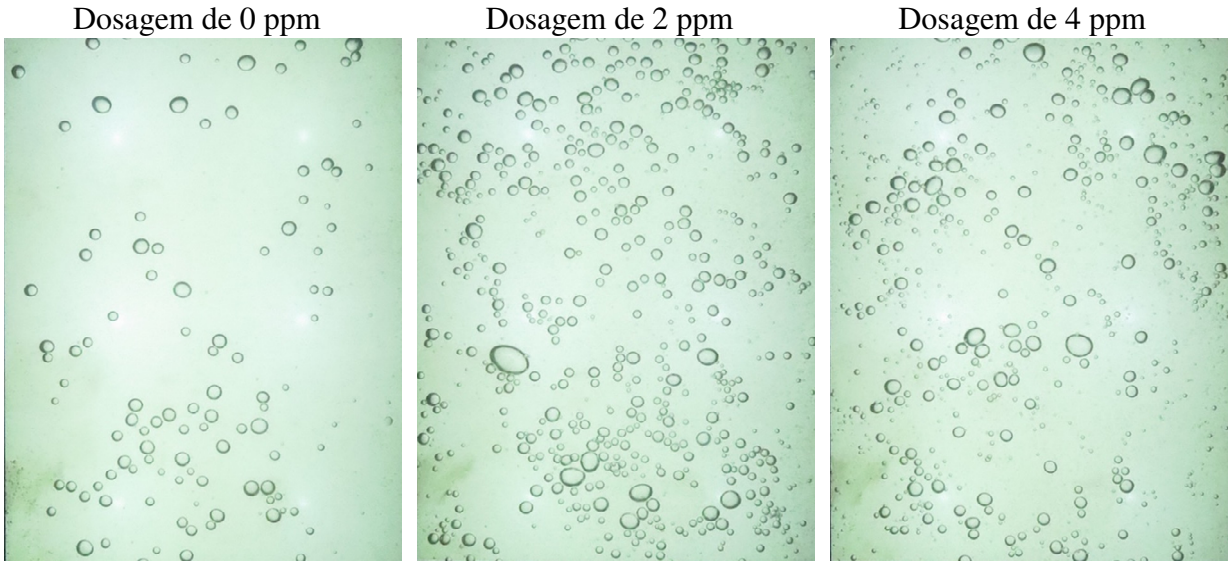


Figura 102 – Fotos ilustrativas das bolhas geradas a partir das dosagens de 0, 2 e 4 ppm de éterdiamina – estudo de determinação da concentração crítica de coalescência (CCC)

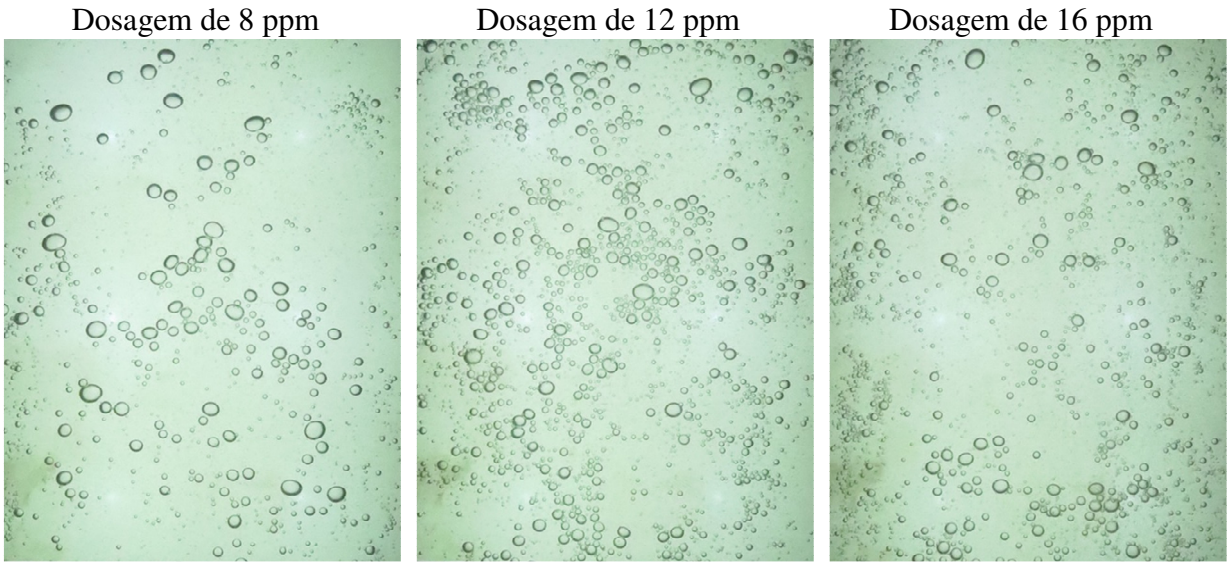


Figura 103 – Fotos ilustrativas das bolhas geradas a partir das dosagens de 8, 12 e 16 ppm de éterdiamina – estudo de determinação da concentração crítica de coalescência (CCC)

A partir desta determinação, todos os demais estudos de dispersão do ar na célula pneumática foram realizados utilizando-se da dosagem de 4 ppm de éterdiamina, ajustando-se ainda e previamente o pH para 10,5. Desta forma, garantia-se que o tamanho médio das bolhas (d_{32}) não seria influenciado pela atuação de qualquer tipo de surfactante.

6.5.2. Análise de influência das variáveis

Para o estudo da análise de influência das variáveis de processo, utilizaram-se os diferentes resultados obtidos em célula pneumática, em escala piloto, em sistema bifásico e em regime *batch*. Objetivou-se aqui identificar as variáveis de entrada [*inputs*] de maior correlação sobre as variáveis de saída [*outputs*]. Para estas últimas, as variáveis consideradas foram: diâmetro médio de Sauter de bolhas (d_{32}) e fluxo superficial de área de bolhas (S_b). Para o S_b, este foi calculado após determinações do J_g e d_{32} – conforme descreve a Equação 44, contida na página 83. Quando necessário, as velocidades dos fluxos no aerador e/ou no distribuidor foram modificadas através da utilização de diferentes aeradores (de 4 e 6 mm de abertura interna) e/ou de diferentes configurações do distribuidor (com 2 ou 4 orifícios de 2,5 mm). A Tabela 32 apresenta os diferentes resultados obtidos de dispersão do ar através da utilização de diferentes configurações em uma célula pneumática.

Tabela 32 – Resultados obtidos de dispersão do ar em diferentes configurações operacionais de uma célula pneumática, em escala piloto, em sistema bifásico (água e ar)

Teste	Água	Ar	Aer.	Distr.	J_g	d_{32}	S_b
(nº)	(l/h)	(l/h)	(m/s)	(m/s)	(cm/s)	(mm)	(s^{-1})
1	262	104	8,1	10,2	0,3	1,0	19,4
2	425	172	13,1	5,5	0,5	1,5	17,6
3	264	182	9,9	4,2	0,4	1,2	15,8
5	263	104	3,6	3,4	0,2	1,1	16,5
7	264	182	4,4	12,5	0,4	0,9	19,6
8	441	301	7,4	6,9	0,7	1,6	25,9
--	264	301	9,9	12,5	0,7	1,2	35,2

sendo,

Água – vazão de água da alimentação, em L/h;

Ar – vazão de ar no aerador, em L/h;

Aer. – velocidade do fluxo no aerador, em m/s;

Distr. – velocidade do fluxo no distriuidor, em m/s.

Como pode ser visto, para os parâmetros de processo avaliados, este situaram-se entre: Água (de 262 a 441 L/h), Ar (de 104 a 301 L/h), Aerador (de 3,6 a 13,1 m/s) e Distribuidor (de 3,4 a 12,5 m/s). Para as propriedades de dispersão do ar na célula pneumática, percebeu-se que:

a) O J_g foi variado entre 0,3 e 0,7 cm/s;

b) O d_{32} obtido foi entre 0,9 a 1,6 mm; e

c) O S_b obtido foi entre 15,8 e 35,2 s^{-1}.

Utilizando-se o *software Minitab 17*, modelos e regressões matemáticas, assim como seus respectivos valores de R^2, foram determinados – conforme enumeram as Equações 114 e 115.

$$d_{32} = 0{,}414 + 0{,}002012.X1 + 0{,}001368.X2 + 0{,}01012.X3 - 0{,}02122.X4 \qquad 114$$

$$R^2 = 97{,}99\%$$

$$S_b = 8{,}5 - 0{,}0161.X1 + 0{,}0658.X2 + 0{,}113.X3 + 0{,}554.X4 \qquad 115$$

$$R2 = 81{,}59\%$$

sendo,

X1 – “Água” – Vazão de água da alimentação, em L/h;

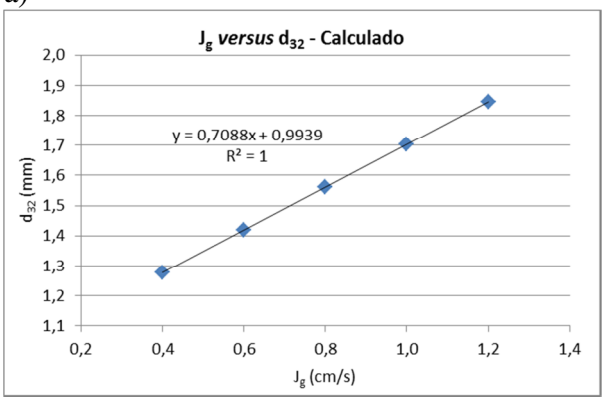
X2 – “Ar” – Vazão de ar no aerador, em L/h;

X3 – “Aer.” – Velocidade do fluxo no aerador, em m/s;

X4 – “Distr.” – Velocidade do fluxo no distribuidor, em m/s.

De posse destas informações, avaliou-se a relação existente entre o J_g e as variáveis respostas d_{32} e S_b em uma célula pneumática – conforme ilustra a Figura 104. Com exceção do Ar, as demais variáveis de processo foram mantidas constantes [água em 425 L/h, aerador em 8,1 m/s e distribuidor em 12,5 m/s]. Como pode ser visto, e segundo o modelo proposto, há uma relação linear entre o J_g e as variáveis d_{32} e S_b. Ou seja, quanto maior o valor de J_g, maior serão os valores do d_{32} e do S_b – conforme já esperado e previsto pela literatura.

a)



b)

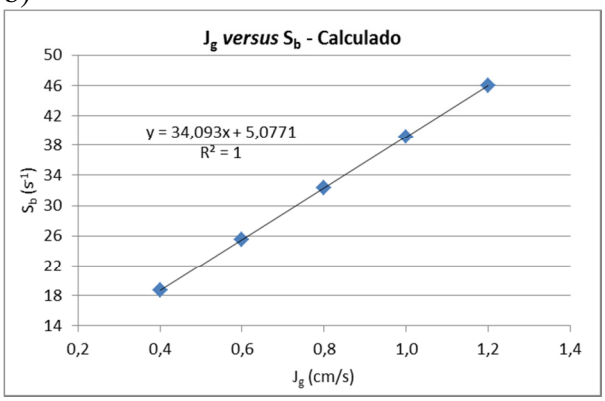


Figura 104 – a) Relação existente entre o J_g e o d_{32}; e b) Relação existente entre o J_g e o S_b – medidas calculadas para uma célula pneumática, em sistema bifásico (água e ar)

Como já mencionado, não se pretendia aqui e através do rigor estatístico determinar modelos capazes de predizer perfeitamente o comportamento do processo de dispersão do ar em uma célula pneumática. Inclusive, o número de ensaios foi relativamente pequeno. Objetivou-se, neste momento, tão somente identificar as variáveis de maior influência sobre as variáveis respostas de forma a possibilitar uma possível otimização dos resultados.

6.5.3. Cálculo do *hold-up* do ar (ε_g)

Para a determinação do *hold-up* do ar (ε_g) em uma célula pneumática, utilizou-se o estudo realizado por Finch et al. (2000). Estes autores estudaram a relação existente entre o fluxo superficial de área das bolhas (S_b) e o *hold-up* do ar (ε_g) em células mecânicas e em colunas de flotação – em escalas laboratorial, piloto e/ou industrial. A análise dos dados sugere que existe uma relação entre estas variáveis [$S_b \approx 5{,}5 \cdot \varepsilon_g$] – conforme também enumera a

Equação 45, contida na página 84. Desta forma, calcularam-se os valores do *hold-up* do ar (ε_g) e analisou-se também a sua relação com o J_g – conforme ilustra a Figura 105. Assim como realizado no item anterior, com exceção do Ar, as demais variáveis de processo foram mantidas constantes [água em 425 L/h, aerador em 8,1 m/s e distribuidor em 12,5 m/s].

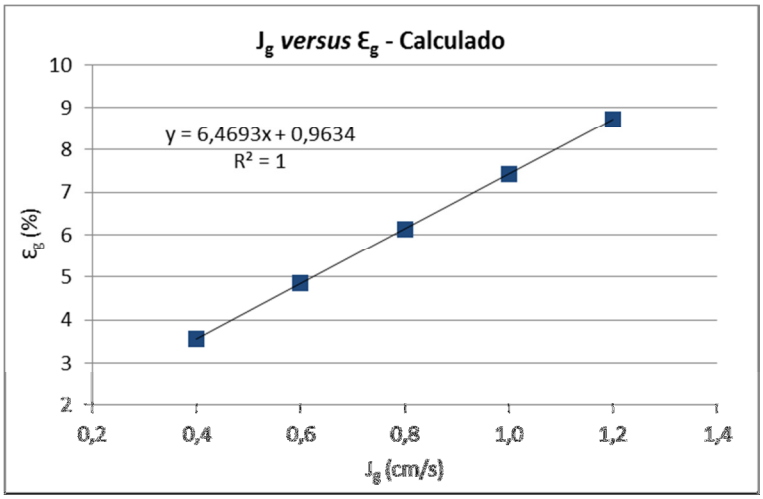


Figura 105 – *Hold-up* (ε_g) versus velocidade superficial (J_g) do ar em uma célula pneumática, em escala laboratorial, em regime *batch* e em sistema bifásico (água e ar)

Percebe-se que, para as condições e os procedimentos utilizados, há uma relação diretamente proporcional entre o *hold-up* (ε_g) e a velocidade superficial (J_g) do ar. Ou seja, quanto maior o valor do J_g, maior será o valor do ε_g – relação esta já esperada e prevista pela literatura. O J_g foi variado entre 0,4 e 1,2 cm/s, resultando em valores de *hold-up* entre 3,6 a 8,7%. Tais percentuais são coerentes quando comparados com o academicamente reportado para equipamentos semelhantes [tais como a JamesonCell, por exemplo]. Em outros exemplos, células mecânicas e colunas de flotação operam industrialmente com *hold-up* típicos entre 15 e 20%.

7. CONCLUSÕES

Conclui-se que:

a) Circuitos de flotação constituídos por células mecânicas [tais como o CG] ou por colunas de flotação [tais como o CF] podem apresentar-se com diferentes eficiências operacionais. Tais discrepâncias podem ser justificadas, entre diversos outros aspectos, através do número de células existentes em cada circuito, das características mecânicas dos equipamentos utilizados e através das diferentes características mineralógicas dos materiais a serem processados. Considerados como referência para a realização deste estudo, o CG e o CF foram selecionados devido a estes serem os circuitos de maior processamento mássico e de maior complexidade cinética do Concentrador II, respectivamente;

b) Originada na Alemanha, a partir dos trabalhos do Prof. Bahr e Simonis, as células pneumáticas de maior aplicabilidade industrial são as de modelo Pneuflot®, possuindo de 4,1 a 5,0 m de diâmetro, processando carvão e instaladas e em operação na China. Utilizando-se de catálogos de fornecedores, listas de referência e/ou de artigos científicos, foram mapeadas células de 4,1 a 5,0 m de diâmetro [de 53 a 80 m^3 de volume interno] processando volumes de polpa superiores a 1.000 m^3/h. Utilizando as mesmas fontes, os tempos de residência espacial industrialmente praticados variaram de 1 a 6 minutos – sendo esta uma variável a ser melhor entendida e, se possível, controlada em uma célula pneumática;

c) Para a realização do estudo, tomaram-se amostras representativas das alimentações do CG e do CF. Apesar de quimicamente semelhantes [Fe da alimentação de aproximadamente 45%], as amostras apresentaram diferentes características granulométricas, mineralógicas e graus de liberação – conforme já esperado. O d_{80}, por exemplo, foi de 126 e 36 µm para a amostra CG e para a amostra CF, respectivamente. A partição de ferro na fração -325# foi de 42,7% para a amostra CG e de 96,0% para a amostra CF. Já o grau de liberação de quartzo, "GL - Ganga - Tipo 2", foi de 97,3% para a amostra CG e de 99,5% para a amostra CF;

d) Em célula pneumática, em escala piloto e em estudo de análise de influência das variáveis de processo, observou-se que:

i. Para a amostra CG, o percentual de sólidos da alimentação foi a variável de maior influência sobre as variáveis respostas selecionadas [teores de sílica no concentrado e de ferro no rejeito e recuperação metalúrgica]. A velocidade da polpa no distribuidor, para

otimização de resultados de teor de sílica no concentrado, é outro parâmetro operacional a ser considerado;

ii. Para a amostra CF, o percentual de sólidos da alimentação foi a variável de maior influência sobre as respostas ferro no rejeito e recuperação metalúrgica. Para o teor de sílica no concentrado, a vazão de polpa e a velocidade do fluxo no distribuidor são outros parâmetros a serem mais bem entendidos e considerados;

e) Em célula mecânica, em escala laboratorial e em análise da cinética de flotação, utilizando-se de modelo de 1ª ordem [$R = R_{máx.} (1 - e^{-kt})$], observou-se que:

i. Para a amostra CG, os valores de $R_{máx.}$ e *k* foram de 92,7% e 2,7 min^{-1} [para a flotabilidade de sílica] e de 11,0% e 2,9 min^{-1} [para o descarte de ferro];

ii. Para a amostra CF, os valores de $R_{máx.}$ e *k* foram de 94,8% e 1,4 min^{-1} [para a flotabilidade de sílica] e de 18,8% e 1,2 min^{-1} [para a descarte de ferro].

Tais resultados evidenciam que, para a amostra CG, maiores valores de *k* são passíveis de serem obtidos. Para a amostra CF, maiores valores de $R_{máx.}$ são passíveis de serem obtidos para a flotabilidade de sílica e para o descarte de ferro. Devido às características granulométricas das mesmas, tais resultados já eram esperados;

f) Em célula pneumática, em escala piloto e em análise da cinética de flotação, utilizando-se de modelo de 1ª ordem [$R = R_{máx.} (1 - e^{-kt})$], observou-se que:

i. Para a amostra CG, os valores de $R_{máx.}$ e *k* foram de 88,7% e 0,719 min^{-1} [para a flotabilidade de sílica] e de 10,4% e 0,735 min^{-1} [para o descarte de ferro];

ii. Para a amostra CF, os valores de $R_{máx.}$ e *k* foram de 91,7% e 0,237 min^{-1} [para a flotabilidade de sílica] e de 5,5% e 0,249 min^{-1} [para a descarte de ferro].

Tais resultados evidenciam novamente que, para a amostra CG, maiores valores de *k* são passíveis de serem obtidos. Já para os valores de $R_{máx.}$, no descarte de ferro para o flotado, maiores valores foram encontrados para a amostra CG – diferentemente do descrito no item anterior. O % sólidos da alimentação pode ter ocasionado tal divergência;

g) Utilizando-se de modelos cinéticos para o dimensionamento das células pneumáticas, determinou-se o número de equipamentos em uma hipotética substituição do CG [13 células mecânicas, de 70 m^3] e do CF [3 colunas de flotação, de 4,5 m de diâmetro]. Para o CG, para um teor de sílica no concentrado de 5,0%, seriam necessárias 8 células pneumáticas. Porém, após etapa de otimização, o circuito poderia ser reduzido para 5 ou 6 equipamentos. Para o CF, para um teor de sílica no concentrado de 9,4% [média do circuito já em operação], seriam

necessárias 6 células pneumáticas. Já para um teor de sílica no concentrado de 1,2% [teor desejado em campanha CLS], seriam necessárias 11 células pneumáticas;

h) Para a comparação de desempenho entre pneumáticas versus mecânicas, utilizaram-se resultados provenientes de escala piloto [para a célula pneumática, em regime *batch*] e provenientes de escala industrial [para as células mecânicas, em regime contínuo]. Para o teor de sílica no concentrado, os resultados médios obtidos foram de 4,06 e 5,02%, respectivamente. Para o teor de ferro no rejeito, os resultados médios obtidos foram de 9,97 e 9,91%, respectivamente. Para a recuperação metalúrgica, os resultados médios obtidos foram de 91,80 e 91,91%, respectivamente. Desta forma, conclui-se que o circuito contendo células pneumáticas é de maior eficiência do que o circuito contendo células mecânicas. Porém, para as células pneumáticas, resultados devem ser validados em maior escala;

i) Para o comparativo de desempenho entre pneumáticas versus colunas, utilizou-se de resultados provenientes de escala piloto [para a célula pneumática, em regime *batch*] e provenientes de escala industrial [para as colunas de flotação, em regime contínuo]. Para o teor de sílica no concentrado, os resultados médios obtidos foram de 4,00 e 9,41%, respectivamente. Para o teor de ferro no rejeito, os resultados médios obtidos foram de 13,90 e 15,09%, respectivamente. Para a recuperação metalúrgica, os resultados médios obtidos foram de 86,95 e 88,25%%, respectivamente. Apesar de menores recuperações, devido a obtenção de menor teor de sílica para o concentrado, conclui-se que o circuito contendo células pneumáticas é de maior eficiência do que o circuito contendo colunas de flotação;

j) Em célula pneumática, em escala piloto e em análise de dispersão do ar, observou-se que:

i. A dosagem crítica de coalescência (CCC) da éterdiamina é de 4 ppm – em pH 10,5;

ii. Em análise de influência das variáveis de processo, identificaram-se correlações entre as variáveis de entrada [água, ar, aer. e distr.] as variáveis respostas d_{32} e S_b – R^2 de 98,0 e 81,6%, respectivamente. O J_g é diretamente proporcional ao d_{32} e ao S_b, conforme já esperado. O menor diâmetro médio de bolhas encontrado foi de 0,9 mm – para Jg de 0,4 cm/s e S_b de 19,6 s^{-1}. O maior fluxo de área de bolhas encontrado foi de 35,2 $^{s-1}$ – para J_g de 0,7 cm/s e d_{32} de 1,2 mm;

iii. O *hold-up* do ar (ε_g) situou-se entre 3,6 a 8,7% para velocidades superficiais do ar (J_g) entre 0,4 a 1,2 cm/s. O J_g é diretamente proporcional ao ε_g, conforme já esperado.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AHMED, N.; JAMESON, G.J. *The effect of bubble size on the rate of flotation of fine particles.* International Journal of Mineral Processing, v.14, p. 195-215, 1985.

AMELUNXEN, P. et al. *El impacto de la frecuencia de paleteo en los resultados de una prueba de flotación.* In: Congreso Internacional de Flotación de Minerales, 1., 2014, Lima (Perú). **Anais**.Lima (Perú): InterMet – InternationalMetallurgicalConsultants, 2014. 1 v. p. 89-97.

AQUINO, J.A.; OLIVEIRA, M.L.M.; FERNANDES, M.D. Flotação em Coluna. In: LUZ, A.B.; SAMPAIO, J.A.; FRANÇA, C.A. *Tratamento de Minérios*. 5ª Edição. Rio de Janeiro (RJ): CETEM/MCT, 2010. p. 515-556.

ARAYA, R.; GOMEZ, C.; FINCH, J.; HUYNH, L.; YOUNG, M. *Characterization of frother effects on gas dispersion in a Jameson cell*. In: IMPC 2014 – INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONGRESS, 27, 2014, Santiago (Chile). *Resumo dos trabalhos*. Disponível em: <http://www.impc2014.org/>. Acesso em 27 jul. 2015.

BALTAR, C.A.M. *Flotação no Tratamento de Minérios*. 2ª Edição. Recife (PE): Editora Universitária da UFPE, 2010. 232 p.

BANISI, S.; FINCH, J.A. *Technical note reconciliation of bubble size estimation methods using drift flux analysis*. Minerals Engineering, v.7, n.12, p. 1.555-1.559, 1994.

BATTERSBY, M.; FLETCHER, M.; IMHOF, R.; SINGH, A.; PUDER, F. *The advantages of the Imhoflot G-Cell Pneumatic Flotation Process with centrifugal froth removal – Two case studies*. Randol Innovative Metallurgy Forum, 21 – 24 August 2005, Perth, Australia.

BATTERSBY, M. IMHOF, R.; FLETCHER, M.; PUDER, F. *The efficient recovery of kaolin from a hydrocyclone plant middlings stream utilizing Imhoflot G-Cell pneumatic flotation*. [S.I.]: 2007.

BATTERSBY, M.; BATTERSBY, R. M.; FLATMAN, S.; IMHOF, R.; SPRENGER, H.; BRAGADO, T., *Recovery of ultrafinesusing Imhoflot Pneumatic Flotation - Two pilot plant case studies recovering nickel and zinc from tailings streams.*[S.I.]: 2011.

BATTERSBY, M.J.G.; BROWN, J. V.; IMHOF, R.M., *The Imhoflot G-Cell - An advanced pneumatic flotation technology for the recovery of coal slurry from impoundments*. [S.I.]: 2003. 7 p.

CHAVES, A.P. Máquinas de Flotação. In: CHAVES, A.P. *Flotação: o estado da arte no Brasil*. 1ª Edição. São Paulo (SP): Signus Editora, 2006. Coleção teoria e prática do tratamento de minérios. v. 4, 444 p.

CHAVES, A.P.; LEAL FILHO, L.S.; BRAGA, P.F.A. Flotação. In: LUZ, A.B.; SAMPAIO, J.A.; FRANÇA, C.A. *Tratamento de Minérios*. 5ª Edição. Rio de Janeiro (RJ): CETEM/MCT, 2010. p. 465-513.

CHAVES, A.P. *Bombeamento de polpa e classificação*. 4ª Edição. São Paulo (SP): Oficina de Textos, 2012. Coleção teoria e prática do tratamento de minérios. v. 1, 304 p.

CONCHA, J.; WASMUND, E. *Flotación de Finos y Gruesos Aplicada a Recuperación de Minerales de Cobre*. In: Congreso Internacional de Flotación de Minerales, 1., 2014, Lima (Perú). **Anais**. Lima (Perú): InterMet – International Metallurgical Consultants, 2014. 1 v. p. 57-74.

DIAZ-PENAFIEL, P.; DOBBY, G.S. *Kinetic studies in flotation columns: bubble size effect.* Minerals Engineering, v.7, n.4, p. 465-478, 1994.

DOBBY, G.S.; FINCH, J.A. *Particle size dependence in flotation derived from a fundamental model of the capture process*. International Journal of Mineral Processing, n. 21, p. 241-260, 1987.

DOBBY, G.S.; FINCH, J.A. *Column flotation: a selected review, Part II*. Minerals Engineering, v. 4, n. 7-11, p. 911-923, 1991.

DUAN, J.; FORNASIERO, D.; RALSTON, J. *Calculation of the flotation rate constante of chalchopyrite particles in an ore*.International Journal of Mineral Processing, n. 72, p. 227-237, 2003.

EVANS, G.M.; ATKINSON, B.W.; JAMESON, J.J., The Jameson Cell. In: MATIS, K.A. *Flotation Science and Engineering*. Edição não informada. Nova Iorque (EUA): Marcel Dekker, Inc., 1995. v. 1, p. 331-363.

FINCH, J.A.; XIAO, J.; HARDIE, C.; GOMEZ, C.O. *Gas dispersion properties: bubble surface area flux and gas holdup*, Minerals Engineering, v. 13, n. 4, p. 365-372, 2000.

GOMEZ, C.; CASTILLO, P.; ALVAREZ, J. *A frother characterization technique using a lab mechanical flotation cell*. In: International Mineral Processing Congress, 27., 2014. Santiago (Chile).

IMHOF, R.M.; BROWN, J.V.; LOTZIEN, R.M. *Development of pneumatic flotation incorporating centrifugal separation*. In: International Mineral Processing Congress, 12, 28 de Outubro a 3 de Setembro, 2003, Cape Town (África do Sul).

IMHOF, R.M.; FLETCHER, M.; VATHAVOORAN, A.; SINGH, A. *Application of Imhoflot G-Cell centrifugal flotation technology*. The Journal of the Southern African Institute of Mining and Metallurgy, v. 107, p. 623-631, 2007.

IMHOF, R.M.; BATTERSBY, M.; PARRA, F. *The successful application of pneumatic flotation technology for the removal of silica by reverse flotation at the iron ore pellet plant of Compañia Minera Huasco, Chile*. In: CENTENARY OF FLOTATION SYMPOSIUM, [6 a 9 jun.] 2005, Brisbane (Austrália).

IMHOF, R.M.; BATTERSBY, M.J.G.; CIERNIOCH, G. *Pneumatic Flotation – An innovative application in the processing of Potash Salts*. In: SME ANNUAL MEETING, [25 a 27 fev.] 2002, Phoenix, Arizona (Estados Unidos).

IMHOF, R.M.; LOTZIEN, R.M.; SOBEK, S., *Pneumatic Flotation: a Reliable Procedure for a Correct Plant Layout*. In: International Mineral Processing Congress, 18, 23 a 28 de Maio, 1993, Sydney (Austrália). p. 971-978, 1993.

ITYOKUMBUL, M.T.; SALAMA, A.I.A.; AL TAWEEL, A.M. *Estimation of bubble size in flotation columns.* Minerals Engineering, v.8, n.1/2, p. 77-89, 1995.

JAMESON, G.J. *Experiments on the flotation of coarse composite particles*. In: IMPC 2014 – INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONGRESS, 27, 2014, Santiago (Chile).

LEAL FILHO; L.S. *Flotação*. Belo Horizonte (MG): [s.n.], 2012. Paginação irregular. (Apostila de curso ministrado pela empresa TTE – Treinamento Técnico Especializado).

LEVENSPIEL, O. *Engenharia das reações químicas*, Trad. de Sérgio Fuchs Calil. São Paulo (SP): Edgard Blücher, 1974, v. 1.

LYNCH, A.J.; WATT, J.S.; FINCH, J.A.; HARBORT, G.E. History of Flotation Technology. In: FUERSTENAU, M.C.; JAMESON, G.; YOON, R. *Froth flotation: A century of innovation*. Littleton, Colorado, USA: Society for Mining, Metallurgy, and Exploration, Inc. (SME), 2007. p. 65-94.

MAELGWYN Mineral Services. Apresenta imagens e textos sobre a célula pneumática de flotação do tipo V-Cell® e G-Cell®. Disponível em: <http://www.maelgwyn.com/ portuguese/ pneumaticflotation.html>. Acesso em: 28 jul. 2015, 19:45:00.

MAELGWYN Mineral Services. *Imhoflot® Pneumatic Flotation* [Apresentações internas]. Alemanha, 2011, 38 p.

MBE Coal and Minerals Technology GmbH. Apresenta imagens e textos sobre a célula pneumática de flotação do tipo Pneuflot®. Disponível em: <http://www.mbe-cmt.com/pneuflot.html>. Acesso em: 12 mai. 2015, 14:30:00.

MBE Coal and Minerals Technology GmbH. *Pneuflot® Flotation Technology* [Folhetos e/ou brochuras diversas]. Colônia (Alemanha), 2011, 20 p.

MENACHO, J.; RODRÍGUEZ, J.; CUBILLOS, F.; GOMEZ, C. *A comprehensive bubble life model for conventional flotation.* In: IMPC 2014 – INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONGRESS, 27, 2014, Santiago (Chile).

MOHANTY, M.K.; HUANG, Z.; GUPTA, V.; *Performance of the Imhoflot G-Cell for fine coal cleaning*. In: Centenary of Flotation Symposium, 5, 2005, Brisbane (Austrália). **Anais.** Brisbane (Austrália): [S.I.], Junho, 2005.

MONTE, M. B. de M.; PERES, A. E. C., Química de Superfície na Flotação, In: LUZ, A. B. da; SAMPAIO, J. S. e FRANÇA, S. C. A.. *Tratamento de Minérios*. 5ª Edição. Rio de Janeiro (RJ): CETEM/MCT, 2010. 960 p.

MOSHTARI, B.; BABAKHANI, E.G.; MOGHADDAS, J.S. *Experimental study of gas hold-up and bubble behavior in gas-liquid bubble column*. Petroleum & Coal, v.51, n.1, p. 27-32, 2009.

NESSET, J.E.; HERNANDEZ-AGUILAR, J.R.; ACUNA, C.; GOMEZ, C.O.; FINCH, J.A. *Some gas dispersion characteristics of mechanical flotation machines*, Minerals Engineering, p. 807-815, 2006.

NGUYEN, V.A.; KMET, S. *Probability of collision between particles and bubbles in flotation: the theoretical inertialess model involving a swarm of bubbles in pulp phase*. International Journal of Mineral Processing, n. 40, p. 155-169, 1994.

NGUYEN, V.A.; RALSTON, J.; SCHULZE, H.J. *On modelling of bubble-particle attachment probability in flotation*. International Journal of Mineral Processing, n. 53, p. 225-249, 1998.

NGUYEN, V.A.; SCHULZE, H.J.; RALSTON, J. *Elementary steps in particle-bubble attachment*. International Journal of Mineral Processing, n. 51, p. 183-195, 1997.

OLIVEIRA, R.N. *Desenvolvimento de um equipamento não convencional de flotação em beneficiamento mineral: a célula Serrana de flotação pneumática*. 1988. 122 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mineral) - Escola Politécnica, USP - Universidade de São Paulo. São Paulo, 1988.

OJEDA, R.J.M.; LIMA, O.A.; ZANIN, M.; LEAL FILHO, L.S. *Parâmetros de dispersão de ar em células mecânicas de flotação em usinas brasileiras*. REM: Revista da Escola de Minas, Abr e Jun 2012, v.65, n.2, p.271-277. ISSN 0370-4467.

PAVEZ, O.; ROJAS, I.; PARRA, F.; MELÉNDEZ, M.; PALACI, J. *Flotation of low-grade iron ore in pneumatic cells to produce pellet feed*. In: CENTENARY OF FLOTATION SYMPOSIUM, [6 a 9 jun.] 2005, Brisbane (Austrália).

PENNA; R. OLIVEIRA, M.L.M.; VALADÃO, G.E.S.; PERES, A.E.C. *Estudo comparativo entre dois sistemas de aeração de coluna de flotação*. REM: Revista da Escola de Minas, Jul 2003, v.56, n.3. ISSN 0370-4467.

PEREIRA; L.M.M. *Metodologia aplicada aos trabalhos de microscopia de minério de ferro*. Belo Horizonte (MG): [S.N.], 2009. 53p. (Documento interno da Open Engenharia Ltda).

RALSTON, J. Bubble-particle capture. In: CASTRO, S.; ALVAREZ, J. *Flotation II*. Chile: Andros, 2000.v. 2, p. 1464-1471.

RODRIGUES, W.J. *Aspectos hidrodinâmicos na flotação de partículas grossas*. 2001. 150 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mineral) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo (SP).

RODRIGUES, W.J. *Mecanismo de flotação de partículas grossas em células mecânicas: influência das variáveis hidrodinâmicas e suas implicações cinéticas*. 2010. 131 p. Tese (Doutorado em Engenharia Mineral) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo (SP).

SAMARCO Mineração S.A.. Site corporativo contendo informações sobre a empresa. Disponível em: <http://www.samarco.com/institucional/a-empresa/>. Acesso em: 04 fev. 2016, 15:45:00.

SANCHEZ-PINO, S.; SANCHEZ-BAQUEDANO, A.; IMHOF, R.M.; BATTERSBY, M.J.G. *Pilot plant testing and the successful commercial installation of Imhoflot G-Cell pneumatic flotation for molybdenum concentrate cleaning at Los Pelambres in Chile*. In: Flotation, 9, 2009, Cape Town (África do Sul). **Anais**. Cape Town (África do Sul): MEI Conference, Novembro, 2009.

SCHULZE, H.J.; *Dimensionless number and approximate calculation of the upper particle size of floatability in flotation machines*. International Journal of Mineral Processing, n. 9, p. 321-328, 1982.

TAVERA, F.J.; ESCUDERO, R.; FINCH, J.A. *Gas holdup in flotation columns: laboratory measurements*. International Journal of Mineral Processing, n. 61, p. 23-40, 2001.

TAVERA, F.J.; GOMEZ, C.O.; FINCH, J.A. *Estimation of gas holdup in froths by electrical conductivity: application of the standard addition method*. Mineral Engineering, Vol. 11, Nº 10, p. 941-947, 1998.

ULIANA, A. et al. *A technical parallel between pneumatic flotation and conventional cells: practical experience in iron ore concentration process at Samarco Mineração S.A.* In: Congreso Internacional de Flotación de Minerales, 1., 2014, Lima (Perú). **Anais**. Lima (Perú): InterMet – InternationalMetallurgicalConsultants, 2014. v.1, p. 84-88.

ULIANA, A.; AQUINO JÚNIOR, L.C.; QUINTÃO, A.O.; CASTRO, G.; ARAÚJO, V. *Aplicação de células pneumáticas de flotação no processo de concentração de minério de ferro da Samarco Mineração S.A.* In: International Congress of Science and Technology of Ironmaking, 6, 2012, Rio de Janeiro (RJ). **Anais:** Rio de Janeiro (RJ): ABM – Associação Brasileira de Metalurgia, Materiais e Mineração, 2012.

YIANATOS, J.B. *Analisis de Circuitos de Flotacion Industrial*. In: CongresoInternacional de Flotación de Minerales, 1., 2014, Lima (Perú). **Anais**. Lima (Perú): InterMet – International Metallurgical Consultants, 2014. 1 v. p. 13-21.

YIANATOS, J.B.; FINCH, J.A.; DOBBY, G.S.; XU, M. *Bubble size estimation in a bubble swarm*. Journal of Colloid and Interface Science, v.126, n.1, p. 37-44, 1988.

ZHANG, W.; ZHOU, X.; FINCH, J.A., *Determining independent control of dual-frother systems - Gas holdup, bubble size and water overflow rate*, Minerals Engineering, p. 106-116, 2012.

APÊNDICE A – Resultados de ensaio cinético de flotação

Célula mecânica – Escala laboratorial – Ultrafinos

A Figura 1 apresenta os resultados de flotabilidade de sílica e de descarte ferro para o rejeito [valores acumulados] *versus* tempo de flotação utilizando-se de uma amostra de minério de ferro denominada de *Ultrafinos* (d_{80} = 12µm).

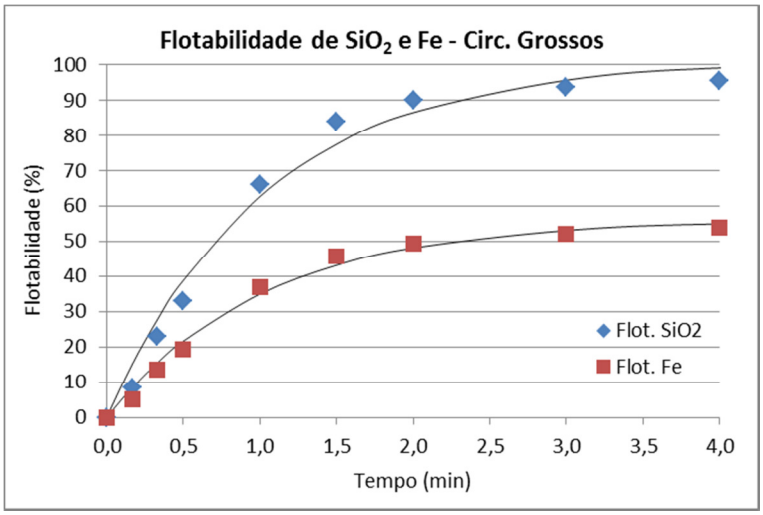


Figura 1 – Flotabilidade de sílica e descarte ferro para o rejeito [valores acumulados] *versus* tempo de flotação – amostra de *Ultrafinos* (d_{80} = 12µm)

Diante dos resultados, observa-se ainda que:

a) Os resultados da flotabilidade de sílica e de descarte de ferro podem ser modelados segundo as Equações 116 e 117 – equações de 1ª ordem. As flotabilidades máximas ($R_{máx.}$) e as constantes cinéticas de flotação (*k*) também estão inseridas nestas, conforme abaixo.

$$\text{Flot. } SiO_2\ _{Ult} = 101{,}2.(1 - e^{-1{,}0t}) \qquad 116$$

$$\text{Flot. Fe}\ _{Ult} = 56{,}1.(1 - e^{-1{,}0t}) \qquad 117$$

Assim como realizado para as amostras CG e CF, os resultados de flotabilidade [ou de descarte] dos minerais de ferro para o flotado também foram equacionados e melhor ajustados segundo modelo cinético de 1ª ordem.

APÊNDICE B – Resultados detalhados do teste 32

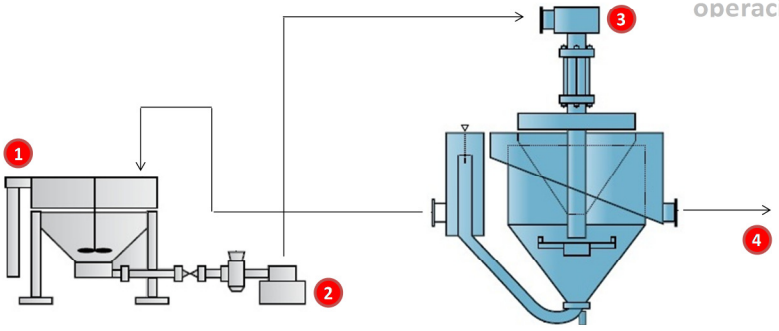
Célula pneumática – Escala piloto – Circuito de Grossos

_ Dados operacionais

células pneumáticas de flotação - ensaios laboratoriais

dados operacionais

TESTE:	32
DATA:	04/09/14
AMOSTRA:	Circ. Gross.
CONCENTRADOR:	CII
ESCALA:	Laboratório
EQUIPAMENTO:	Pneuflot
CIRCUITO:	Cinética
ESTÁGIO:	-



1

pH $_{natural}$:	8,53
pH $_{após\ amido}$:	-
pH $_{inicial}$:	10,63
pH $_{11min}$:	10,41
Sólicios (Kg) $_{seco}$:	41,00
Sólicios (g/cm^3):	3,84
Umidade (%) $_{base\ seca}$:	0,00
Água (l) $_{mineral}$:	0,00
Água (l) $_{adicionada}$:	33,38
Coletor (%):	1,00
Coletor (g/t) $_{inicial}$:	75,00
Coletor (ml) $_{inicial}$:	307,50
Coletor (g/t) $_{10min}$:	
Coletor (ml) $_{10min}$:	0,00
Depressor (%):	1,00
Depressor (g/t) $_{inicial}$:	700,00
Depressor (ml) $_{inicial}$:	2.870,00
Sólidos (%) $_{massa}$:	52,86
Sólidos (%) $_{volume}$:	24,23
Polpa (l):	47,24
Polpa (g/cm^3):	1,64

2

Água (l) $_{mangueira}$:	0,44
Polpa (l/h):	435,00
Sólidos (Kg/h):	345,12
Pressão (bar) $_{2min}$:	2,30
Pressão (bar) $_{6min}$:	2,30
Pressão (bar) $_{11min}$:	2,30
Pressão (bar) $_{16min}$:	2,30
Pressão (bar) $_{média}$:	2,30

3

Aerador (mm):	6,00
Ar (m/s) $_{aerador}$:	1,71
Polpa (m/s) $_{aerador}$:	4,27
Total (m/s) $_{aerador}$:	5,98
Água (l) $_{célula}$:	4,00
Sólidos (%) $_{total}$:	50,00
Espuma (cm):	4,00
Célula (cm) $_{diâmetro}$:	19,10
Célula (m^2) $_{transversal}$:	0,03
Célula (l):	10,82
Ar (V_{ar}/V_{polpa}):	0,40
Ar (l/h):	174,00
Ar (cm/s) $_{vel.\ sup.}$:	0,17
Ar (%) $_{hold-up}$:	15,00
Residência (min) $_{total}$:	1,49
Residência (min) $_{disc.}$:	1,13
Distribuidor (mm):	2,5
Distribuidor (nº):	2
Distribuidor (cm^2) $_{unitário}$:	0,05
Distribuidor (cm^2) $_{total}$:	0,10
Ar (m/s) $_{distribuidor}$:	4,92
Polpa (m/s) $_{distribuidor}$:	12,31
Total (m/s) $_{distribuidor}$:	17,23

4

Flotado (Kg):	14,80
Dif. (%) $_{massa\ x\ quim.}$:	2,21

Informações Adicionais:

Água $_{tipo}$:	Nova
Coletor $_{tipo}$:	Monoamina
Coletor $_{fornecedor}$:	Air Products
Depressor $_{tipo}$:	Mandioca
Depressor $_{fornecedor}$:	Amafil
Depressor $_{amido/soda}$:	5x1

_ Balanço de massa, resultados químicos etc.

resultados
célula pneumática

						fech. químico			fech. mássico					
						Fe	Fe	SiO_2			Fe	Fe	SiO_2	
Tempo	Produtos	$Fe_{analisado}$	$SiO_{2\ analisado}$	Massa	Sól. $_{analisado}$	$RP_{acum.}$	$RM_{acum.}$	$RM_{acum.}$	$Fe_{calculado}$	$SiO_{2\ calculado}$	$RP_{acum.}$	$RM_{acum.}$	$RM_{acum.}$	Part. Água
(min)	(---)	(%)	(%)	(Kg)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)
0	Alim.	44,14	34,75	41,00	50,00	-	-	-	-	-	-	-	-	
0	Conc.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
0	Rej.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
1	Alim.			-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
1	Conc.			-	64,50				45,84	32,20	95,08	98,73	88,12	-
0 - 1	Rej.	11,37	83,88	2,02	61,04				11,37	83,88	4,92	1,27	11,88	
5	Alim.			-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
5	Conc.			-	50,87				52,66	22,08	78,75	93,96	50,05	-
1 - 5	Rej.	12,91	81,01	6,70	59,44				12,55	81,67	21,25	6,04	49,95	
10	Alim.			-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
10	Conc.			-	46,63				58,24	13,95	69,29	91,43	27,83	-
5 - 10	Rej.	11,79	81,67	3,88	59,75				12,32	81,67	30,71	8,57	72,17	
15	Alim.			-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
15	Conc.			-	46,89				61,04	9,89	65,40	90,44	18,62	-
10 - 15	Rej.	11,24	82,10	1,60	58,13				12,20	81,72	34,60	9,56	81,38	
20	Alim.			-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
20	Conc.	65,46	2,95	-	43,25				62,15	8,32	63,91	89,98	15,31	-
15 - 20	Rej.	13,49	77,27	0,61	55,16				12,25	81,54	36,09	10,02	84,69	
25	Alim.			-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
25	Conc.			-										
20 - 25	Rej.													
0	Alim.	45,52	32,66	41,00	50,00	-	-	-	-	-	-	-	-	
20	Conc.	65,46	2,95	26,20	50,43	62,53	89,92	5,65	64,32	5,07	63,91	90,29	9,91	38,53
0 - 25	Rej.	12,25	81,54	14,80	58,70	37,47	10,08	94,35	12,25	81,54	36,09	9,71	90,09	

APÊNDICE C – Resultados detalhados do teste 70

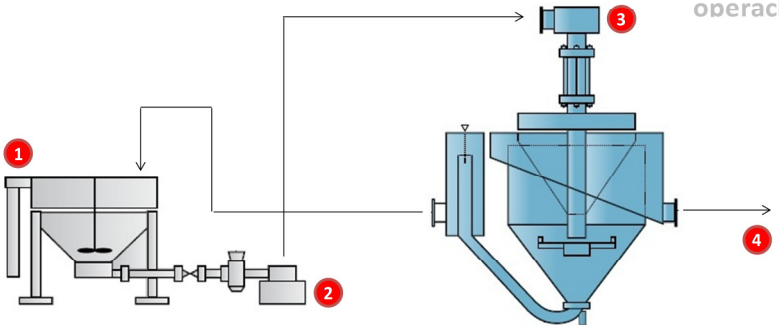
Célula pneumática – Escala piloto – Circuito de Finos

_ Dados operacionais

células pneumáticas de flotação - ensaios laboratoriais

dados operacionais

TESTE:	70
DATA:	15/09/14
AMOSTRA:	Circ. Finos
CONCENTRADOR:	CII
ESCALA:	Laboratório
EQUIPAMENTO:	Pneuflot
CIRCUITO:	Cinética
ESTÁGIO:	-



1

pH natural:	8,00
pH após amido:	9,96
pH inicial:	10,52
pH 11,min:	10,31
Sólicios (Kg) seco:	20,50
Sólicios (g/cm³):	3,78
Umidade (%) base seca:	0,00
Água (l) mineiro:	0,00
Água (l) adicionada:	41,75
Coletor (%):	1,00
Coletor (g/t) inicial:	100,00
Coletor (ml) inicial:	205,00
Coletor (g/t) 10min:	
Coletor (ml) 10min:	0,00
Depressor (%):	1,00
Depressor (g/t) inicial:	700,00
Depressor (ml) inicial:	1.435,00
Sólidos (%) massa:	32,08
Sólidos (%) volume:	11,50
Polpa (l):	48,82
Polpa (g/cm³):	1,31

2

Água (l) mangueira:	0,44
Polpa (l/h):	433,50
Sólidos (Kg/h):	166,86
Pressão (bar) 2min:	0,90
Pressão (bar) 6min:	0,90
Pressão (bar) 11min:	0,90
Pressão (bar) 16min:	0,90
Pressão (bar) média:	0,90

3

Aerador (mm):	6,00
Ar (m/s) aerador:	1,70
Polpa (m/s) aerador:	4,26
Total (m/s) aerador:	5,96
Água (l) célula:	4,00
Sólidos (%) total:	30,00
Espuma (cm):	4,00
Célula (cm) diâmetro:	19,10
Célula (m²) transversal:	0,03
Célula (l):	10,82
Ar (V_{ar}/V_{polpa}):	0,40
Ar (l/h):	173,40
Ar (cm/s) vel. sup.:	0,17
Ar (%) hold-up:	15,00
Residência (min) total:	1,50
Residência (min) disc.:	1,14
Distribuidor (mm):	2,5
Distribuidor (nº):	4
Distribuidor (cm²) unitário:	0,05
Distribuidor (cm²) total:	0,20
Ar (m/s) distribuidor:	2,45
Polpa (m/s) distribuidor:	6,13
Total (m/s) distribuidor:	8,59

4

Flotado (Kg):	5,07
Dif. (%) massa x quim.:	9,80

Informações Adicionais:

Água tipo:	Nova
Coletor tipo:	Monoamina
Coletor fornecedor:	Air Products
Depressor tipo:	Mandioca
Depressor fornecedor:	Amafil
Depressor amido/soda:	5x1

_ Balanço de massa, resultados químicos etc.

resultados
célula pneumática

						fech. químico			fech. mássico					
						Fe	Fe	SiO_2			Fe	Fe	SiO_2	
		$Fe_{analisado}$	$SiO_{2\ analisado}$	Massa	Sól. $_{analisado}$	$RP_{acum.}$	$RM_{acum.}$	$RM_{acum.}$	$Fe_{calculado}$	$SiO_{2\ calculado}$	$RP_{acum.}$	$RM_{acum.}$	$RM_{acum.}$	Part. Água
		(%)	(%)	(Kg)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)
0	Alim.	44,22	32,57	20,50	25,00	-	-	-	-	-	-	-	-	
0	Conc.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
0	Rej.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
1	Alim.			-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
1	Conc.			-	26,32				44,86	31,66	98,37	99,79	95,62	-
0 - 1	Rej.	5,69	87,66	0,33	49,94				5,69	87,66	1,63	0,21	4,38	
5	Alim.			-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
5	Conc.			-	27,42				47,21	28,42	92,59	98,83	80,78	-
1 - 5	Rej.	7,31	83,55	1,19	48,73				6,95	84,45	7,41	1,17	19,22	
10	Alim.			-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
10	Conc.			-	26,47				50,43	23,53	85,61	97,62	61,84	-
5 - 10	Rej.	7,69	88,34	1,43	49,31				7,31	86,34	14,39	2,38	38,16	
15	Alim.			-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
15	Conc.			-	25,20				52,97	19,87	80,86	96,84	49,32	-
10 - 15	Rej.	7,23	85,86	0,97	45,89				7,29	86,22	19,14	3,16	50,68	
20	Alim.			-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
20	Conc.			-	25,43				55,08	16,66	77,31	96,29	39,55	-
15 - 20	Rej.	6,93	89,70	0,73	51,10				7,23	86,76	22,69	3,71	60,45	
25	Alim.			-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
25	Conc.	61,20	8,98	-	24,78	68,57	94,89	18,90	56,38	14,70	75,29	95,98	33,97	
20 - 25	Rej.	6,63	89,85	0,41	50,02	31,43	5,11	81,10	7,19	87,02	24,71	4,02	66,03	
0	Alim.	44,22	32,57	20,50	25,00	-	-	-	-	-	-	-	-	
25	Conc.	61,20	8,98	15,43	25,94	68,57	94,89	18,90	56,38	14,70	75,29	95,98	33,97	34,73
0 - 25	Rej.	7,19	87,02	5,07	49,17	31,43	5,11	81,10	7,19	87,02	24,71	4,02	66,03	

APÊNDICE D – Resultados detalhados do teste 31

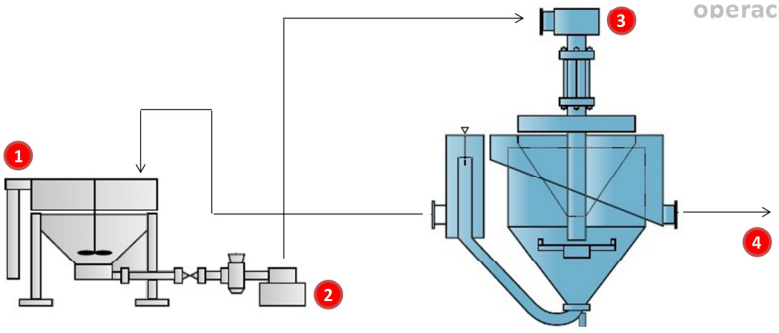
Célula pneumática – Escala piloto – Circuito de Grossos

_ Dados operacionais

células pneumáticas de flotação - ensaios laboratoriais

dados operacionais

TESTE:	31
DATA:	28/08/14
AMOSTRA:	Grossos
CONCENTRADOR:	CII
ESCALA:	Laboratório
EQUIPAMENTO:	Pneuflot
CIRCUITO:	Cinético
ESTÁGIO:	-



1

pH natural:	8,03
pH após amido:	-
pH inicial:	10,53
pH 1min:	10,37
Sólicos (Kg) seco:	20,50
Sólicos (g/cm³):	3,84
Umidade (%) base seca:	0,00
Água (l) mineral:	0,00
Água (l) adicionada:	41,80
Coletor (%):	1,00
Coletor (g/t) inicial:	75,00
Coletor (ml) inicial:	153,75
Coletor (g/t) 10min:	
Coletor (ml) 10min:	0,00
Depressor (%):	1,00
Depressor (g/t) inicial:	700,00
Depressor (ml) inicial:	1.435,00
Sólidos (%) massa:	32,09
Sólidos (%) volume:	11,32
Polpa (l):	48,73
Polpa (g/cm³):	1,31

2

Água (l) mangueira:	0,44
Polpa (l/h):	432,00
Sólidos (Kg/h):	166,56
Pressão (bar) 2min:	1,90
Pressão (bar) 6min:	1,90
Pressão (bar) 11min:	1,90
Pressão (bar) 15min:	1,90
Pressão (bar) média:	1,90

3

Aerador (mm):	6,00
Ar (m/s) aerador:	1,70
Polpa (m/s) aerador:	4,24
Total (m/s) aerador:	5,94
Água (l) célula:	4,00
Sólidos (%) total:	30,00
Espuma (cm):	4,00
Célula (cm) diâmetro:	19,10
Célula (m²) transversal:	0,03
Célula (l):	10,82
Ar (V_{ar}/V_{polpa}):	0,40
Ar (l/h):	172,80
Ar (cm/s) vel. sup.:	0,17
Ar (%) hold-up:	10,00
Residência (min) total:	1,50
Residência (min) dosc.:	1,21
Distribuidor (mm):	2,5
Distribuidor (nº):	2
Distribuidor (cm²) unitário:	0,05
Distribuidor (cm²) total:	0,10
Ar (m/s) distribuidor:	4,89
Polpa (m/s) distribuidor:	12,22
Total (m/s) distribuidor:	17,11

4

Flotado (Kg):	6,29
Dif. (%) massa x quim.:	12,15

Informações Adicionais:

Água tipo:	Nova
Coletor tipo:	
Coletor fornecedor:	
Depressor tipo:	Mandioca
Depressor fornecedor:	
Depressor amido/soda:	5x1

_ Balanço de massa, resultados químicos etc.

resultados
célula pneumática

						fech. químico				fech. mássico				
						Fe	Fe	SiO_2			Fe	Fe	SiO_2	
		$Fe_{analisado}$	$SiO_{2\ analisado}$	Massa	Sól. $_{analisado}$	$RP_{acum.}$	$RM_{acum.}$	$RM_{acum.}$	$Fe_{calculado}$	$SiO_{2\ calculado}$	$RP_{acum.}$	$RM_{acum.}$	$RM_{acum.}$	Part. Água
		(%)	(%)	(Kg)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)
0	Alim.	43,49	35,30	20,50	24,33	-	-	-	-	-	-	-	-	
0	Conc.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
0	Rej.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
1	Alim.	49,27	26,83	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
1	Conc.	63,66	5,47	-	21,84	63,87	93,49	9,90	45,73	32,01	94,09	98,93	85,32	-
0 - 1	Rej.	7,83	87,64	1,21	44,23	36,13	6,51	90,10	7,83	87,64	5,91	1,07	14,68	
5	Alim.	56,45	15,57	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
5	Conc.	64,66	4,16	-	24,37	62,22	92,50	7,33	51,07	24,02	82,15	96,46	55,90	-
1 - 5	Rej.	9,02	87,02	2,45	49,71	37,78	7,50	92,67	8,63	87,22	17,85	3,54	44,10	
10	Alim.	60,42	10,27	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
10	Conc.	64,93	3,60	-	22,64	61,86	92,36	6,31	55,27	18,06	74,70	94,93	38,21	-
5 - 10	Rej.	8,90	83,86	1,53	46,17	38,14	7,64	93,69	8,71	86,23	25,30	5,07	61,79	
15	Alim.	61,58	7,91	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
15	Conc.	65,09	3,36	-	21,60	61,93	92,68	5,89	57,16	15,31	71,76	94,32	31,13	-
10 - 15	Rej.	9,14	84,92	0,60	34,18	38,07	7,32	94,11	8,75	86,10	28,24	5,68	68,87	
20	Alim.	62,49	6,65	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
20	Conc.	64,98	2,75	-	19,96	61,79	92,32	4,82	58,89	13,19	69,30	93,83	25,89	-
15 - 20	Rej.	8,57	75,05	0,51	31,62	38,21	7,68	95,18	8,74	85,21	30,70	6,17	74,11	
25	Alim.													
25	Conc.													
20 - 25	Rej.													
0	Alim.	45,52	32,66	20,50	24,33	-	-	-	-	-	-	-	-	
20	Conc.	64,98	2,75	14,21	22,08	65,41	93,36	5,51	61,82	9,38	69,30	94,11	19,91	25,79
0 - 25	Rej.	8,74	85,21	6,29	41,18	34,59	6,64	94,49	8,74	85,21	30,70	5,89	80,09	