MAURÍCIO GUIMARÃES BERGERMAN

DIMENSIONAMENTO E SIMULAÇÃO DE MOINHOS VERTICAIS

São Paulo
2013

MAURÍCIO GUIMARÃES BERGERMAN

DIMENSIONAMENTO E SIMULAÇÃO DE MOINHOS VERTICAIS

Tese apresentada à Escola Politécnica
da Universidade de São Paulo para
obtenção do título de Doutor em
Ciências

São Paulo
2013

MAURÍCIO GUIMARÃES BERGERMAN

DIMENSIONAMENTO E SIMULAÇÃO DE MOINHOS VERTICAIS

Tese apresentada à Escola Politécnica
da Universidade de São Paulo para
obtenção do título de Doutor em
Ciências

Área de concentração:
Engenharia Mineral

Orientador: Prof. Dr. Homero Delboni Jr.

São Paulo
2013

FICHA CATALOGRÁFICA

Bergerman, Maurício Guimarães
Dimensionamento e simulação de moinhos verticais / M.G.
Bergerman. -- São Paulo, 2013.
p.

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

1.Cominuição 2.Modelagem matemática I.Universidade de
São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia de
Minas e de Petróleo II.t.

Dedico este trabalho à minha esposa e família

AGRADECIMENTOS

À minha esposa Raissa, pelo amor, por todo o apoio e estímulo na realização deste trabalho. Sem você, nada disso teria sido possível.

Aos meus pais e irmãos, por sempre valorizarem os estudos. Dedido ainda um agradecimento especial ao meu irmão Marcel Bergerman, que sempre me ajudou e incentivou na difícil trilha da vida de engenheiro, desde os primeiros dias na universidade.

Ao meu orientador, Prof. Dr. Homero Delboni Jr., pela dedicação e orientação sempre precisa.

Ao Prof. Dr. Arthur Pinto Chaves, pelos conselhos e conversas ao longo de toda a minha carreira, que me fizeram cada vez mais ser um apaixonado pela área de Tratamento de Minérios.

Ao Prof. Dr. Eldon Azevedo Masini, pelas sugestões feitas na qualificação.

À Engenheira de Minas Stella Limaverde, por todo o incansável apoio na realização dos ensaios laboratoriais.

À bibliotecária Maria Cristina Martinez Bonésio, pela preciosa ajuda para a formatação e revisão das normas bibliográficas.

À Vale e à Unifal-MG, pelo incentivo para que eu cursasse o doutorado.

Aos amigos da Vale, principalmente o Eng. Marco Nankran Rosa, o Eng. Halen Carvalho e o Geol. Marcio Godoy, pelo apoio na realização deste estudo. A toda equipe de processo das minas do Sossego e Salobo, Luis Machado, Anderson Miranda, Ronaldo Fonseca, Lidiane Rabelo, Francisco Olegário, Deivison Silva, Marlon Souza, Washington Cardoso, Jorge Oliveira e Edmilson Santos, que realizam seu trabalho com toda a dedicação que a área necessita, tornando, sem dúvida, um grande prazer a rotina de trabalho nesta usina.

Às equipes de processo da Kinross (Getúlio de Oliveira e Luiz Tavares), Caraíba (Aline Simões), Chapada (Flávia Batista e Daniel Daher) e Samarco (Andreia Rosa), pela disponibilidade em me receber em visita as suas usinas e fornecer informações

sobre as operações de remoagem.

A toda a equipe dos laboratório do Departamento de Engenharia de Minas da USP - LSC (Jump, Jr., Wellington, Tamires, Jatoba), LTM (Rose, Alfredo, Fernando, Newton, e Jefferson) e LCT (Ilda, Kahn, Gustav, André e Carina) pela ótima convivência e apoio durante a realização dos ensaios laboratoriais.

Ao Prof. Luis Marcelo Tavares e Prof. Romildo Toledo, a Yemcy Flores e a Rosangela Leonardoda, da UFRJ, pelo apoio na realização dos ensaios BET.

Ao Geol. José Matteo, da Cimento Itaú, pelo apoio na realização dos ensaios de Blaine.

Ao Prof. Dr. Gustavo Valdivieso, pela paciência em me ensinar as formas de se determinarem os erros experimentais do ensaio de jarro.

Por fim, a todos que colaboraram, direta ou indiretamente, na execução deste estudo.

“O bom do caminho é haver volta. Para ida sem vinda, basta o tempo.”

(Mia Couto)

RESUMO

Na área de moagem secundária, ou remoagem, a preocupação com a eficiência energética se mostra de extrema importância. Em geral, os consumos específicos desta etapa são superiores aos da etapa primária. Além disso, tem se observado uma tendência de afinamento das granulometrias de moagem nos novos projetos de minerais metálicos, o que leva cada vez mais a uma maior necessidade de gastos nesta etapa, tanto em termos de custos de implantação como de operação. Nos novos projetos que incluem remoagem no Brasil granulometrias de remoagem da ordem de 40 a 20 μm têm se mostrado necessárias. Neste contexto, os moinhos tubulares de bolas, adequados para moagem primária, apresentam eficiências decrescentes em termos de aproveitamento de energia, quando são necessários produtos abaixo de 50 μm . A fim de avaliar as melhores alternativas tecnológicas disponíveis para estas aplicações de remoagem, este trabalho estudou moinhos de carga agitada, com foco em moinhos verticais. O presente trabalho apresenta e discute os resultados de amostragens em escala industrial com o moinho vertical em quatro usinas em operação no Brasil. Foi desenvolvido também um novo ensaio em escala laboratorial para simular o consumo de energia e a distribuição granulométrica dos moinhos verticais, que se mostrou válido para a aplicação estudada.

PALAVRAS-CHAVE: cominuição, remoagem, moinho vertical.

ABSTRACT

Energy efficiency is extremely important in secondary grinding (regrinding) as specific consumption are greater than obtained in primary grinding. Moreover, finer grinding sizes are a trend in new grinding circuits therefore increasing the energy consumption, as well as respective capital and operating costs. In Brazil regrinding sizes between 40 a 20 μm are common in greenfield projects. As horizontal ball mills show decreasing efficiency as grinding sizes are finer than 50 μm , this work shows regrinding equipment alternatives to ball mills focusing on vertical mills. A number of survey campaigns were carried out on four industrial operations in which vertical mills were installed in the respective regrind circuit. A new batch test was developed and validated to predict the energy consumption and product size distribution associated to vertical mills.

KEY-WORDS: comminution, regrind, vertical mill.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 - Consumo de bens minerais nos EUA de 1900 a 1995.....	31
Figura 2.2 – Evolução do preço da energia elétrica para consumidores industriais no período de 2006 a 2030	32
Figura 2.3 – Teor de alimentação de usinas de processamento de minérios de cobre	35
Figura 2.4 - Aumento da resistência da partícula com a variação de tamanho da mesma	45
Figura 2.5 - Comparação da eficiência energética para diferentes modos de quebra	47
Figura 2.6 – Moinho tubular de bolas	54
Figura 2.7 – Consumo de energia em diferentes estágios de moagem	58
Figura 2.8 – Ilustração de um <i>Vertimill</i> ®	61
Figura 2.9 - Circuito reverso fechado com ciclones.....	63
Figura 2.10 - Circuito fechado apenas com o classificador interno do moinho. Esta opção é utilizada para a preparação de cal hidratada.....	63
Figura 2.11 - Circuito fechado com ciclone com alimentação direta	63
Figura 2.12. Circuito aberto com descarga pela porção inferior. Esta opção é recomendada para moagens muito finas, com produtos da ordem de 1 a 2 μm e requer uma tela para segurar a carga de bolas.....	63
Figura 2.13 – Comparação do espectro de energia de impacto de um moinho tubular de bolas (BM 13,5') e um moinho vertical (VTM 1250)	65
Figura 2.14 – Comparação do espectro de energia de abrasão de um moinho tubular de bolas (BM 13,5') e um moinho vertical (VTM 1250)	66
Figura 2.15 - Procedimento utilizado para medição do grau de enchimento do moinho vertical	67
Figura 2.16 - Comparação do arranjo de uma instalação de moinho tubular de bolas	

e moinho vertical para a mesma aplicação	68
Figura 2.17 - Zonas de moagem do moinho vertical	69
Figura 2.18 - Comparação da liberação de magnetita em um moinho vertical e um moinho tubular de bolas	71
Figura 2.19 – Potência instalada de <i>Vertimills</i> [®] no mundo, por ano de venda do equipamento.....	74
Figura 2.20 – Ilustração de um <i>Isamill</i> [®] com a câmara de moagem aberta para manutenção.....	75
Figura 2.21 – Potência instalada de <i>Isamill</i> [®] no mundo, por ano de venda do equipamento.....	76
Figura 2.22 – Ilustração de um <i>Pin Mill</i>	77
Figura 2.23 – Ilustração de um <i>Stirred Media Detritor</i>	78
Figura 2.24 – Potência instalada do <i>SMD</i> [®] no mundo, por ano de venda do equipamento, sem incluir as unidades fornecidas pela English China Clays International, ECCI antes de 1998, por falta de referências	79
Figura 2.25 – Moinho <i>Deswik</i> [®]	80
Figura 2.26 - Ilustração do <i>HIG mill</i> [®]	82
Figura 2.27 – Ilustração de um <i>HiCom nutating Mill</i> [®]	83
Figura 2.28 – Ilustração do <i>Vibra-mill</i>	84
Figura 2.29 – Ilustração do <i>Palla Mill</i> [®]	85
Figura 2.30 – Moinho planetário industrial	86
Figura 2.31 – Efeito dos corpos moedores na recuperação de um minério de cobre	93
Figura 2.32 - Tamanho do produto da moagem em função da intensidade de aplicação de energia	98
Figura 2.33 – Relação entre a energia fornecida e o produto da cominuição	105
Figura 2.34 - Relação entre os resultados do Hardgrove, Moinho de carga agitada e ensaio de Bond para alumina.....	112
Figura 2.35 - Relação entre o WI operacional e a relação de redução na remoagem	

de minérios de chumbo, zinco e cobre	118
Figura 2.36 - Ilustração da planta piloto do moinho vertical de 3kW da Metso	120
Figura 2.37 - Sumário dos WI operacionais de moinhos verticais.....	121
Figura 2.38 - Comparação dos dados industriais (equipamento de 3000 L) e de laboratório (equipamento de 4 L) do <i>Isamill</i> ®	122
Figura 2.39 - Ilustração de diferentes formas de se representar uma esfera equivalente	127
Figura 2.40 – Processo de peneiramento de um material com três dimensões diferentes.....	131
Figura 2.41 – Processo de peneiramento de um material com três dimensões diferentes.....	132
Figura 2.42 - Espalhamento da luz para partículas pequenas e grandes	132
Figura 2.43 – Cicloclassificador.....	133
Figura 2.44 – Ilustração do equipamento Camsizer XT	134
Figura 2.45 – Funcionamento do Sedigraph	135
Figura 2.46 – Comparação da distribuição granulométrica de uma amostra abaixo de 38 μm utilizando-se 5 métodos diferentes.....	136
Figura 2.47 - Comparação do resultado de distribuição granulométrica por diferentes métodos	137
Figura 2.48 - Variação do tamanho médio de partícula e da área específica (BET e Blaine) devido à moagem.....	142
Figura 2.49 – Amostrador para fluxos de polpa.....	151
Figura 2.50 - Balanço de massa em um ciclone.....	154
Figura 3.1 - Resultados de área superficial em relação ao P_{80} determinado por peneiramento	169
Figura 4.1 - Fluxograma de processo da usina do Sossego	172
Figura 4.2 - Moinhos verticais da usina do Sossego	174
Figura 4.3 - Caixa de descarga e classificação do produto do moinho Vertical do	

Sossego	174
Figura 4.4 - Bombas de alimentação do produto da etapa de remoagem (<i>overflow</i> dos ciclones) a etapa de flotação <i>cleaner</i>	174
Figura 4.5 - Baterias de ciclone de classificação da carga circulante do moinho vertical do Sossego	174
Figura 4.6 - Fluxograma do circuito de remoagem da planta 1 da Kinross	176
Figura 4.7 - Fluxograma do circuito de remoagem da planta 2 da Kinross	177
Figura 4.8 - Revestimento magnético.....	178
Figura 4.9 - Comparação da função seleção do moinho tubular de bolas e do moinho vertical	179
Figura 4.10 – Circuito de remoagem da Mineração Caraíba.....	180
Figura 4.11 – Circuito de remoagem da Mineração Caraíba modificado no final de 2012 para operar em circuito fechado	181
Figura 4.12 - Vista do moinho vertical da Mineração Caraíba.....	182
Figura 4.13 - Vista do moinho vertical da Mineração Caraíba, na qual se vê a caixa de recirculação (à direita) e a alimentação na base do moinho (à esquerda)	182
Figura 4.14 - Detalhe da descarga do moinho vertical da Caraíba na caixa de classificação interna	182
Figura 4.15 - Vista do moinho vertical da Mineração Caraíba (à direita) e da caixa de classificação interna (à esquerda).....	182
Figura 4.16 - Fluxograma da planta de beneficiamento da Mineração Chapada	184
Figura 4.17 - Vista do moinho vertical da Mineração Maracá	185
Figura 4.18 - Detalhe da alimentação nova do moinho vertical, realizada pela porção superior do equipamento.....	185
Figura 4.19 - Fluxograma da usina II da Samarco	188
Figura 4.20 - Vista do moinho vertical da Samarco.....	189
Figura 4.21 - Tubulação de alimentação do moinho vertical da Samarco.....	189
Figura 4.22 - Sistema utilizado para medição do grau de enchimento do moinho	

vertical da Samarco.....	189
Figura 4.23 - Descarga do moinho vertical (à esquerda)	189
Figura 4.24 - Vista da bomba de alimentação do moinho vertical da Samarco.....	190
Figura 4.25 - Circuito de remoagem da Samarco, com o Vertimill em primeiro plano e o moinho tubular de bolas ao fundo.	190
Figura 4.26 - Fluxograma de processo da usina do Salobo	191
Figura 4.27 - Moinhos verticais da usina do Salobo, a esquerda. A direita, pode-se ver a nova remoagem, da planta 2, em construção.	193
Figura 4.28 - Moinhos verticais da usina do Salobo.....	193
Figura 4.29 - Moinho vertical da etapa secundária de moagem de Cadia	194
Figura 4.30 - Fluxograma de moagem de Cadia	195
Figura 4.31 – Pontos de amostragem na usina.....	197
Figura 4.32 – Amostrador utilizado para amostragem da ciclonagem.....	202
Figura 4.33 - Relação entre o consumo específico de energia e o P_{80} do circuito de remoagem	206
Figura 4.34 - Variação da vazão de alimentação dos moinhos verticais	206
Figura 4.35 - Comparação da granulometria de alimentação <i>rougher</i> e do concentrado <i>rougher</i>	207
Figura 4.36 - Distribuição granulométrica da carga de bolas do moinho vertical	208
Figura 5.1 - Jarros utilizados para os ensaios	215
Figura 5.2 – Jarro com carga de corpos moedores e minério	215
Figura 5.3 – Detalhe do jarro com carga de corpos moedores e minério	215
Figura 5.4 - Jarro na mesa de rolos	215
Figura 5.5 - Resultados dos ensaios 1.3 e 1.10 em comparação ao ensaio padrão e a amostragem industrial do Sossego	227
Figura 5.6 - Resultados dos ensaios 1.8 em comparação ao ensaio padrão e a amostragem industrial do Sossego	228

Figura 5.7 - Resultados dos ensaios 1.6 e 1.9 em comparação ao ensaio padrão e a amostragem industrial do Sossego	228
Figura 5.8 - Resultados do ensaio 1.4 em comparação ao ensaio padrão e a amostragem industrial do	229
Sossego	229
Figura 5.9 - Resultados do ensaio 1.5 em comparação ao ensaio padrão e a amostragem industrial do Sossego	230
Figura 5.10 - Barras de erro associadas ao ensaio de jarro.....	233
Figura 5.11 - Resultados dos ensaios de jarro da amostra da usina do Sossego em 13 de dezembro de 2011	234
Figura 5.12 - Resultados dos ensaios de jarro da amostra da usina do Sossego em 14 de dezembro de 2011	235
Figura 5.13 - Resultados dos ensaios de jarro da amostra da usina do Sossego em 15 de dezembro de 2011	235
Figura 5.14 - Resultados dos ensaios de jarro da amostra da usina da Caraíba de agosto de 2012.....	236
Figura 5.15 - Resultados dos ensaios de jarro da amostra da usina da Mineração Maracá de dezembro de 2012.....	237
Figura 5.16 - Resultados dos ensaios de jarro da amostra de alimentação nova da flotação da usina do Sossego de dezembro de 2012.....	238
Figura 5.17 - Resultados de área superficial e D_{80} em função da energia específica no ensaio de jarro em moinho de 8" x 10" com a amostra do Sossego de 13 de dezembro de 2011	240
Figura 5.18 - Resultados de área superficial e D_{80} em função da energia específica no ensaio de jarro em moinho de 6" x 8" com a amostra do Sossego de 13 de dezembro de 2011	240
Figura 5.19 - Resultados de área superficial e D_{80} em função da energia específica no ensaio de jarro em moinho de 8" x 10" com a amostra do Sossego de 14 de dezembro de 2011	241

Figura 5.20 - Resultados de área superficial e D_{80} em função da energia específica no ensaio de jarro em moinho de 8" x 10" com a amostra do Sossego de 15 de dezembro de 2011	241
Figura 5.21 - Resultados de área superficial e D_{80} em função da energia específica no ensaio de jarro em moinho de 8" x 10" com a amostra da Caraíba de agosto de 2012	242
Figura 5.22 - Resultados de área superficial e D_{80} em função da energia específica no ensaio de jarro em moinho de 6" x 8" com a amostra da Caraíba de agosto de 2012	242
Figura 5.23 - Resultados de área superficial e D_{80} em função da energia específica no ensaio de jarro em moinho de 6" x 8" com a amostra da Chapada de dezembro de 2012	243
Figura A.1 – Vazão de alimentação do SAG	269
Figura A.2 – Granulometria de alimentação da flotação <i>rougher</i>	269
Figura A.3 – Teor de cobre de alimentação da flotação <i>rougher</i>	270
Figura A.4 – Corrente do moinho vertical 01	270
Figura A.5 – Vazão de polpa do <i>overflow</i> da ciclonagem da remoagem	271
Figura A.6 – Vazão de alimentação do SAG	272
Figura A.7 – Granulometria de alimentação da flotação <i>rougher</i>	272
Figura A.8 – Teor de cobre de alimentação da flotação <i>rougher</i>	273
Figura A.9 – Corrente do moinho vertical 01	273
Figura A.10 – Corrente do moinho vertical 02	274
Figura A.11 – Vazão de polpa do <i>overflow</i> da ciclonagem da remoagem	274
Figura A.12 – Vazão de alimentação do SAG	275
Figura A.13 – Teor de cobre de alimentação da flotação <i>rougher</i>	275
Figura A.14 – Corrente do moinho vertical 01	276
Figura A.15 – Corrente do moinho vertical 02	276
Figura A.16 – Vazão de polpa do <i>overflow</i> da ciclonagem da remoagem	276

Figura A.17 – Potência do moinho vertical	277
Figura A.18 – Vazão de alimentação da ciclonagem da remoagem	277
Figura A.19 – Vazão da bomba de <i>underflow</i> do espessador da flotação	278
Figura A.19 – Vazão de alimentação da moagem primária.....	279
Figura A.20 – Teor de alimentação, concentrado e rejeito da flotação	280
Figura A.21 – Granulometria de alimentação da flotação	281
Figura A.22 – Corrente do moinho vertical - linha azul escura	281
Figura A.23 – Pressão de alimentação da ciclonagem da remoagem – linha amarela	282

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 – Gasto de energia elétrica para a cominuição por bem mineral	33
Tabela 2.2 – Granulometria de liberação de diversos projetos de minério de cobre no Brasil	35
Tabela 2.3 – Etapas de moagem	36
Tabela 2.4 - Definições dos mecanismos de cominuição que levam à fratura de uma partícula	39
Tabela 2.5 – Nomenclatura dos moinhos existentes para a moagem fina e ultrafina	49
Tabela 2.6 - Classificação dos moinhos segundo White (1985).....	50
Tabela 2.7 - Algumas aplicações de remoagem ao redor do mundo que utilizam moinhos tubulares de bolas.....	57
Tabela 2.8 - <i>Vertimill</i> [®] em operação ou em usinas que se encontram em construção no Brasil	72
Tabela 2.9 - Tamanhos e potências dos <i>Vertimills</i> [®]	73
Tabela 2.10 - Tamanho e potências do <i>Isamill</i> [®]	76
Tabela 2.11 - Tamanhos e potências dos <i>SMD</i> [®]	79
Tabela 2.12 - Tamanhos e potências dos <i>HIG Mills</i> [®]	81
Tabela 2.13 - Modelos disponíveis do <i>Palla Mill</i> [®]	86
Tabela 2.14 - Modelos de moinhos planetários industriais.....	87
Tabela 2.15 – Relação entre o tamanho dos corpos moedores e o número de bolas por unidade de massa.....	88
Tabela 2.16 – Comparação da intensidade de energia de diversos equipamentos de moagem	90
Tabela 2.17 – Corpos moedores disponíveis para moinhos de carga agitada	92
Tabela 2.18 – Efeitos da utilização de corpos moedores de aço na flotação	92
Tabela 2.19 – Porcentagem de sólidos em relação ao volume de polpa considerando	

um sólido com densidade de $3,6 \text{ t/m}^3$	96
Tabela 2.20 – Distribuição dos diâmetros das bolas da carga moedora para o ensaio de WI.....	102
Tabela 2.21 – Distribuição dos diâmetros das bolas da carga moedora do ensaio de WI.....	102
Tabela 2.22 – Classificação dos valores de <i>work index</i>	102
Tabela 2.23 - Ilustração das etapas de cominuição com a energia consumida neste estágios usando as equações de Rittinger, Bond e Kick.....	104
Tabela 2.24 – Distribuição granulométrica da carga de bolas do ensaio padrão de remoagem do ensaio desenvolvido por Donda	110
Tabela 2.25 – Distribuição granulométrica da carga de bolas do ensaio padrão de remoagem desenvolvido por Donda.....	111
Tabela 2.26 – Faixas de tamanho recomendadas para cada método de determinação de tamanho de partículas	130
Tabela 2.27 – Comparação da distribuição granulométrica	137
Tabela 2.28 - Ordenadas normais (da distribuição normal)	148
Tabela 2.29 - Dados a serem registrados em amostragens de circuitos com moinhos verticais	149
Tabela 2.30 - Balanço de massa em um ciclone.....	155
Tabela 2.31 - Exemplo de cálculo de erro ponderado.....	157
Tabela 2.32 – Erros assumidos para dados de granulometria	158
Tabela 2.33 - Critério de avaliação da qualidade de dados experimentais em função do parâmetro SSQ	158
Tabela 3.1 – Métodos de determinação de distribuição granulométrica avaliadas .	160
Tabela 3.2 – Métodos de determinação de área superficial avaliadas.....	161
Tabela 3.3 - Resumo dos resultados para avaliação da qualidade dos métodos de distribuição de tamanhos	163
Tabela 3.4 - Resumo dos resultados para avaliação da qualidade do método	

<i>Cyclosizer</i>	163
Tabela 3.5 - Comparação do tamanho determinado por diferentes técnicas para amostras finas.....	165
Tabela 3.6 - Comparação do tamanho determinado por diferentes técnicas para amostras grossas.....	166
Tabela 3.7 - Resultados dos produtos compostos de peneiramento e difração, pra as amostras finas.....	167
Tabela 3.8 - Resultados dos produtos compostos de peneiramento e difração a laser, para as amostras grossas	168
Tabela 3.9 - Resultados de área superficial utilizando-se os diferentes métodos de determinação.....	169
Tabela 4.1 - Potências dos moinhos e das bombas do circuito de remoagem do Sossego	175
Tabela 4.2 - Potências do moinho e bombas do circuito de remoagem da Mineração Maracá	186
Tabela 4.3 - Potências do moinho vertical e das bombas de alimentação das ciclonagens da Samarco.	187
Tabela 4.4 - Potências dos moinhos e bombas do circuito de remoagem do Salobo	193
Tabela 4.5 - Dados de amostragens do circuito terciário de Cadia	195
Tabela 4.6 – Principais informações para a amostragem do circuito de moagem. .	198
Tabela 4.7 – Cálculo das massas mínimas usando a fórmula de Pierre Gy.	202
Tabela 4.8 - Resultados das amostragens realizadas na Usina do Sossego.....	205
Tabela 4.9 - Resultados de amostragem do circuito de remoagem da Kinross	209
Tabela 4.10 - Resultados de amostragem no circuito de remoagem da Caraíba....	210
Tabela 4.11 - Amostragens realizadas na Mineração Maracá	211
Tabela 5.1 - Condições utilizadas na primeira etapa de ensaios de jarro	218
Tabela 5.2 - Condições utilizadas na segunda etapa de ensaios de jarro	223

Tabela 5.3 - Condições utilizadas na terceira etapa de ensaios de jarro	225
Tabela 5.4 - Resultados do ensaio de jarro 1.3.....	226
Tabela 5.5 - Erros associados ao cálculo da energia no ensaio de 5 minutos	231
Tabela 5.6 - Erros associados ao cálculo da energia no ensaio de 10 minutos	231
Tabela 5.7 - Erros associados ao cálculo da energia no ensaio de 20 minutos	231
Tabela 5.8 - Erros associados ao cálculo da energia no ensaio de 30 minutos	231
Tabela 5.9 - Erros associados ao cálculo da energia no ensaio de 40 minutos	232
Tabela 5.10 - Erros associados a determinação do tamanho do produto para os ensaios de 5 minutos	232
Tabela 5.11 - Erros associados a determinação do tamanho do produto para os ensaios de 10 minutos	232
Tabela 5.12 - Erros associados a determinação do tamanho do produto para os ensaios de 20 minutos	232
Tabela 5.13 - Erros associados a determinação do tamanho do produto para os ensaios de 30 minutos	233
Tabela 5.14 - Erros associados a determinação do tamanho do produto para os ensaios de 40 minutos	233
Tabela A.1 – Resultados dos ensaios de jarro	265

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

D_{80} – Diâmetro no qual passam 80% das partículas de uma dada distribuição granulométrica

DEM – *Discret elemento method*

EUA – Estados Unidos da América

F_{80} - Diâmetro no qual passam 80% das partículas de uma dada distribuição granulométrica do fluxo de alimentação de um circuito de cominuição ou moinho

P_{80} - Diâmetro no qual passam 80% das partículas de uma dada distribuição granulométrica do fluxo de produto de um circuito de cominuição ou moinho

SAB-C - Circuito composto por moinho de semi-autógeno, britador de *pebbles* e moinho tubular de carga cadente de bolas.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	26
1.1. OBJETIVOS E RELEVÂNCIA.....	27
1.2. ESTRUTURA DA TESE	28
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	30
2.1. CONSUMO DE ENERGIA NO SETOR MINERAL	30
2.2. DEFINIÇÃO DE REMOAGEM, MOAGEM FINA E ULTRAFINA	36
2.3. FUNDAMENTOS DE COMINUIÇÃO	37
2.4. OPÇÕES DE EQUIPAMENTOS.....	48
2.4.1. Moinhos tubulares de carga cadente de bolas.....	53
2.4.2. Moinho com carga agitada por impelidores.....	58
2.4.3. Moinhos centrífugos	82
2.4.4. Outros tipos de moinhos	83
2.5. FATORES QUE INFLUENCIAM A MOAGEM FINA EM MOINHOS DE CARGA AGITADA POR IMPELIDORES (OU A REMOAGEM EM MOINHOS VERTICAIS).....	87
2.5.1. Tamanho dos corpos moedores.....	88
2.5.2. Velocidade de agitação	89
2.5.3. Material e formato do corpo moedor	91
2.5.4. Enchimento do moinho.....	94
2.5.5. Densidade da polpa	95
2.5.6. Vazão de alimentação.....	96
2.5.7. Tipo de minério.....	97
2.5.8. Efeito das diferentes variáveis em conjunto	97
2.6. MÉTODOS DE DETERMINAÇÃO DO CONSUMO ESPECÍFICO DE	

ENERGIA E DISTRIBUIÇÃO DO PRODUTO PARA MOAGEM E REMOAGEM ..	98
2.6.1. Métodos simplificados de estimação do consumo específico de energia - WI.....	106
2.6.2. Uso da abordagem energética para dimensionamento de moinhos verticais	113
2.7. MODELOS MATEMÁTICOS PARA MOINHOS VERTICAIS DE CARGA AGITADA POR IMPELIDORES	123
2.8. DETERMINAÇÃO DE CARACTERÍSTICAS DE TAMANHO E SUPERFÍCIE DAS PARTÍCULAS	125
2.8.1. Distribuição de tamanhos de partículas	126
2.8.2. Área específica.....	138
2.8.3. Peso específico	142
2.9. AMOSTRAGEM.....	143
2.9.1. Tamanho da amostra	146
2.9.2. Planejamento da amostragem	148
2.9.3. Equipamentos e recursos necessários.....	149
2.9.4. Análise da amostra.....	151
2.10. BALANÇO DE MASSAS.....	152
2.10.1. Análise inicial dos dados	153
2.10.2. Ajuste dos dados.....	155
3. ESCOLHA DO MÉTODO DE AVALIAÇÃO DA DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA E ÁREA SUPERFICIAL	160
3.1. MATERIAIS E MÉTODOS	160
3.2. RESULTADOS E DISCUSSÃO	162
3.2.1. Resultados da avaliação da qualidade das medidas dos métodos de distribuição granulométrica	162
3.2.2. Resultados da comparação dos tamanhos medidos entre os diferentes métodos de determinação de distribuição granulométrica	165

3.1.3. Resultados da comparação entre os métodos de determinação de área superficial.....	168
4. AMOSTRAGENS EM CIRCUITOS INDUSTRIAIS.....	171
4.1. DESCRIÇÃO DOS FLUXOGRAMAS DAS ETAPAS DE REMOAGEM DAS USINAS ESTUDADAS.....	171
4.1.1. Usina do Sossego	171
4.1.2. Usina da Kinross em Paracatu	175
4.1.3. Usina da Mineração Caraíba.....	179
4.1.4. Usina da Mineração Maracá	182
4.1.5. Usina da Samarco Mineração	186
4.1.6. Usina do Salobo.....	190
4.1.7. Usina da Cadia.....	193
4.2. MATERIAIS E MÉTODOS.....	195
4.3. RESULTADOS E DISCUSSÃO	203
4.3.1. Usina do Sossego	204
4.3.2. Usina da Kinross em Paracatu	209
4.3.3. Usina da Mineração Caraíba.....	209
4.3.4. Usina da Mineração Maracá	211
4.3.5. Comparação dos resultados das quatro usinas amostradas.....	212
5. DESENVOLVIMENTO DE ENSAIO LABORATORIAL PARA DIMENSIONAMENTO DE MOINHOS VERTICAIS.....	214
5.1. MATERIAIS E MÉTODOS.....	214
5.2. RESULTADOS	226
5.2.1. Ensaio de jarro	226
5.2.2. Verificação da aplicação do modelo energético	239
6. CONCLUSÕES	244
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	248

APÊNDICES.....	265
Apêndice 1 – Resultados dos ensaios de jarro.....	265
ANEXO.....	269
Anexo 1 – Condições operacionais da usina do sossego na amostragem do dia 13 de dezembro de 2011	269
Anexo 2 – Condições operacionais da usina do sossego na amostragem do dia 14 de dezembro de 2011	272
Anexo 3 – Condições operacionais da usina do sossego na amostragem do dia 15 de dezembro de 2011	275
Anexo 4 – Condições operacionais da usina da Kinross na amostragem do dia 09 de janeiro de 2012	277
Anexo 5 – Condições operacionais da usina da Caraíba na amostragem do dia 15 de agosto de 2012	279
Anexo 6 – Condições operacionais da usina da Mineração Maracá na amostragem do dia 7 de dezembro de 2012	282

1. INTRODUÇÃO

No Brasil, tem-se observado, nas últimas décadas, uma significativa demanda por moagem cada vez mais fina, a fim de se conseguir as liberações minerais necessárias para as etapas de concentração e metalurgia. Quanto mais fina a granulometria requerida, maior é o gasto de energia nas etapas de moagem. Tendo em vista o impacto significativo dos custos de energia sobre o custo total de operação do beneficiamento mineral, que pode chegar ou mesmo ultrapassar 50% do custo total, a correta escolha, assim como a aplicação do circuito de moagem a ser utilizado, é de fundamental importância na viabilização de um empreendimento mineiro. Além disso, o tipo de tecnologia usada para a cominuição pode apresentar impactos significativos nas etapas subsequentes de concentração mineral, o que reforça a importância da escolha adequada destes equipamentos.

Para minimizar o impacto no consumo de energia, cada vez mais necessária para as moagens mais finas, diversos equipamentos têm sido desenvolvidos, nos últimos anos, visando a remoagem e a cominuição fina e ultrafina de minérios, como os moinhos de carga agitada por impelidor. Dentro deste universo, os moinhos que têm demonstrado maior aplicação em circuitos de moagem de minerais metálicos a úmido são os chamados comercialmente de *Vertimill*[®] e *Isamill*[®]. O primeiro é um moinho vertical de carga agitada por impelidor que trabalha com baixa velocidade de rotação, o qual será denominado neste trabalho de moinho vertical¹. O segundo é um moinho horizontal cujo impelidor opera em alta rotação.

Observa-se, no entanto, pouca disponibilidade de informação na literatura sobre estes equipamentos, tendo em vista que cada tecnologia de remoagem e moagem fina ou ultrafina costuma ser desenvolvida por um centro de pesquisa ou empresa em particular, sendo tecnologias proprietárias, verdadeiras “caixas-pretas”. O setor mineral carece de estudos comparativos e detalhados destes, que ilustrem quais equipamentos são mais eficientes para cada aplicação de remoagem ou moagem fina e ultrafina. O trabalho realizado pelo Conselho de Pesquisas dos EUA

¹ Cabe destacar aqui que o termo moinho vertical também é utilizado em outras indústrias para equipamentos diferentes, como os moinhos do tipo Loesch.

(COMITTEE, 2002) afirma que as tecnologias disponíveis para moagem abaixo de 52 μm ainda são ineficientes e limitadas, apesar de avanços obtidos com os moinhos de carga agitada por impelidor. O mesmo trabalho aponta que muitos ganhos ainda podem vir a ser obtidos nessa área, reduzindo o consumo específico de energia. Diversos autores também avaliam que a tecnologia de moagem em moinhos de carga agitada por impelidores será de fundamental importância para minimizar o consumo de energia de moagem (DANIEL, 2011; MARSDEN, 2009; NAPIER-MUNN, 2012; NORGATE; JAHANSHARI, 2011, RULE; NEVILLE, 2012; VALERY JUNIOR; JANKOVIC, 2002).

Em muitos casos, faltam também provas piloto e industriais que gerem confiança para que o setor industrial passe a usar essas tecnologias, principalmente no Brasil. Além disso, o método utilizado pode impactar de forma significativa os estágios subsequentes de concentração. Em muitos casos, também não existe um método claro para dimensionamento e seleção desses equipamentos, ficando tal tarefa exclusivamente a cargo dos fabricantes, que possuem ensaios cujos procedimentos e fatores utilizados não são divulgados, ou são divulgados apenas parcialmente.

1.1. OBJETIVOS E RELEVÂNCIA

O objetivo deste estudo é avaliar a tecnologia de moinhos verticais com carga agitada por impelidores de baixa velocidade, especialmente os moinhos em operação no Brasil, chamados comercialmente de *Vertimill*[®], para a remoagem de minérios de ferro, cobre e ouro, todas a úmido. Pretende-se avaliar a eficiência energética de tais equipamentos, comparar as mesmas com os valores previstos em projeto, assim como propor um ensaio laboratorial, em moinho de jarro, como base para o dimensionamento, simulação e avaliação das características dos produtos dos mesmos. Partindo-se do enfoque energético, serão comparados os modelos existentes de Rittinger, Bond, Kick e Charles aos resultados obtidos, de forma a se investigar qual a relação que melhor representa o consumo energético dos moinhos verticais.

Para se atingir os objetivos propostos, este trabalho foi dividido em duas

etapas:

Em uma primeira etapa, foram avaliadas todas as usinas em operação no Brasil com moinhos verticais, de forma a avaliar o desempenho industrial destes equipamentos, tanto em termos de processo, como de operação e manutenção.

Em uma segunda etapa foi desenvolvido um ensaio em moinho de jarro em escala laboratorial, visando estimar o consumo energético dos equipamentos industriais e, desta forma, servir de base para o dimensionamento e equipamentos industriais conforme a aplicação selecionada.

1.2. ESTRUTURA DA TESE

Esta tese esta dividida em 4 capítulos, além da introdução e conclusão, conforme listado a seguir.

Capítulo 2 – revisão bibliográfica: é apresentada a importância da questão energética na remoagem de minérios, a definição de remoagem, são apresentados os principais equipamentos e circuitos utilizados para a remoagem a úmido de minérios, incluindo suas principais variáveis operacionais e os métodos utilizados para o dimensionamento e otimização destes circuitos. São apresentadas também as principais técnicas utilizadas na amostragem e caracterização das amostras tomadas nos circuitos de remoagem estudados.

Capítulo 3 – escolha dos métodos de avaliação da distribuição granulométrica e área superficial: é feito um estudo abrangente e comparativo das diferentes técnicas disponíveis, visando a determinação das técnicas mais adequadas a serem utilizadas neste trabalho.

Capítulo 4 – amostragens em circuitos industriais: são descritos todos os circuitos com moinhos verticais em operação no Brasil e apresentados os resultados de amostragens realizadas em circuitos selecionados.

Capítulo 5 – desenvolvimento do ensaio laboratorial para o dimensionamento de moinhos verticais: apresenta os resultados do ensaio laboratorial desenvolvido para estimar o consumo de energia e a distribuição granulométrica dos produtos dos circuitos industriais de remoagem em moinhos verticais, bem como para servir de

base ao dimensionamento de equipamentos industriais.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Este capítulo visa apresentar a importância da questão energética na remoagem de minérios, a definição de remoagem utilizada neste trabalho, os principais equipamentos e circuitos utilizados para a remoagem a úmido de minérios, incluindo suas principais variáveis operacionais e os métodos utilizados para o dimensionamento e otimização destes circuitos. São apresentadas também as principais técnicas utilizadas na amostragem e a caracterização das amostras tomadas nos circuitos de remoagem estudados, em função da importância destes itens para o escopo deste trabalho.

2.1. CONSUMO DE ENERGIA NO SETOR MINERAL

Desde o início da Revolução Industrial, no século XVIII, a demanda por recursos naturais tem sido cada vez maior, em função de mudanças nos campos econômico, técnico, social e intelectual, que foram rápidas e de longo efeito, transformando economias agrícolas nas modernas sociedades industrializadas². Atualmente, no século XXI, continua crescente a demanda humana por recursos naturais, o que causa preocupação, principalmente em relação aos recursos não renováveis (BERGERMAN, 2003). Apenas no século XX, a população mundial passou de 2 para 6,5 bilhões de pessoas (SCLIAR, 2004), o que consequentemente multiplicou a extração e o consumo de bens minerais, como ilustrado na Figura 2.1 para o caso dos EUA.

² Verbete “Revolução Industrial” do **Dicionário de Ciências Sociais**. Rio de Janeiro: Fundação Getúlio Vargas, 1986. 1 ed. p. 1077.

Figura 2.1 - Consumo de bens minerais nos EUA de 1900 a 1995

Fonte: USGS (2002) apud Scliar (2004)

Esta pressão sobre o meio ambiente se traduz, em grande parte, no aumento das emissões para a atmosfera de gases que contribuem para o efeito estufa³, em função da necessidade de geração de energia, em grande parte proveniente da queima de combustíveis fósseis. No ano de 2008, 86% da energia consumida no mundo foi proveniente do petróleo, gás natural ou carvão (UNITED STATES, 2008), sendo que esta proporção não apresenta sinais significativos de alterações até 2030 (UNITED STATES, 2009).

Além do impacto ambiental devido ao consumo de energia, as empresas produtoras de bens minerais têm que arcar com custos cada vez mais altos de energia em seus processos produtivos. A Figura 2.2 ilustra a tendência de aumento do preço de energia elétrica nos próximos anos (UNITED STATES, 2009).

³ Efeito Estufa: Processo que ocorre quando uma parte da radiação solar refletida pela superfície terrestre é absorvida por determinados gases presentes na atmosfera. Como consequência, o calor fica retido, não sendo liberado ao espaço. O efeito estufa dentro de uma determinada faixa é de vital importância pois, sem ele, a vida como a conhecemos não poderia existir. Acima de certos níveis de acúmulo destes gases, provenientes da queima de combustíveis fósseis, significativos aumentos de temperatura podem ocorrer. É o chamado efeito estufa. (**Decifrando a terra**. São Paulo: Oficina de Textos, 2000. p. 510).

Figura 2.2 – Evolução do preço da energia elétrica para consumidores industriais no período de 2006 a 2030

Fonte: United States (2009). Adaptado pelo autor.

No caso da mineração, a preocupação com a questão energética é de grande importância, tendo em vista que o consumo de energia elétrica é intensivo por esta indústria. A mineração está entre as indústrias com maior consumo específico de energia nos EUA (UNITED STATES, 2010). Na Austrália, estatística semelhante pode ser observada, na qual aproximadamente 7,5% da energia produzida no país é consumida pela mineração (SCHULTZ; PETCHE, 2010).

Quando se fala em processos de cominuição⁴, a preocupação com o consumo de energia se torna evidente, tendo em vista que estes processos são responsáveis pela maior parte do consumo de energia no setor mineral (IMPACTS, 2010, HERBST; LO; FLINTOFF, 2003) e por parte significativa do consumo de energia do mundo, totalizando aproximadamente 15 a 29 bilhões de kWh/ano, conforme a estimativa de diferentes autores (FUERSTENAU; HAN, 2003; THE NATIONAL, 2000). Apenas nos EUA, aproximadamente 1,5% de toda a energia elétrica é consumida em processos de cominuição, incluindo a fabricação de corpos moedores (NAPIER-MUNN et al., 1999). No mundo, este valor é de

⁴ A palavra cominuição vem do latim *comminuere* e significa “fazer menor”. Esta é uma atividade que acompanha o homem desde sua pré-história, adequando os bens minerais retirados da natureza às suas utilizações finais (Napier-Munn et al., 1999). No contexto da mineração, o termo cominuição engloba as operações unitárias de britagem, moagem e classificação. Os processos de classificação não são estritamente processos de redução de tamanhos, mas sim parte integral de qualquer circuito de cominuição, contribuindo diretamente para o desempenho do circuito e eficiência energética.

aproximadamente 2% (FUERSTENAU; HAN, 2003). Dentro deste contexto, a moagem de minérios de cobre e ferro, abundantes no Brasil, são as que mais consomem energia, com um total de 6,9 bilhões de kWh (HERBST; LO; FLINTOFF, 2003). Apenas como comparação, o terceiro colocado da lista – a moagem do minério de fosfato - consome “apenas” 1,3 bilhões de kWh. Tendo como base o ano 2000, Fuerstenau e Han (2003) elaboraram uma lista das principais *commodities* e seus respectivos consumos de energia associados à sua moagem, conforme ilustrado na Tabela 2.1. Os minérios de cobre e o ferro sozinhos representam 50% do consumo total gasto com cominuição.

Tabela 2.1 – Gasto de energia elétrica para a cominuição por bem mineral

Posição	Commodity	Energia (10 ⁹ kWh)
1	Minério de cobre	3,6
2	Minério de ferro	3,3
3	Minério de fosfato	1,3
4	Argila	0,5
5	Minério de titânio	0,3

Fonte: Fuerstenau e Han (2003). Adaptado pelo autor.

Segundo estudo de Napier-Munn et al. (1999), otimizações nesses processos poderiam gerar uma economia equivalente a 15% do consumo de energia elétrica de toda a Austrália. Um estudo elaborado pelo governo dos EUA mostra quais áreas da cadeia produtiva da mineração podem gerar maiores ganhos em termos de redução do consumo de energia elétrica (UNITED STATES, 2007). A área em que se observa maior potencial de ganhos na mineração é a moagem, seguido pelo transporte de materiais em caminhões. Nas demais áreas, os possíveis ganhos de economia são pequenos se comparados à moagem e ao transporte de materiais.

Frente ao exposto, observa-se que a correta seleção, operação e otimização de processos de cominuição é de fundamental importância para a viabilidade dos projetos minerais, assim como para a minimização do impacto ambiental da mineração, e vem sendo incentivada de forma oficial por entidades ligadas à mineração ao redor do mundo (THE NATIONAL, 1998).

Os ganhos obtidos em processos industriais, inclusive os de cominuição, podem ser ocasionados por (NAPIER-MUNN et al., 1999):

- mudanças fundamentais na tecnologia ou a introdução de novas técnicas (revolução);

- melhorias incrementais na tecnologia, na sua aplicação e na prática operacional (evolução).

Trabalhos recentes realizados pelo autor, na área de moagem primária, mostram que ganhos de eficiência energética significativos, maiores que 30%, podem ser obtidos com melhorias incrementais na tecnologia, sem a necessidade de utilização de novos equipamentos (BERGERMAN et al. 2008; BERGERMAN, 2009; BERGERMAN; DELBONI; NANKRAN, 2009; DELBONI et al. 2006). A utilização de novas tecnologias também pode levar a ganhos significativos nesta área. Em circuitos SAB-C⁵, adequações nos fluxogramas podem levar a ganhos da ordem de 10%, com a melhor distribuição de energia de moagem entre as etapas de britagem, moagem SAG e moagem de bolas (BERGERMAN et al. 2008; BERGERMAN, 2009; NANKRAN et al. 2007). Ganhos ainda mais significativos podem ser observados com a implantação de circuitos de britagem secundária antes da moagem SAG (BERGERMAN, 2009; DELBONI, 2009). Mudanças mais radicais na tecnologia, como a substituição de circuitos SAB-C por circuitos com britagem secundária e HPGR, podem gerar ganhos energéticos da ordem de 30% (PARKER et al., 2001).

Na área de remoagem, a preocupação com a eficiência energética também se mostra de extrema importância. Em geral, os consumos específicos desta etapa são superiores aos da etapa primária, apresentando um crescimento exponencial à medida que a granulometria do produto diminui.

Além disso, observa-se uma tendência de afinamento das granulometrias de moagem nos novos projetos, o que leva à maior necessidade de gastos nesta etapa, tanto em termos de custos de implantação como de operação. A Tabela 2.2 ilustra a evolução da granulometria de liberação observada em projetos de minério de cobre no Brasil, nos quais podemos observar uma clara tendência de liberações cada vez mais finas.

⁵ Circuito composto por moinho de semi-autógeno, britador de *pebbles* e moinho tubular de carga cadente de bolas. Maiores referências podem ser obtidas em Bergerman, 2009.

Tabela 2.2 – Granulometria de liberação de diversos projetos de minério de cobre no Brasil

Projeto	Início da operação	Granulometria de moagem do concentrado	Referência
Camaquã	1942	212 μm	Ferran (2007)
	1978	70% abaixo de 106 μm	Sampaio; Carvalho e Andrade (2001)
Caraíba	2008 (implantação remoagem)	80% abaixo de 53 – 44 μm	Simões (2012) ⁶
Sossego	2004	80% abaixo de 44 μm	Rosa; Rodrigues (2009)
Chapada	2007	80% abaixo de 44 μm	Daher (2012) ⁷
Salobo	2012	80% abaixo de 21 a 23 μm	Godoy et al. (2010)
Hidrometalurgia de concentrados sulfetados de cobre	Projetos futuros	80% abaixo de 24 μm	Andrade (2006)

No mundo, a tendência observada é a mesma, tendo em vista que os teores das usinas de beneficiamento em operação são cada vez menores, como ilustrado na Figura 2.3 para minérios de cobre.

Figura 2.3 – Teor de alimentação de usinas de processamento de minérios de cobre

Fonte: Batterham e Elvish (2009) apud Bearman (2013). Adaptado pelo autor.

Devido a esta queda observada nos teores de alimentação das usinas de metais e à necessidade de moagem cada vez mais fina para liberação dos minerais de interesse, a indústria mineral tem aumentado a sua demanda por energia, ao contrário do observado em outras indústrias (RULE; NEVILLE, 2012).

⁶ SIMÕES, A. **Informações Vertimill**. [comunicação pessoal] Reunião realizada em 15 de ago.2012.

⁷ DAHER, D. **Informações Vertimill**. [comunicação pessoal] Mensagem recebida por: <mbergerman@usp.br> em 09 de jan.2012.

2.2. DEFINIÇÃO DE REMOAGEM, MOAGEM FINA E ULTRAFINA

Segundo Jankovic (2003), a definição de remoagem, moagem fina ou ultrafina varia de indústria para indústria. Na área de tintas, por exemplo, partículas abaixo de 1 μm são consideradas finas. Já na área de processamento mineral, o autor define partículas finas como aquelas que apresentam dificuldades de separação em processos de concentração. Dependendo do processo de físico separação (densitário, magnético, flotação, etc) ou mesmo de extração (lixiviação, etc), a definição de partículas finas varia de 1 a 10 μm . O autor identifica, na área de processamento mineral, quatro estágios de moagem, conforme a granulometria do produto da etapa. A Tabela 2.3 ilustra essas etapas.

Tabela 2.3 – Etapas de moagem

Etapas	Produto
Convencional	Até 80% passante em 75 μm
Remoagem	Entre 75 e 30 μm
Moagem fina	Entre 30 e 10 μm
Moagem ultrafina	Abaixo de 10 μm

Fonte: Jankovic (2003)

Ressalta-se que a classificação do tamanho que define partículas finas e ultrafinas, mesmo na área de beneficiamento mineral, varia conforme o autor. Rubio et al. (2007) classificam como partículas finas as compreendidas entre 37 e 5 μm e ultrafinas as partículas abaixo de 5 μm . Wellenkamp (1999) considera moagem fina abaixo de 100 μm e ultrafina abaixo de 10 μm . Napier-Munn (1999) classifica como moagem fina entre 15 e 40 μm e ultrafina abaixo de 15 μm . Outros autores como Duffy (1994), Gao; Holmes e Pease (2006), Gao e Holmes (2008), Hukki (1961), Jimenez (1981), Orumwense e Forssberg (1992) e Partyka e Yan (2007) apresentam classificações distintas para o que são partículas finas e ultrafinas e a consequente moagem fina e ultrafina, mostrando assim o quão variadas são as classificações destes termos. Lynch e Rowland (2005) afirmam que esta definição varia ao longo do tempo e conforme o ramo da indústria. Há 50 anos, 20 μm era considerado fino na indústria de metais. Hoje, este valor é de 5 μm . Lichter e Davey (2002) definem

moagem ultrafina abaixo de 15 μm , ressaltando que não existe um padrão na indústria para tal definição.

No presente estudo, foi empregada a terminologia sugerida por Jankovic (2003), por ser mais ampla e nas frações denominadas finas e ultrafinas apresentar valores similares aos já utilizados pelos autores brasileiros, além de incluir o termo remoagem, que já faz parte da terminologia utilizada no Brasil. Ressalta-se que assim como afirmado por Lynch e Rowland Junior (2005), tal nomenclatura é dinâmica, podendo variar conforme a evolução das técnicas de concentração e extração.

É importante destacar também que a indústria utiliza os termos moagem primária, secundária e terciária. Em um circuito convencional, a moagem primária seria a etapa da moagem de barras, a secundária a moagem de bolas e a terciária a remoagem. Em um circuito SAB-C, a etapa primária seria a moagem semi-autógena, a secundária a moagem de bolas e a terciária a remoagem. No entanto, mesmo esta terminologia também possui variantes. Donda (2003), por exemplo, cita o termo moagem secundária para a remoagem, porque se refere ao circuito da samarco, que é muito particular. Desta forma, recomenda-se sempre atenção ao se usar ou citar tais termos, explicitando a definição utilizada a fim de se evitar possíveis confusões.

2.3. FUNDAMENTOS DE COMINUIÇÃO

A cominuição é um processo no qual materiais particulados são reduzidos de tamanho, seja por desmonte de rochas, britagem ou moagem, de forma a se obterem produtos com tamanhos adequados aos processos subsequentes ou aos usos finais (HERBST; LO; FLINTOFF, 2003).

Beraldo (1987, p. 12) afirma que:

Para que uma partícula seja fraturada, é necessário que seja submetida a uma força que exceda sua resistência. A forma pela qual a partícula se fratura depende de sua natureza e do modo como a força é aplicada.

Schonert (1991) ressaltava que o desempenho de um moinho tubular de bolas depende do fluxo de material pelo mesmo e da forma como a energia é aplicada ao material a ser cominuído. A intensidade de energia aplicada, que pode ser

caracterizada pela energia aplicada ao material no volume ativo de moagem, depende de uma série de parâmetros, como o movimento das bolas, a carga, o tamanho das bolas e a quantidade de material capturada na área ativa de moagem.

Os mecanismos (ou formas de aplicação da energia) que levam à fratura de uma determinada partícula são definidos por diversos autores de formas diferentes. A Tabela 2.4 ilustra diferentes definições selecionadas na literatura específica.

Tabela 2.4 - Definições dos mecanismos de cominuição que levam à fratura de uma partícula

Autor	Definição dos mecanismos de cominuição	Ilustração dos mecanismos como proposto pelo autor
Pryor (1965)	<p>Define que a energia cinética de um moinho pode ser aplicada a carga por meio de:</p> <ul style="list-style-type: none"> - colisão entre partículas de minério; - pressão a que fica submetida uma partícula presa entre duas bolas ou entre uma bola e o minério; - atrição ou abrasão da partícula entre duas bolas; - impacto de uma bola caindo; - transmissão de ondas de impacto geradas pela queda de bolas sobre a carga. 	
Tarján (1981)	<p>Afirma que uma partícula pode ser quebrada por:</p> <ul style="list-style-type: none"> - ficar presa entre duas superfícies; - ser impactada contra uma superfície; - sem a intervenção de nenhuma superfície. <p>Define os seguintes mecanismos de quebra de partículas, conforme ilustrado na figura ao lado: Pressão (1), impacto (2 e 4), atrição (3), abrasão (5) e corte (6).</p>	<p>Fonte: Tarjan (1981)</p>

Autor	Definição dos mecanismos de cominuição	Ilustração dos mecanismos como proposto pelo autor
Bond (1985)	Afirma que a quebra se deve a mecanismos de impacto, compressão e abrasão ou atrição.	
Kelly e Spottswood (1982)	Definem os mecanismos como abrasão (a), compressão (b) e impacto (c). Considera o lascamento ou atrição um caso particular da compressão. Os autores ressaltam que na prática, mais de um mecanismo pode ocorrer simultaneamente.	<p>Fonte: Kelly e Spottswood (1982)</p>
Beraldo (1987)	<p>Define os mecanismos como abrasão, compressão e impacto. A explicação do autor para cada mecanismo é apresentada abaixo:</p> <p>Abrasão: Ocorre quando a força é insuficiente para provocar uma fratura em toda a partícula. Há a concentração local de esforços, que provoca o aparecimento de pequenas fraturas, com o surgimento de uma distribuição granulométrica de partículas finas ao lado da original, cujo diâmetro é pouco diminuído. Esse tipo de fratura pode ser provocado por atrito entre as partículas ou de bolas com as partículas.</p> <p>Compressão: Ocorre quando a força é aplicada de forma lenta e permite que, com o aparecimento da fratura, o esforço seja aliviado. Assim, a força é pouco superior à</p>	

Autor	Definição dos mecanismos de cominuição	Ilustração dos mecanismos como proposto pelo autor
	<p>resistência da partícula. Desse tipo de fratura resultam poucos fragmentos de grande diâmetro. Esse tipo de fratura ocorre em britadores de mandíbulas, giratórios, cônicos e em moinhos quando as partículas são comprimidas entre dois ou mais corpos moedores, ou partículas maiores.</p> <p>Impacto: Ocorre quando a força é aplicada de forma rápida e em intensidade muito superior à resistência da partícula, como acontece, por exemplo, com britadores de impacto ou em moinhos, nas zonas de queda das bolas ou barras. Resulta dessa fratura uma distribuição granulométrica de partículas finas.</p>	
Napier-Munn et al. (1999)	<p>Definem os mecanismos como:</p> <p>Abrasão: Trata-se de um fenômeno de superfície, que resulta quando duas partículas se movem de forma paralela ao seu plano de contato. Pequenos pedaços de cada partícula são quebrados ou se desprendem da superfície, deixando as partículas originais em sua maior parte intactas.</p> <p>Atrição: Resultam de condições similares as que causam a abrasão, com exceção de que uma pequena partícula fica presa entre duas partículas maiores. A partícula menor se quebra preferencialmente em relação às maiores.</p> <p>Impacto: As partículas impactantes se movem de forma perpendicular ao plano de contato. A quantidade de quebra gerada é diretamente relacionada à energia específica que a partícula alvo recebe.</p>	<p>Fonte: Napier-Munn et al. (1999)</p>

Autor	Definição dos mecanismos de cominuição	Ilustração dos mecanismos como proposto pelo autor
<p>Wellemkamp (1999)</p>	<p>Define os mecanismos como:</p> <p>Pressão (a): As partículas situadas entre dois planos são comprimidas com velocidades relativamente baixas. Como resultado, obtêm-se fragmentos pontiagudos.</p> <p>Impacto (b): As partículas são comprimidas com maior velocidade.</p> <p>Arraste (c): Forças de pressão são superpostas em sentido paralelo aos planos. Devido a maior intensidade de abrasão nas extremidades, a partícula torna-se arredondada.</p> <p>Choque (d): Diferente das demais opções, o esforço ocorre apenas contra um plano. A partícula colide com um plano ou outras partículas.</p>	<p>a) pressão b) impacto c) arraste d) choque</p> <p>Fonte: Wellemkamp (1999)</p>
<p>Hersbt; Lo; Flintoff (2003)</p>	<p>Dividem os mecanismos de quebra em compressão (baixa velocidade) e impacto (alta velocidade). Afirmam, ainda que a partícula pode ser quebrada por abrasão ou lascamento/atrição.</p>	<p>Atrição ou Lascamento Abrasão</p> <p>Fonte: Hersbt; Lo; Flintoff (2003)</p>

Autor	Definição dos mecanismos de cominuição	Ilustração dos mecanismos como proposto pelo autor
Gupta; Yan (2006)	Afirnam que os mecanismos que predominam na britagem são os de compressão e impacto, enquanto na moagem os mecanismos de atrição são muito maiores.	
Napier-Munn; Wills (2006)	<p>Afirmam que na britagem predominam os mecanismos de compressão ou impacto, enquanto na moagem predominam os mecanismos de abrasão e impacto.</p> <p>Distinguem os mecanismos de quebra (compressão ou britagem, impacto e atrição) dos modos de fratura (compressão, tensão e cisalhamento). Quando uma partícula irregular é quebrada por britagem ou compressão (a), os produtos se dividem em dois grupos: partículas grosseiras resultantes de quebra por tensão e finos resultantes do cisalhamento nos pontos de contato com o equipamento. No caso de quebra por impacto, a falha tende a ser resultado da tensão (a). O produto costuma ser similar em termos de forma e distribuição granulométrica. No caso da quebra pelo mecanismo de atrição (b), predomina a quebra por cisalhamento, gerando mais material fino. A atrição ocorre principalmente pela interação partícula-partícula. A abrasão (c) ocorre devido a forças atuando paralelamente à superfície da partícula.</p>	<p>(a) Impacto ou compressão (b) Atrição (c) Abrasão</p> <p>Fonte: Napier-Munn e Wills (2006)</p>
Rhodes (2008)	<p>Define os mecanismos como:</p> <p>Atrição: Quando a força é aplicada entre duas superfícies a baixa velocidade (0,1 a 10 m/s).</p> <p>Impacto e impacto com atrição: Quando a força é aplicada por uma partícula única sobre uma superfície ou sobre outra partícula, a altas velocidades (10 a 200 m/s).</p>	
Chaves (2009)	Afirma que o que distingue os processos de britagem e moagem são a predominância, na britagem, da compressão, impacto e cisalhamento, enquanto na moagem predominam os mecanismos de abrasão.	

Pelos dados apresentados acima, pode-se observar uma grande diversidade quanto aos termos utilizados para classificar os mecanismos de cominuição de uma partícula. Observa-se também que não é clara a distinção entre a forma como a energia é aplicada a uma partícula e a forma como a partícula irá se quebrar frente a esta energia aplicada. No presente trabalho, foram utilizados os termos impacto, compressão e abrasão para definir a forma como a energia é aplicada sobre a partícula, ou o mecanismo de quebra, como proposto por Kelly e Spottswood (1982).

Johnson (2006) afirma que o mecanismo existente nos moinhos de carga agitada é de lascamento ou atrição. Napier-Munn et al. (1999) fazem afirmação semelhante, descrevendo a quebra nos moinhos de carga agitada principalmente por atrição, tendo em vista que não ocorre impacto significativo devido à queda de corpos moedores na câmara de moagem.

Wellenkamp (1999) destaca a necessidade de mais energia para a moagem fina de minérios, tendo em vista que estudos desenvolvidos por Weibull mostram que em partículas maiores, a probabilidade de existência de falhas é maior. Ressalta também que Schonert mostrou que em faixas granulométricas mais finas, uma partícula consome mais energia elástica, do que em uma partícula mais grosseira, o que irá demandar maior energia para sua cominuição. Hersbt; Lo e Flintoff (2003) e Kelly e Spottswood (1982), baseados em estudos de Griffith (1921) apud Kelly e Spottswood (1982) e Rumpf (1973) apud Kelly e Spottswood (1982) citam esses pontos como importantes para explicar o maior consumo de energia para a cominuição de partículas de tamanhos menores.

Schonert (1991) ressalta que as partículas finas precisam ser continuamente submetidas a esforços, até acumular a energia suficiente para finalmente serem quebradas. O autor ressalta que os moinhos de carga agitada são bons para materiais finos, já que nestes casos são necessários corpos moedores de diâmetros pequenos para causar o esforço necessário à cominuição, o que não pode ser fornecido por moinhos tubulares de bolas.

Schonert (1990) cita quatro fatores que levam ao maior consumo de energia para a remoagem:

- 1) A resistência da partícula aumenta muito com a diminuição do tamanho. Logo, a intensidade dos esforços sobre esta partícula deve ser

aumentada;

- 2) Materiais frágeis passam a se deformar de forma plástica abaixo de certo tamanho, que depende do material. Após esta transição, a quebra destes materiais se torna mais difícil;
- 3) As forças de arraste do meio determinam de maneira mais intensa o movimento das partículas conforme elas diminuem de tamanho. A carga exercida sobre essas partículas causa sempre um contra fluxo na direção oposta ao local em que a partícula se encontra, o que aumenta a probabilidade das partículas escaparem do ponto de ação da moagem e serem arrastadas para outro local;
- 4) As forças de adesão causam a aglomeração e recobrimento dos corpos moedores. Esses fenômenos diminuem o efeito da ação de moagem sobre as partículas.

O aumento da resistência conforme o tamanho das partículas é ilustrado na Figura 2.4.

Figura 2.4 - Aumento da resistência da partícula com a variação de tamanho da mesma

Fonte: Schonert (1990). Adaptado pelo autor.

Um ponto importante para avaliação dos diferentes mecanismos de cominuição é a possível adequação de um dado mecanismo a quebra de partículas menores, como no caso da remoagem. Schonert (1990) afirma que a quebra por compressão consumiu metade da energia da quebra em um moinho tubular de bolas para se chegar ao mesmo produto. O autor cita duas características que os equipamentos para a moagem fina devem possuir:

1. Níveis adequados de energia disponíveis para a cominuição das partículas;
2. Probabilidades altas de aplicação da energia a partículas a serem cominuídas.

No caso dos moinhos de carga agitada, Schonert (1990) afirma que estes fornecem ao minério a ser cominuído forças 65% maiores que os moinhos tubulares de bolas. O tamanho menor dos corpos moedores também aumenta o número de zonas ativas e colisão em um determinado volume do moinho e consequentemente o contato entre corpos moedores e partículas.

Lo (2000) ilustra o resultado da aplicação de diferentes mecanismos e os resultados sobre a cominuição, sendo testados a compressão de leito de partículas, o *drop weight* e o moinho tubular de bolas. A compressão de leito de partículas foi a que apresentou o melhor resultado em termos de energia aplicada e fragmentação resultante. A Figura 2.5 ilustra esses resultados.

Figura 2.5 - Comparação da eficiência energética para diferentes modos de quebra

Fonte: Lo (2000). Adaptado pelo autor.

O mesmo autor realizou também ensaios comparativos entre o moinho tubular de bolas, o ultrassom, o rolo de alta pressão e o moinho de carga agitada. A partir destes resultados, o autor conclui que a utilização de ultrassom, do rolo de alta pressão e do moinho de carga agitada são os que apresentam melhor potencial em termos de redução do consumo de energia para operações de moagem. O moinho de carga agitada mostrou resultados melhores que o de bolas abaixo de 100 μm . O ultrassom mostrou resultados ainda melhores.

Fuerstenau e Vazquez-Favela (1997) também mostram conclusões semelhantes, com menores consumos de energia na quebra por compressão de partícula em comparação aos moinhos tubulares de bolas.

Wellenkamp (1999) também afirma que o transporte interno do material no moinho é muito importante, já que a moagem ocorre apenas em certas partes do moinho, definidas por este como zonas ativas de moagem. Ainda segundo este autor, o transporte de partículas das zonas ativas torna-se mais difícil à medida que se trabalha com partículas de menores diâmetros. Por isto, os equipamentos de moagem fina e ultrafina devem ser otimizados em termos fluido mecânicos e serem adequados para operações em alta velocidade. Essa influência é provavelmente maior quando as partículas são muito finas, para as quais a influência da viscosidade para o transporte das partículas passa a ter maior importância. Os moinhos de carga agitada, por possuírem em sua maior parte bombas para o

controle da vazão que passa pelo moinho, favorecem o melhor fluxo das partículas pela zona ativa de moagem.

Pode-se observar, portanto, que as operações de remoagem demandam maior consumo específico de energia, devido às características das partículas a serem quebradas – com menor número de falhas e com comportamento elástico - e às dificuldades que os equipamentos enfrentam para operar em tais condições. Para reduzir o consumo de energia elétrica nas operações de remoagem de minérios, deve-se buscar equipamentos que forneçam uma grande quantidade de energia por volume, assim como que apliquem esforços contínuos sobre as partículas. Além disso, devem possuir dinâmica interna adequada de forma a maximizar a aplicação de energia sobre as partículas e operem predominantemente com os mecanismos de abrasão e compressão. Neste contexto, os moinhos de carga agitada mostram grandes vantagens em relação aos moinhos tubulares de bolas tradicionalmente utilizados para tais aplicações.

2.4. OPÇÕES DE EQUIPAMENTOS

Existem diversas alternativas de equipamentos que são utilizados para a remoagem a úmido de minérios metálicos. Os principais equipamentos utilizados industrialmente em usinas com grandes capacidades, como normalmente são as usinas de beneficiamento de minérios de cobre, ferro e ouro, são os moinhos tubulares de bolas e os moinhos verticais e horizontais de cargas agitadas por impelidores, de alta ou baixa velocidade. Cabe destacar que a evolução tecnológica resultou em uma grande gama de opções de moinhos e tecnologias para aplicações em remoagem. Em alguns casos, esses equipamentos não possuem nomes genéricos, sendo disponíveis apenas os nomes comerciais (LICHTER; DAVEY, 2006).

A forma de classificar estes moinhos varia de autor para autor. A classificação pode levar em conta o tipo de equipamento utilizado, o uso ou não de corpos moedores, se a moagem é realizada a seco ou a úmido, pela configuração mecânica do equipamento, pelo tipo de mecanismo de quebra ou a forma como a energia é aplicada sobre o minério (por exemplo, uso de impelidores ou carga cadente). Os

moinhos de carga agitada por impelidores ainda podem ser classificados segundo o tipo de impelidor (discos, pinos, rosca, etc).

A classificação para moinhos para moagem fina e ultrafina sugerida por Wellemkamp (1999) é ilustrada na Tabela 2.5.

Tabela 2.5 – Nomenclatura dos moinhos existentes para a moagem fina e ultrafina

Moinho	Esforço				Granulometria*	Ambiente
	Pressão	Arraste	Impacto	Choque		
Moinhos com meio moedor						
a) Moinhos cilíndricos		X	X		Fina	Seco/úmido
b) Moinhos vibratórios		X	X		Fina	Seco/úmido
c) Moinhos planetários	X	X			Ultrafina	Seco/úmido
d) Moinhos de atrição ou de fenda		X			Ultrafina	Úmido
Moinho de choque						
1. Moinho com rotor						
a) Moinhos universais				X	Fina	Seco
b) Moinho de pinos				X	Ultrafina	Seco
c) Moinhos de rotor				X	Ultrafina	Seco
2. Moinho a jato						
a) Oval				X	Ultrafina	Seco
b) Espiral				X	Ultrafina	Seco
c) Contra fluxo				X	Ultrafina	Seco
Moinhos de rolos verticais	X	X			Fina	Seco
Moinhos de rolos de alta pressão	X				Fina	Seco

* Conforme definição do autor, fina <100 µm e ultrafina <10 µm.

Fonte: Wellemkamp (1999)

Lichter e Davey (2002) classificam os moinhos para remoagem em moinhos tubulares de bolas, moinhos de carga agitada por impelidores (chamados por Wellemkamp de moinhos de atrição), *centrifugal mills* e *jet mills*, com maior aplicação industrial dos dois primeiros. Lichter e Davey (2002) afirmam que o uso do moinho tubular de bolas para remoagem é maior na indústria de minerais industriais que, em geral, trabalha a seco e com corpos moedores de cerâmica. Para remoagem a úmido de minérios, os autores ressaltam que a participação dos moinhos tubulares de bolas têm declinado nos últimos anos, tendo em vista o crescimento da utilização dos moinhos de carga agitada.

Lynch e Rowland Junior (2005) classificam os moinhos utilizados para remoagem em:

- Moinhos tubulares de bolas: corpos moedores são usados para moagem a seco ou a úmido;

- Moinhos com carga agitada por um impelidor: a carga de corpos moedores é mantida em movimento por um impelidor, diferente dos moinhos tubulares nos quais a carga é movimentada pelo cilindro que compõe corpo do moinho. O termo em inglês para estes moinhos é *stirred mil*;
- Moinhos verticais com carga agitada por um impelidor de alta velocidade: similar ao moinho de carga agitada por impelidor, com a diferença de que este movimenta a carga em alta velocidade. Também chamado de *peg mil*;
- Moinhos horizontais com carga agitada por um impelidor: similar aos moinhos de carga agitada por impelidor, mas montado na posição horizontal e com impelidor que agita a carga em alta velocidade. Também chamados de *disc mills*;
- *Colloid mills* e *pin mills*: moinhos com impelidores que giram a altas velocidades, com pequeno espaço entre as partes móveis e fixas, criando uma turbulência e tensão intensa próxima ao pinos;
- *Vibrating mills* e *nutating mills*: chamados em português de moinhos planetários, nos quais os corpos moedores, de pequenos diâmetros, são mantidos em movimento muito rápido em um volume confinado pelo movimento da carcaça do moinho em alta velocidade.
- *Jet mills*: reatores estacionários em que jatos de partículas são introduzidos a alta velocidade, de forma que se colidam e se quebrem por impacto e abrasão.

Davey (2008) classifica os moinhos de carga agitada por impelidor de alta velocidade (no caso, o *Isamill*® e *Stirred Media Detritor*®) em apenas uma classe, sem a distinção da posição do impelidor, seja este horizontal como o primeiro ou vertical como o segundo.

White (1985) apresenta uma classificação para os equipamentos de moagem conforme descrito na Tabela 2.6.

Tabela 2.6 - Classificação dos moinhos segundo White (1985)			
	Mecanismo de quebra		
	Atrição	Impacto	Compressão
Moinhos tubulares	X	X	
Impacto		X	
Rolos			X
<i>Fluid energy</i>	X	X	

Fonte: White (1985)

Beraldo (1987) classifica os moinhos em tubulares de barras, bolas, multicâmaras, autógenos, de seixos e de rolos. O autor cita como aplicações mais restritas os moinhos vibratórios (tipo Palla) e os moinhos de bolas centrífugos. Cabe destacar que Chaves (2009) usa também o termo moinho de carga cadente para os moinhos tubulares de bolas, tendo em vista o movimento da carga no interior dos mesmos.

Rhodes (2008) classifica os equipamentos de moagem conforme o tipo de mecanismo (britagem, impacto e britagem e impacto com atrição).

Kelly e Spottiswood (1982) classificam os moinhos que geram produtos abaixo de 420 μm , em autógenos, tubulares de bolas, multi-compartimentos, de *pebbles*, vibratórios (tipo *Palla*®) e *ring-roller mills*. Napier-Munn e Wills (2006) dividem os moinhos para remoagem em moinhos tubulares de bolas, autógenos, vibratórios, centrífugos, de torre (tipo *Vertimill*®), de carga agitada (tipo *Isamill*®), *Stirred Media Detritors*®, moinhos de rolos, moinhos de mesa e rolos e moinhos de rolos pendulares.

Jankovic (1999) realizou um estudo focado em moinhos de carga agitada. O autor divide estes equipamentos em horizontais de alta velocidade (agitador gira acima de 1000 rpm, como o *Isamill*® e *Drais*®) e verticais de baixa velocidade (40 a 100 rpm como o *Tower mill*® ou *Vertimill*® e os moinhos da Union Process) e de média velocidade (100 – 800 rpm, como o *Sala Agitated Mill*® e o *ANI Metprotech*®).

Fuerstenau e Vazquez-Favela (1997) classificam os equipamentos de cominuição pela maneira como ao minério é aplicada a energia para cominuição: compressão lenta, impacto, abrasão, ou uma combinação destes.

Duffy (1994) classifica os equipamentos utilizados para moagem fina em com ou sem corpos moedores. No primeiro grupo, ele inclui os moinhos de carga agitada, vibratórios, centrífugos, os moinhos de carga cadente e os chamados *nutating mills*. No segundo grupo, ele inclui os moinhos usados principalmente para moagem a seco, como o *Szego*®, *jet mill* e *roller mill*.

Como se pode concluir pela leitura da literatura especializada, não existe um consenso em relação à nomenclatura utilizada para classificar os tipos de moinhos.

Desta forma, no presente trabalho, sempre que possível, será detalhado ao máximo o tipo de moinho citado, de forma a não gerar confusão. Como exemplo da possível confusão, o moinho do fabricante Metso, chamado *Vertimill*[®], pode ser classificado, segundo diferentes autores, em moinho de torre, moinho vertical, moinho de carga agitada, moinho de carga agitada por impelidor de baixa velocidade. No presente trabalho, este equipamento foi classificado como moinho vertical de carga agitada por impelidor de baixa velocidade. No entanto, de forma resumida, o mesmo foi denominado de moinho vertical. O importante, neste ponto, é sempre se deixar claro qual equipamento está sendo tratado, fornecendo a maior quantidade de informações sobre o mesmo, ao menos nas partes introdutórias do texto, de forma a se evitar possíveis confusões.

Quanto a seleção destes diferentes equipamentos, é importante destacar as observações de Johnson (2006), que afirma que diferentes equipamentos podem proporcionar, além de redução no consumo de energia, uma distribuição granulométrica mais estreita e uma liberação seletiva, devido aos mecanismos diferenciados de quebra, além de impactos sobre a superfície dos minerais, devido ao fato de moinhos que usem corpos moedores inertes. O autor afirma que é preciso atentar aos seguintes pontos na escolha de um equipamento:

1. Custo de capital;
2. Custo de instalação;
3. Custo de operação;
4. Custo de manutenção;
5. Disponibilidade.

Johnson (2006) recomenda que se avalie também:

1. Energia consumida na fabricação do equipamento e seus acessórios (incluindo corpos moedores e classificação) e sua eficiência energética durante a operação;
2. A liberação em dado tamanho;
3. Reduções de resistência do minério nos processos a jusante, devido, por exemplo, ao microfraturamento provocado por prensas de rolos de alta pressão;
4. Melhora das propriedades do minério para os processos a jusante;

Nos próximos itens é feita uma breve descrição dos principais equipamentos utilizados para remoagem de minérios metálicos a úmido com aplicações industriais identificados nesta pesquisa pelo autor⁸.

2.4.1. Moinhos tubulares de carga cadente de bolas

Os moinhos tubulares de carga cadente de bolas, também chamados de moinhos tubulares de bolas, ou apenas moinhos de bolas, são os principais equipamentos utilizados na moagem de minérios. Segundo Wellenkamp (1999), estes moinhos podem processar material abaixo de 3 – 4 mm (moinhos de bolas) a 3 – 6 mm (moinhos de barras), gerando produtos com granulometria entre 5 e 100 μm . A prática operacional demonstra que os valores sugeridos pelo autor podem variar bastante, conforme as características do circuito de moagem e do minério.

A Figura 2.6 ilustra um moinho tubular de bolas.

⁸ Não foram citados equipamentos utilizados apenas para remoagem, moagem fina ou ultrafina em escala laboratorial, como os moinhos de discos. Cabe destacar aqui que o foco do trabalho são os moinhos verticais de carga agitada por impelidores. Os demais moinhos serão citados apenas para ilustrar as alternativas mais utilizadas a este tipo de equipamento. Para o aprofundamento das informações sobre outros moinhos, recomenda-se o trabalho de Ozer (2011), que apresenta em detalhes os moinhos de rolos e o trabalho de Sanchez; Matsushida e Pons (198?), que apresenta os moinhos para cimento. Duffy (1994) ilustra os moinhos que não utilizam corpos moedores. Orumwense e Forssberg (1992) e Forssberg e Wang (2003) ilustram os equipamentos disponíveis para moagem fina e ultrafina.

Figura 2.6 – Moinho tubular de bolas

Fonte: Napier-Munn et al. (1999)

O consumo energético de moinhos tubulares de bolas aumenta significativamente para moagens abaixo de $75\ \mu\text{m}$. Otimizações podem ser implementadas aos moinhos tubulares, de forma a melhorar sua eficiência energética, como a utilização de moinhos multicâmaras, nos quais os corpos moedores podem ser ajustados ao tamanho do material ou com o uso de classificadores (WELLENKAMP, 1999). De qualquer forma, estes moinhos tendem a se tornar não econômicos para produtos menores que $30\ \mu\text{m}$ (JANKOVIC, 2003) ou $20\ \mu\text{m}$, de acordo com Gao; Holmes e Pease (2006). Estes mesmos autores afirmam que estas baixas eficiências para moagens mais finas resultam das baixas velocidades máximas que podem ser obtidas nos moinhos tubulares, limitadas pela velocidade crítica, acima da qual começa a ocorrer centrifugação, o que resulta em uma baixa intensidade de energia aplicada à carga. Os autores afirmam ainda que as limitações nos tamanhos mínimos dos corpos moedores utilizados impactam a eficiência em aplicações de moagem mais fina, além dos mecanismos de quebra por impacto e abrasão não serem os mais adequados para estas aplicações. Wellenkamp (1999) defende que mesmo com cargas moedoras adequadas, não é possível possibilitar energia suficiente para altas taxas de quebra de partículas finas, sendo este o motivo destes equipamentos serem raras vezes empregados na moagem ultrafina de minerais. Essa observação pode ser explicada pelo fato dos moinhos tubulares operarem com tamanho de bolas mínimos de aproximadamente

10 a 15 mm. Sachweh (1997) afirma que corpos moedores maiores são necessários nestes moinhos para garantir que energia suficiente seja transferida do moinho para as bolas, que conseqüentemente farão o trabalho de moagem. Como consequência do uso de bolas maiores, existem menos pontos de contato disponíveis entre os corpos moedores, significando baixa frequência de colisões. Isto leva a uma relação entre a partícula e a carga pouco adequada para aplicações de remoagem ou moagens finas/ultrafinas (JANKOVIC, 1999).

Para os moinhos tubulares de bolas, Napier-Munn et al. (1999) consideram que os processos de impacto e atrição são os principais mecanismos de quebra. O impacto ocorre no pé da carga, em função da queda de bolas que são levantadas pelo revestimento. No corpo da carga o movimento relativo das bolas promove a quebra por atrição.

Alguns autores destacam a baixa eficiência de moagem de moinhos tubulares de carga cadente. Pryor (1965) afirma que se considerarmos a energia efetivamente aplicada à moagem que produziu um aumento de área superficial do produto da moagem, a eficiência deste tipo de moinho ficará situada em torno de 0,3%. Tromans (2008) usa ensaios de compressão que seriam considerados como os mais eficientes e demonstra que a eficiência de cominuição em moinhos tubulares de bolas para diferentes materiais varia de 3 a 26%.

Partyka e Yan (2007) afirmam que moinhos tubulares não são usados para moagens mais finas devido:

- À velocidade de rotação deve ser menor que a velocidade crítica, o que limita a potência consumida pelo moinho;
- Ao tamanho da zona inativa que aumenta na medida que o tamanho de bolas é diminuído;
- A uma grande parte do moinho ter que ficar vazia para permitir que a carga se movimente.

A principal razão, destacada pelos autores, deve-se à baixa eficiência energética destes moinhos em aplicações de moagens mais finas.

Os autores defendem que, mesmo com otimizações, moagens abaixo de 25 μm seriam inviáveis em moinhos tubulares de bolas. A Tabela 2.7 ilustra algumas

operações de remoagem que utilizam moinhos tubulares.

Tabela 2.7 - Algumas aplicações de remoagem ao redor do mundo que utilizam moinhos tubulares de bolas

Mina / Empresa	Aplicação	Dimensões do moinho		Corpo moedor		Outras informações
		Diâmetro (m)	Comprimento (m)	Tipo	Tamanho (mm)	
Pajingo Gold Mine, Newmont (Partyka; Yan, 2007)	Ouro, 90 tph, 200 a 38 μ m	3,66	4,18	Alto Cr	25	
Germano Iron Ore Concentrator, CVRD (Partyka; Yan, 2007)	Ferro, 340 tph, 120 a 32 μ m	5,18	10,36	Cylpebs alto Cr	20 – 22	
Savage River, Savage River Mines (Partyka ; Yan, 2007)	Ferro, 140 tph, 140 a 43 μ m	3,90	8,80	Alto Cr	25 - 70	
Pena Colorada, Consorcio Minero Benito Juarez (Partyka; Yan, 2007)	Ferro, 430 tph, 125 a 38 μ m	5,00	10,67	Alto Cr 30% Millpeb e 70% bolas	4 – 8 Milpebs e 25 bolas	
Beaconsfield, Allstate exploration (Partyka; Yan, 2007)	Sulfeto, 2,5 tph a 20 μ m	1,83	2,44	Cylpebs	22x22	
Triton Copper, Triton Copper Ltd. (Partyka; Yan, 2007)	Cobre, 18 tph, 45 a 30 μ m	2,00	3,40	Bolas	25	
Brunswick Mining, Noranda Mining & Exploration (Partyka; Yan, 2007)	Cobre, chumbo e zinco, 25 tph, 30 a 25 μ m	3,20	4,00	Corpos moedores de aço de ormato irregular	19	
Porgera Gold Mine, Placer Dome (Partyka; Yan, 2007)	Pirita, 80 a 130 tph, 106 a 30 μ m	3,05	4,27	Bolas	30	
Mina Morro Agudo, Companhia Mineira de Metais, Votorantim (Possa; França;Cardoso, 2001)	Concentrado da flotação de esfalerita, 11,8 t/h	2,1	1,5	Bolas		38% de enchimento
Ferbasa, Mina Ipueira (Sampaio; Carvalho; Fonseca, 2001)	Minério de cromita	5	10	Bola	25 a 51	20% de enchimento, 75% da velocidade crítica 56 kW

Estes equipamentos possuem uma ampla faixa de tamanhos e capacidades de produção. O fabricante Metso (2012a), por exemplo, produz moinhos tubulares de bolas para remoagem com tamanhos de 1,52 m x 2,44 m com 56 kW até 7,92 m x 12,5 m com 14.900 kW.

Frente às limitações expostas acima, a aplicação deste tipo de moinho para a remoagem vem perdendo espaço nos últimos anos para novas tecnologias. Para moagem a úmido, a aplicação de moinhos tubulares de bolas ainda encontra um grande campo de aplicações para vazões altas e produtos mais grosseiros.

2.4.2. Moinho com carga agitada por impelidores

Nos últimos anos, a utilização de moinhos com carga agitada por impelidor tem contribuído para a viabilidade de projetos que necessitem de moagens mais finas (JANKOVIC, 2003). A Figura 2.7 ilustra o consumo energético dos moinhos de carga agitada por impelidores em comparação aos moinhos tubulares de bolas nos diferentes estágios de moagem.

Figura 2.7 – Consumo de energia em diferentes estágios de moagem

Fonte: Jankovic (2003). Adaptado pelo autor.

Diferentemente dos moinhos tubulares, Napier-Munn et al. (1999) consideram que, no caso dos moinhos de carga agitada, como não ocorre queda significativa de corpos moedores, não existe quebra por impacto. O movimento gerado pelo impelidor sobre a carga e o escorregamento / rolamento gerado pela própria carga promove o ambiente para quebra por atrição.

Ao contrário dos moinhos tubulares de bolas, nos quais a rotação do corpo cilíndrico imprime movimento aos corpos moedores, no caso dos moinhos agitados por impelidores, a movimentação da carga é imposta por “agitadores” ou impelidores internos ao corpo do moinho, enquanto a parte cilíndrica não se move. Por esse motivo, esses equipamentos são chamados, neste estudo, de moinhos de carga agitada por impelidores. Sachweh (2010) afirma que este tipo de tecnologia foi criado como forma de se promover uma melhor transferência de energia do moinho para a carga moedora. Shi et al. (2009) apresentam dados que ilustram reduções do consumo de energia de 25 a 37% em moagens de laboratório comparando o moinho tubular com o de carga agitada vertical de alta velocidade, para moagens com um produto com D_{80} de 80 a 50 μm . Para uma das tecnologias existentes no mercado, o *Isamill*[®], ensaios em escala laboratorial indicaram ganhos para moagens abaixo de 40 μm .

Segundo Napier-Munn (1999) as primeiras versões dos moinhos de carga agitada por impelidores eram chamados de atritores e eram aplicados mais para a limpeza superficial de partículas do que para a cominuição propriamente dita. No entanto, com a necessidade de moagens cada vez mais finas, estes equipamentos passaram a se mostrar como uma opção adequada para obtenção de produtos mais finos com menores consumos energéticos.

Lichter e Davey (2006) afirmam que os moinhos com carga agitada operam normalmente com uma alimentação entre 300 e 50 μm , podendo chegar até 6 mm, e produtos na faixa de 50 a 5 μm . Ressalta-se aqui que estes valores de alimentação e produto têm mudado significativamente com a evolução da tecnologia, permitindo tamanhos cada vez maiores de alimentação, assim como produtos mais finos, em aplicações e equipamentos específicos. Estes moinhos podem ser classificados em diferentes subcategorias, conforme a sua velocidade de agitação da carga, geometria e orientação do eixo de agitação da carga. A orientação do eixo de

agitação da carga pode ser vertical ou horizontal. Existem duas classes principais de moinhos nesta categoria. A primeira categoria inclui os *Tower Mills*[®], *Vertimills*[®] e *Pin Mills*. Nestes, o eixo agita os corpos moedores com menor velocidade. Já o segundo grupo, que inclui o *Stirred Media Detritor*[®] e o *Isamill*[®], opera com corpos moedores mais finos e a velocidade do eixo é rápida o suficiente para fluidizar os corpos moedores. Wellemkamp (1999) cita que os moinhos de carga agitada por impelidores de baixa velocidade (chamado pelo autor de atritores) operam com velocidade linear dos rotores abaixo de 4 m/s, enquanto moinhos de carga agitada por impelidores de alta velocidade atingem velocidades entre 4 e 20 m/s. Em geral, os moinhos que operam com baixa velocidade de agitação, por usarem corpos moedores maiores, são mais adequados para alimentações um pouco mais grosseiras e minérios com maior dureza. Já os moinhos que operam com altas velocidades de agitação, são mais adequados para moagens ultrafinas com alimentações finas. Parry, Klein e Lin, (2006) afirmam que os moinhos de alta velocidade são melhores para a moagem abaixo de 15 μm .

Segundo Lichter e Davey (2006), o principal fator para a operação correta de cada equipamento reside na escolha dos corpos moedores de tamanhos adequados.

A seguir são descritos em mais detalhes os principais moinhos de carga agitada disponíveis comercialmente.

2.4.2.1. Moinho Vertical de carga agitada por impelidor de baixa velocidade - Vertimill[®] ou Tower Mill[®]

Frente a maior demanda dos últimos anos para produtos de moagem cada vez mais finos, os moinhos verticais de carga agitada por impelidores têm se tornado cada vez mais populares. Este equipamento foi desenvolvido em 1950 no Japão, pelo engenheiro Iwaaki Iskoichi, da Nichitsu Mining Industry Co. O equipamento continuou sendo produzido por diferentes empresas, com o nome de *Tower Mill*[®] ou *Kubota Tower Mill*[®]. Após diversas aquisições, o equipamento é fabricado atualmente pela empresa Nippon-Eirich Co. (EIRICH, 2012; JANKOVIC, 2005).

O equipamento mais difundido no Brasil com esta tecnologia é o *Vertimill*®. O equipamento foi inicialmente produzido pela The Koppers Company, Inc. (Hively; Jones, 1983). Em seguida, o equipamento passou a ser produzido pela empresa MPSI, sob licença do fabricante japonês. Em 1991, a licença da empresa japonesa expirou e o equipamento passou a ser fabricado pela Svedala, que mudou o nome para *Vertimill*®. Atualmente, é fabricado pela Metso Minerals Ltd (Jankovic, 2005), que também denomina estes equipamentos de *gravity induced mills* (METSO, 2010). O *Changsha Research Institute of Mining and Metallurgy* também fabrica estes equipamentos com potências instaladas entre 1,5 a 315 kW, com mais de 300 unidades instaladas na China (ZHANG et al., 2010). O *Vertimill*® é ilustrado na Figura 2.8.

Figura 2.8 – Ilustração de um *Vertimill*®

Fonte: Metso (2005)

Os moinhos verticais podem ser montados com diversas configurações de circuito. Metso (2012) cita quatro variações principais:

- 1) Circuito fechado ou aberto: o circuito fechado é o mais comumente usado, sendo o circuito aberto usado raramente;
- 2) Alimentação direta ou reversa: a alimentação pré-classificada irá reduzir o consumo de energia do moinho. A alimentação direta é recomendada quando se deseja realizar também a limpeza da superfície.
- 3) Alimentação por cima ou pela base do moinho: as duas opções possuem vantagens e desvantagens. A alimentação por cima permite o uso de gravidade para a alimentação do material. A alimentação pela base exige a utilização de uma bomba, mas garante que todo o fluxo passe pela carga de bolas. A alimentação pela base facilita a partida após paradas inesperadas. Existem evidências de que a alimentação por baixo reduz o desgaste dos componentes de desgaste da parte inferior do moinho.
- 4) Tanque de classificação da descarga e bomba de recirculação: permite o controle da velocidade de ascensão das partículas no moinho. Ajuda a minimizar a sobremoagem no caso de aplicações grosseiras. Permite a alimentação pela parte inferior do moinho com o uso da bomba de recirculação.

Pena (1992) complementa a lista acima com a opção de se operar o equipamento para moagem em batelada (*batch*).

As Figuras 2.9 a 2.12 ilustram os principais circuitos existentes.

Figura 2.9 - Circuito reverso fechado com ciclones

Fonte: Stief; Lawruk e Wilson (1984). Adaptado pelo autor.

Figura 2.10 - Circuito fechado apenas com o classificador interno do moinho. Esta opção é utilizada para a preparação de cal hidratada

Fonte: Stief; Lawruk e Wilson (1984). Adaptado pelo autor.

Figura 2.11 - Circuito fechado com ciclone com alimentação direta

Fonte: Metso (2012). Adaptado pelo autor.

Figura 2.12. Circuito aberto com descarga pela porção inferior. Esta opção é recomendada para moagens muito finas, com produtos da ordem de 1 a 2 μm e requer uma tela para segurar a carga de bolas

Fonte: Stief; Lawruk e Wilson (1984). Adaptador pelo autor.

Considerando o circuito mais comumente utilizado, o reverso, como ilustrado na Figura 2.9, o material a ser cominuído no moinho vertical é alimentado na porção inferior do moinho por uma bomba de polpa, formando um fluxo ascendente de polpa. As partículas mais finas seguem o fluxo ascendente e são descarregadas do moinho, enquanto as mais grossas permanecem na região na qual se encontram os corpos moedores. Os corpos moedores contidos no cilindro imaginário delimitado pelo impelidor são elevados por este, enquanto que os demais seguem em movimento para baixo, contidos entre a periferia da rosca e a parede do moinho. A polpa que é descarregada do moinho passa por um classificador interno, no qual os

grossos retornam à bomba de alimentação do moinho e a fração fina segue para a etapa seguinte, usualmente um estágio adicional de classificação em ciclones. Os revestimentos internos podem ser construídos de placas metálicas ou de borracha. Em geral, a frequência típica de troca dos revestimentos é de seis meses a um ano (MENACHO; REYES, 1987). Nestes moinhos os corpos moedores tendem a formar uma camada de proteção dos revestimentos, contribuindo para a maior duração destes. O fabricante Metso possui um revestimento magnético denominado *Orebed*[®] que contribui para a formação desta camada protetora. Esses equipamentos operam normalmente com corpos moedores entre 40 e 6 mm, sendo mais comum tamanhos mínimos de 20 mm ou *cylpebs* abaixo de 25 mm. A baixa velocidade do impelidor reduz o desgaste dos revestimentos devido à abrasão. Tais equipamentos recebem alimentação entre 100 a 300 μm e produzem normalmente um produto entre 100 e 15 μm , chegando a 12 - 10 μm em algumas aplicações comerciais e 5 μm em aplicações em escala piloto (LICHTER; DAVEY, 2006; SACHWEH, 2010). Para aplicações abaixo de 20 μm , Gao; Holmes e Pease (2006) afirmam que estes moinhos não apresentam bons resultados, devido à limitação quanto ao uso de corpos moedores de no mínimo 20 mm.

Os corpos moedores são movimentados por uma rosca, cujo acionamento é localizado na parte superior do moinho. Esta rosca gira a velocidades relativamente baixas em comparação aos moinhos de carga agitada por impelidores de alta velocidade (com carga fluidizada). Gao; Holmes e Pease (2006) afirmam que estes moinhos costumam operar com uma velocidade na porção externa da rosca de 3 m/s. Segundo Sachweh (2010), estas velocidades variam de 2 a 4 m/s. Duffy (1994) destaca que os moinhos menores operam com velocidade maiores. Segundo Napier-Munn et al. (1999), esses moinhos verticais são, em geral, aplicados para a faixa mais grossa da moagem fina. Stief; Lawrak e Wilson (1984) atribuem esse fato à limitação imposta pela forma da rosca na velocidade de rotação. Devido ao seu efeito de levantamento da carga, velocidades de rotação muito altas poderiam causar levantamento excessivo da carga em vez de agitação da carga, que é necessária para a moagem mais fina. A velocidade também tem que ser adequada para impor movimento às bolas. No caso de bolas muito pequenas, essa velocidade tem que ser substancialmente mais alta do que a velocidade imposta pelo moinho vertical. Ao mesmo tempo, para bolas maiores, deve-se tomar cuidado com

velocidades altas, pois pode ocorrer centrifugação. Napier-Munn et al. (1999) recomendam que a velocidade seja ajustada de forma que a camada externa de bolas fique quase estacionária, o que garantiria um mínimo desgaste nas paredes do moinho, com a moagem ocorrendo no interior da carga.

Napier-Munn et al. (1999) e Allen (2009) afirmam que o mecanismo de quebra no moinho de carga agitada é por atrição, em função do movimento imposto pela espiral interna aos corpos moedores. Stief; Lawruk e Wilson (1984) afirmam que o principal mecanismo de quebra observado nestes moinhos é o de atrição, com um pouco de cisalhamento e compressão. Segundo Sachweh (2010) e Sinnott; Cleary e Morrison (2011), devido à maior pressão dos corpos moedores na base do moinho, a maior parte do trabalho de cominuição ocorre nesta região. Parry; Klein e Lin (2006) apud Andreatidis (1995) afirmam que no moinho vertical ocorre atrição e impacto. Sinnott; Cleary e Morrison (2011) confirma essa observação com a simulação do moinho vertical em um modelo de pequena escala no qual não se observou significativa quebra por impacto. Um estudo realizado por Metso (2012) mostra a predominância da abrasão, com um pouco de impacto. As Figuras 2.13 e 2.14 ilustram estes resultados.

Figura 2.13 – Comparação do espectro de energia de impacto de um moinho tubular de bolas (BM 13,5') e um moinho vertical (VTM 1250)

Fonte: Metso (2012). Adaptado pelo autor.

Figura 2.14 – Comparação do espectro de energia de abrasão de um moinho tubular de bolas (BM 13,5') e um moinho vertical (VTM 1250)

Fonte: Metso (2012). Adaptado pelo autor.

A eficiência da moagem nestes equipamentos está muito ligada à pressão exercida pela carga, segundo Stief; Lawruk e Wilson (1984), podendo esta ser definida conforme a eq. (1).

$$\text{pressão da carga} = \frac{\text{peso da carga}}{\text{área da base do moinho}} \quad (1)$$

Os autores destacam que, como a densidade dos corpos moedores de aço não varia com o diâmetro, a pressão da carga não varia com o tamanho dos corpos moedores. Os autores ressaltam ainda que em unidade menores que 56 kW, essa pressão ótima não pode ser atingida por questões de geometria do equipamento, o que resulta em menores eficiências de moagem nos mesmos. Por isso, recomendam que dados piloto devem ser adequadamente ajustados para aplicações industriais.

Segundo Metso (2003), a medição da carga de bolas dos moinhos verticais só pode ser realizada com o equipamento parado. Deve-se utilizar uma corda com um peso na ponta, que ao ser introduzida em uma abertura na porção superior do moinho irá parar ao encostar no topo da carga. Esta será a carga estática de bolas.

A carga dinâmica de bolas será cerca de 305 mm mais alta e não pode ser medida de acordo com este método. A Figura 2.15 ilustra o procedimento de medição do grau de enchimento realizado pela empresa Samarco.

Figura 2.15 - Procedimento utilizado para medição do grau de enchimento do moinho vertical

Fonte: Acervo pessoal do autor.

Apesar de terem preço mais alto que os moinhos tubulares de bolas, os custos com obras civis para implantação destes equipamentos são menores. Stief; Lawruk e Wilson (1984) e Sachweh (2010) afirmam que por não desenvolverem forças dinâmicas, os moinhos verticais requererem gastos muito menores com fundações quando comparados aos moinhos tubulares de bolas. A sua fundação necessita de concreto apenas para suportar seu peso, enquanto nos moinhos tubulares de bolas necessitam de uma base de concreto reforçado com no mínimo duas vezes o peso de suas partes móveis. A área ocupada por moinhos verticais também é significativamente menor, se comparada para uma mesma aplicação. Stief; Lawruk e Wilson (1984) apresentam a comparação de um circuito com *Vertimill*[®], que ocupa 7,43 m², e um circuito com moinho tubular de bolas, que ocupa 40,9 m². Os autores também afirmam que estes moinhos podem operar por longos períodos sem alimentação nova. Sachweh (2010) informa que reduções de área entre 50 e 70% são obtidas em relação ao moinho tubular de bolas. O autor apresenta também ganhos com redução de ruído, de aproximadamente 25%,

destacando ainda o menor risco de acidentes devido a menor presença de partes móveis. Metso (2012) compara o arranjo de um moinho tubular de bolas e um moinho vertical que realizam um mesmo trabalho de cominuição, conforme ilustrado na Figura 2.16.

Figura 2.16 - Comparação do arranjo de uma instalação de moinho tubular de bolas e moinho vertical para a mesma aplicação

Fonte: Metso (2012). Adaptado pelo autor.

Allen (2009) apresenta os seguintes fatores para a maior eficiência dos moinhos verticais em relação aos moinhos de carga cadente:

- Formato do moinho: o formato vertical contribui para a retirada dos finos do moinho, evitando sobremoaagem, nos casos em que a alimentação é realizada pela porção superior. Nestes casos, os finos podem ser removidos pelo fluxo ascendente de recirculação, sem nem entrar na zona ativa de moagem, representados na Figura

2.17 pelas cores mais quentes. A sua geometria também contribui para uma maior área de atrição.

Figura 2.17 - Zonas de moagem do moinho vertical

Fonte: Allen (2009). Adaptado pelo autor.

- Tamanho dos corpos moedores: o uso de corpos moedores menores que os possíveis de se utilizar em moinhos de carga cadente;

Wellemkamp (1999) ressalta ainda que essa redução de consumo se deve possivelmente à maior eficiência de cominuição de partículas finas por abrasão e atrição e devido à menor perda da energia efetivamente aplicada à moagem na forma de impacto de bolas com bolas, bolas com revestimento e calor, como ocorre nos moinhos de bolas de carga cadente.

Em função destes fatores, consumos menores de energia podem ser observados se comparados a moinhos tubulares de carga cadente de bolas, da ordem de 30 a 40% (DAVEY, 2010; KNORR; ALLEN, 2010; METSO, 2012; MENACHO; REYES, 1987; PENA, 1990; VALERY JUNIOR; JANKOVIC, 2002; VANDERBEEK, 1988) até 50%, segundo Stief; Lawruk e Wilson (1984) ou 60%, segundo Ramsey (1982), conforme a aplicação estudada. Marsden (1998) e Marsden e Ogonowski (1999) afirmam que o *Vertimill*[®] de Candelaria consome 24% menos energia que um moinho de bolas para um trabalho de moagem similar. Glen e Anderson (1991) citam que no caso dos Moinhos Verticais de Hellyer, o dimensionamento do moinho de bolas, usando-se a equação de Bond, previa um

consumo de 380 kW, enquanto os moinhos verticais consomem 240 kW, aproximadamente 40% menos energia.

Stief; Lawruk e Wilson (1984) afirmam ainda que a manutenção destes equipamentos é bem simples, consistindo, além da lubrificação dos rolamentos e acionamentos, da troca dos revestimentos. Em relação às trocas de revestimentos, o principal item de desgaste são os revestimentos da rosca, como destacado por Vanderbeek (1988) e Jankovic (1999), realizadas normalmente a cada 3 a 6 meses.

Pena (1990) e Allen (2009) quantificam os ganhos operacionais, indicando gastos com corpos moedores da ordem de 35 a 50% menores que em moinhos convencionais e 50% de economia com os gastos com revestimentos, além de citarem que estes equipamentos apresentam disponibilidade alta, produzem menos ruído e por não possuírem partes móveis, serem mais seguros de se operar em relação aos moinhos tubulares. Estes pontos positivos seguem a tendência de equipamentos que geram menores gastos de manutenção, de acordo com entrevistas com líderes do setor mineral no EUA (PETERSON; LATOURRETE; BARTINS, 2001).

Metso (2012) destaca que este equipamento apresenta disponibilidades maiores que 98%, devido à maior vida dos revestimentos, de 9 meses a 2 anos e a menor quantidade de componentes em relação ao moinho tubular de bolas.

Pena (1992) ainda cita outros ganhos em relação ao moinho tubulares, como a redução do consumo de cal em processo de neutralização, devido a maior área superficial do que a obtida com a moagem da cal em moinho tubulares. O autor cita ainda ganhos na razão de espessamento do produto do moinho vertical em relação ao moinho tubular de bolas.

Xiao et al. (2012) apresentam estudos em que o uso deste tipo de equipamento contribuiu para uma melhoria na liberação mineral do produto da moagem de uma amostra de magnetita. A Figura 2.18 ilustra os resultados obtidos pelo autor.

Figura 2.18 - Comparação da liberação de magnetita em um moinho vertical e um moinho tubular de bolas

Fonte: Xiao et al. (2012)

Rhodes e Penna (2009) citam que devido ao menor aquecimento da polpa em relação ao moinho tubular de bolas, um circuito de ouro observou ganhos em termo de consume de cianeto.

Napier-Munn (1999) cita os resultados de um estudo da Amira P336 (1994) que indica o seguinte:

- A recirculação interna de finos, feita pela caixa externa de classificação, não é necessária e apenas consome mais energia de bombeamento;
- As taxas de quebra caem significativamente abaixo de 15 – 20 μm ;
- Bolas mais finas produzem uma moagem mais fina (bolas usadas variaram entre 12 e 25 mm);
- O desempenho do circuito fechado é muito influenciado pela classificação, que deve operar adequadamente.

Glen e Anderson (1991) citam que a recirculação interna foi usada para garantir um critério de projeto de velocidade mínima de polpa de 0,8 a 1,2 m/min. Os autores avaliam em mais detalhes a recirculação interna, mas aparentemente a sua redução permite uma maior relação de redução, mas sem impactar significativamente o tamanho final do produto na operação da usina de Hellyer.

Pena (1992) e Davey (2010) ressaltam que o uso da bomba de alimentação

na porção inferior é importante para retirar os finos da câmara de moagem. Pena (1992) mostra um produto com menor quantidade de finos com altas vazões de recirculação. Neste contexto, a caixa de classificação interna pode ser importante para manter a vazão de material para a bomba de alimentação inferior. Essa recirculação também pode ajudar a manter o equipamento em operação por longos períodos sem alimentação nova. Metso (2003) informa que a recirculação é importante para manter o fluxo de polpa através do moinho, evitando fluxos muito baixos de polpa.

Atualmente há 26 *Vertimills*® em operação ou em usinas que se encontram em construção no Brasil, conforme ilustrado na Tabela 2.8.

Tabela 2.8 - <i>Vertimill</i> ® em operação ou em usinas que se encontram em construção no Brasil						
Projeto	Empresa	Minério	Estado	Tipo de moinho	Unidades	Situação do projeto
Sossego	Vale	Cobre	Pará	VTM-1500	2	Em operação
Salobo	Vale	Cobre	Pará	VTM-1500	4	Em operação
Chapada	Yamana Gold	Cobre	Goiás	VTM-1000	1	Em operação
Paracatu	Kinross	Ouro	Minas Gerais	VTM-1250	1	Em operação
Caraíba	Caraíba	Cobre	Bahia	VTM-200	1	Em operação
Germano	Samarco	Ferro	Minas Gerais	VTM-1500	1	Em operação
Conceição do Mato Dentro	Anglo American	Ferro	Minas Gerais	VTM-1500	16	Em construção
	Vale			VTM-200	1	Pesquisa e desenvolvimento
Serra Azul	MMX	Ferro	Minas Gerais	VTM-3000	14	Em construção
Serrote da Laje	Aura Minerals	Cobre	Alagoas	VTM-1500	1	Em construção

Fonte: Metso, 2011 e levantamento de campo do autor.

Esta tecnologia de moagem de minérios passou a ser usada para vazões altas de processamento apenas nas duas últimas décadas, em função do desenvolvimento de equipamentos com potências superiores a 754 kW. O aumento do tamanho dos equipamentos disponíveis também tem levado à ampliação de sua faixa de utilização, que cada vez mais inclui alimentações grosseiras. A Tabela 2.9 ilustra os tamanhos de *Vertimills*® disponíveis no mercado.

Tabela 2.9 - Tamanhos e potências dos Vertimills®

Modelo	Altura (mm)	Largura (mm)	Comprimento (mm)	Potência do motor (cv)	Peso vazio (ton)	Carga de bolas (kg)	Capacidade de alimentação (m³/h)
VTM-15-WB	7.060	1.520	1.320	15	5,5	3.409	5
VTM-20-WB	7.180	1.520	1.320	20	5,9	4.545	7
VTM-40-WB	7.460	1.780	1.520	40	8,2	7260	14
VTM-60-WB	7.600	1.780	1.520	60	8,8	7260	20
VTM-75-WB	7.900	1.960	1.700	75	12,5	9797	25
VTM-125-WB	9.270	2.670	2.310	125	17,9	18144	42
VTM-150-WB	9.780	2.670	2.310	150	19,6	18144	51
VTM-200-WB	9.780	2.670	2.310	200	20,5	18144	68
VTM-250-WB	9.650	3.660	3.180	250	33,8	29.030	85
VTM-300-WB	9.650	3.660	3.180	300	35,7	29.030	102
VTM-400-WB	11.320	3.910	3.380	400	52,7	34.930	135
VTM-500-WB	12.070	3.860	3.780	500	66,1	44.450	169
VTM-650-WB	12.270	3.250	3.860	650	82,6	58.970	220
VTM-800-WB	13.460	3.560	4.060	800	100,4	78.018	271
VTM-1000-WB	13.460	3.660	4.270	1000	116,1	86.160	339
VTM-1250-WB	13.460	4.090	4.520	1250	125,4	90.720	423
VTM-1500-WB	14.655	4.547	5.385	1500	143,3	127.005	508
VTM-3000-WB	17.148	6.383	6.604	3000	342,7	277.599	1016
VTM-4500-C	18.590	6.383	6.604	4500	400,0	325.000	1500

Fonte: Metso (2012) e Metso (2012b)

Além dos equipamentos listados na Tabela 2.9, a Metso também fornece uma configuração especial para cal, denominada LS, com versões de 7,5 kW a 298 kW e capacidade de processamento de 1,4 a 30 t/h de CaO (Metso, 2013). Martensen (2013)⁹ informa que 67% dos *Vertimills*® no mundo operam em aplicações de remoagem (200 a 15 µm), 24% em aplicações de moagens secundárias e terciárias (6 mm a 75 µm), 2% na moagem de cal e 7% em outras aplicações.

A Figura 2.19 mostra a potência instalada de *Vertimills*® no mundo no período entre 1978 e 2011, ilustrando esta tendência de aumento da aplicação. Não foram incluídas nesta lista os equipamentos dos demais fabricantes de moinhos verticais, por falta de referências.

⁹ MARTENSEN, R. **Stirredmilling: technology at work for you.** 2013 [comunicação pessoal] Mensagem recebida por: <mbergerman@gmail.com> em 14 de jan.2009.

Figura 2.19 – Potência instalada de Vertimills® no mundo, por ano de venda do equipamento

Fonte: Metso (2011)

2.4.2.2. Moinho horizontal de carga agitada por impelidor de alta velocidade - Isamil®

O *Isamil*® é um moinho com carga agitada cujo impelidor, montado na horizontal, opera em alta velocidade. A Figura 2.20 ilustra o equipamento.

Figura 2.20 – Ilustração de um *Isamill*® com a câmara de moagem aberta para manutenção

Fonte: Arburo e Smith (2009). Adaptado pelo autor.

O *Isamill*® opera com corpos moedores, entre 1,5 e 6 mm, de cerâmica ou do próprio minério. Oito discos giram solidários ao eixo do moinho, com uma rotação aproximada na porção externa do disco de 19 a 23 m/s, o que promove uma intensa agitação dos corpos moedores e consequentemente maior intensidade dos mecanismos de atrição e abrasão para a moagem da polpa. Como a descarga se encontra no lado oposto do moinho, o material tem que passar pelas oito câmaras de moagem antes de sair do moinho, minimizando-se assim o *by-pass* de partículas ao longo do moinho. As partículas grosseiras são classificadas em um mecanismo localizado na descarga do moinho e retornadas à alimentação do mesmo, junto com os corpos moedores. Deste modo, reduz-se a quantidade de carga circulante do moinho. Arburo e Smith (2009) sugerem que esse sistema de classificação contribui para um produto com uma distribuição granulométrica mais estreita, ao contrário da obtida em ciclones convencionais.

A Tabela 2.10 ilustra os modelos disponíveis do *Isamill*® e a Figura 2.21 ilustra a potência instalada deste equipamento no mundo, no período entre 1994 e 2013, mostrando a tendência de aumento do número de unidades vendidas nos últimos anos.

Tabela 2.10 - Tamanho e potências do *Isamill*®

Modelo	Altura (mm)	Largura (mm)	Comprimento (mm)	Potência do motor (kW)	Volume da câmara de moagem (litros)	Peso vazio (ton)
M4					4	
M20					20	
M1000	1200	1400	10000	500	1000	13,5
M3000	2700	3500	16000	1.120	3000	25
M5000	2700	3500	18000	1.500	5000	30
M10000	3400	3500	22000	3.000	10000	62
M50000	5400	4700	34000	8.000	46000	126

Fonte: Xstrata Technology (2012)

Figura 2.21 – Potência instalada de *Isamill*® no mundo, por ano de venda do equipamento

Fonte: Xstrata Technology (2013)

2.4.2.3. Moinho vertical de carga agitada por impelidor - *Pin Mill*

Este tipo de moinho possui um impelidor vertical com diversos pinos fixados ao longo do mesmo. A carga do moinho é preenchida com corpos moedores de metal ou cerâmica entre 3 e 12 mm. Podem ser usados também corpos moedores autógenos ou *pebbles*. A alimentação é em geral menor que 300 μm e o produto

obtido é de até 10 μm (HALL; LIDDELL, 2001). Comercialmente, existem diversos fabricantes para este moinho, que utilizam nomes comerciais próprios, como *Ani-Metprotech Stirred Mill*[®] e *Draiswerke*[®].

A Figura 2.22 ilustra este equipamento.

Figura 2.22 – Ilustração de um *Pin Mill*

Fonte: Hall e Liddell (2001)

2.4.2.4. Moinho vertical de carga agitada por impelidor de alta velocidade - *Stirred Media Detritor*[®]

Este equipamento foi desenvolvido pela empresa English China Clays International, ECCI, com aplicações nas indústrias de argilas e carbonato de cálcio.

Possui um eixo vertical com pinos que gira em alta velocidade para fluidizar os corpos moedores. Em geral, os corpos moedores são de sílica ou cerâmica, com tamanhos entre 1 e 8 mm. A alimentação costuma variar entre 100 e 15 μm , com um máximo de 250 μm e o produto chega a até 2 μm (DAVEY, 2003; DAVEY, 2008; LICHTER; DAVEY, 2006; METSO, 2013). O nome comercial atual vem sendo usado desde que a Metso passou a produzir este equipamento. Anteriormente, o mesmo era chamado de *Sala Agitated Mill* (WELLER; GAO, 1999). A Figura 2.23 ilustra o equipamento.

Figura 2.23 – Ilustração de um *Stirred Media Detritor*

Fonte: Metso (2009)

A Tabela 2.11 ilustra os modelos disponíveis do *SMD*[®] e a Figura 2.24 a potência instalada deste equipamento no mundo, no período entre 1978 e 2011, mostrando a tendência de aumento do número de unidades vendidas nos últimos anos.

Tabela 2.11 - Tamanhos e potências dos SMD®

Modelo	Altura (mm)	Largura (mm)	Comprimento (mm)	Potência do motor (kW)	Peso vazio (ton)	Carga de bolas (kg)	Capacidade de alimentação (m ³ /h)
SMD – 0,75 – L	1215	1071	480	0,75	0,4	2	
SMD – 7,5 – P	2213	1262	1399	7,5	1,5	125	21
SMD – 18,5 – P	2293	1282	1837	18,5	2,1	300	43
SMD – 90 – E	4215	2130	2130	90	4,02	1500	60
SMD – 185 – E	4659	2511	2511	185	7,59	3000	115
SMD – 355 – E	6498	3050	3050	355	15,5	6000	115
SMD – 11000 - E	7406	4900	4900	1100	12,55	18000	225

Fonte: Martensen (2013)¹⁰

Figura 2.24 – Potência instalada do SMD® no mundo, por ano de venda do equipamento, sem incluir as unidades fornecidas pela English China Clays International, ECCI antes de 1998, por falta de referências

Fonte: Martensen (2013)¹⁰

2.4.2.5. Moinho Deswik®

Trata-se de moinho desenvolvido inicialmente para a indústria de pigmentos

¹⁰ MARTENSEN, R. **Stirredmilling**: technology at work for you. 2013 [comunicação pessoal]
 Mensagem recebida por: <mbergerman@gmail.com> em 14 de jan.2009.

na África do Sul no final dos anos 1990. O fornecedor informa (RAHAL; ERASMUS; MAJOR, 2011) que este equipamento opera com velocidades intermediárias aos moinhos de carga agitada por impelidores de alta velocidade (maiores que 15 m/s) e baixa velocidade (menores que 3 m/s), operando a uma velocidade aproximada de 10 – 12 m/s e são dimensionados para operar com uma carga bastante densa. O moinho é montado na posição vertical. Maiores informações sobre o mesmo podem ser obtidas no trabalho de Rahal; Erasmus, Major (2011). Os moinhos disponíveis possuem potências de 3 kW e 11 kW (escala laboratorial), 30 kW e 55 kW (escala piloto) e 110 kW a 699 kW (escala industrial). A Figura 2.25 ilustra o moinho *Deswik*[®] 1000, de 400 kW, instalado na mina Kroondal, da Aquarius Platinum, na África do Sul.

Figura 2.25 – Moinho *Deswik*[®]

Fonte: Rahal; Erasmus e Major (2011)

2.4.2.6. Outotec[®] *HIG Mill*

Trata-se de um moinho vertical de carga agitada de alta velocidade, fabricado

pela Outotec[®], chamado de *HIG Mill – High Intensity Grinding Mill*. Pode ser alimentado com granulometrias de até 250 μm e gerando um produto de 5 a 50 μm . Pode operar com corpos moedores de aço ou cerâmica, de 1 a 6 mm (ARAUJO, 2013)¹¹. Costuma ser operado em circuito aberto, com uma pré-classificação, para retirar os finos e ajustar a porcentagem de sólidos de alimentação do moinho. É uma tecnologia com mais de 30 anos. Existem mais de 200 moinhos instalados no mundo, com potência superior a 300 MW (ARAUJO, 2013)¹¹. A Tabela 2.12 ilustra os tamanhos disponíveis comercialmente, com motores de 50 a 5000 kW.

Tabela 2.12 - Tamanhos e potências dos HIG Mills[®]

Modelo	Potência do motor (kW)
HIG 132	132
HIG 300	300
HIG 500	500
HIG 700	700
HIG 900	900
HIG 1100	1100
HIG 1600	1600
HIG 2300	2300
HIG 3000	3000
HIG 3500	3500
HIG 4000	4000
HIG 5000	5000

Fonte: ARAUJO (2013)¹¹

Os volumes variam de 25 a 20.000 L, sendo que a altura do equipamento pode ser ajustada para adequar a carga de bolas necessária e a potência aplicada. A Figura 2.26 ilustra este equipamento.

¹¹ ARAUJO, P. **Informações HIG-Mill**. [comunicação pessoal] Mensagem recebida por: <mbergerman@usp.br> em 26 de mar.2013.

Figura 2.26 - Ilustração do HIG *mill*®

Fonte: Araujo (2013)¹¹

2.4.3. Moinhos centrífugos

Esta categoria de moinhos gera energias altas de moagem ao mover o corpo do moinho ao redor de um eixo central em alta velocidade, criando forças maiores que 1-g. Podem operar com corpos moedores convencionais ou autógenos. Aceitam alimentação grosseira e geram produto abaixo de 10 μm (LICHTER; DAVEY, 2006). A Figura 2.27 ilustra um moinho deste tipo, chamado de *HiCom nutating Mill*®.

Figura 2.27 – Ilustração de um *HiCom nutating Mill*®

Fonte: Nesbit e Moys (1998)

Segundo Ludowici (2013), existem dois modelos deste equipamento disponíveis industrialmente, uma denominada HICOM 110, com motor de 110 kW e câmara de moagem de 80 L e o HICOM 15, com motor de 15 kW e uma câmara de moagem de 5 L.

2.4.4. Outros tipos de moinhos

2.4.4.1. *Vibra-drum*®

Trata-se de um moinho que tem seu projeto baseado na frequência natural de vibração. Um sistema sub-ressonante com acionamento com duas massas e um sistema com molas que alternadamente armazenam e liberam a energia para a moagem. Uma vez em movimento, a energia é necessária apenas para mover os corpos moedores como uma massa fluida e vencer as perdas por fricção. O fabricante afirma que o equipamento produz uma distribuição granulométrica mais uniforme em virtude do projeto que propicia alta frequência e pequeno impacto, que gera maior proporção de moagem por atrição com menor geração de calor devido à

alta eficiência operacional. Ganhos de energia entre 35 e 50% são informados pelo fabricante. A Figura 2.28 ilustra este equipamento (GENERAL KINEMATICS, 2009).

Figura 2.28 – Ilustração do Vibra-mill

Fonte: General Kinematics (2009)

2.4.4.2. Vibrating Mill – Palla Mill®

Nestes moinhos, o meio moedor é movido pela vibração provocada pelo movimento oscilante da carcaça, em trajetória circular de alta frequência. As carcaças do moinho são suportadas elasticamente e acopladas a um sistema de massas centrífugas. A intensidade dos impactos tende a diminuir com a distância da parede, o que limita os diâmetros máximos do moinho. Por essa razão, alguns moinhos utilizam um dispositivo móvel, chamado roda de câmara, para movimentar a carga no interior do mesmo (WELLENKAMP, 1999).

Dois cilindros de moagem paralelos são ligados por tubulações. Massas desbalanceadas colocadas na linha de centro dos dois cilindros de moagem geram o movimento que produz a moagem, podendo-se obter valores acima de 1-g. O corpo

móvel é suportado por um sistema de molas. O mecanismo predominante de moagem é o de impacto, podendo operar com barras, bolas ou *cylpebs*, conforme a granulometria de alimentação. Pode ser alimentado com material até 15 mm e gera um produto até 3 μm (KHD, 1975; KHD, 2009; MBE, 2012). A Figura 2.29 ilustra o equipamento.

Figura 2.29 – Ilustração do *Palla Mill*®

Fonte: KHD (2009)

Andres e Haude (2008) informam que neste tipo de moinho os mecanismos predominantes de moagem são os de impacto, sendo os demais mecanismos, como compressão e cisalhamento, insignificantes. Segundo Chaves (2013)¹², pode-se dizer também que o material quebra por fadiga neste tipo de moinho.

Há equipamentos disponíveis com potências entre 1,9 e 160 kW para moagem a seco e de 90 a 160 kW para moagem a úmido, que processam vazões de 0,1 a 12.000 kg/h (MBE, 2013). A Tabela 2.13 ilustra os modelos disponíveis industrialmente.

¹² CHAVES, A.P. **Informações Palla Mill**. [comunicação pessoal] Reunião realizada em 09 de set.2013.

Tabela 2.13 - Modelos disponíveis do *Palla Mill*®

Tipo	Diâmetro (mm)	Comprimento (mm)	Vazão (kg/h)	Potência – moagem a seco (kW)	Potência – moagem a úmido (kW)
VM	200	300/600	0,1 – 150	1,9	
20U	200	1.249	20 – 500	5,5	
35U	350	2.306	50 – 3000	22	
50U	500	3.400	200 – 10.000	75	90
65U	650	4.525	400 – 20.000	160	200

Fonte: Mbe (2012)

2.4.4.3. Moinhos planetários

São utilizados principalmente em escala laboratorial para preparação de amostras, em volumes de até aproximadamente 500 ml. Segundo Wellemkamp (1999), foram realizadas tentativas de aumentar o tamanho destes moinhos e operá-los de forma contínua, porém sem sucesso devido a problemas de resistência das engrenagens e às dificuldades da alimentação e descarga do material. Chumokhvalov e Titov (2008), no entanto, apresenta moinhos planetários para aplicações industriais com capacidade de até 1,5 t/h. O fornecedor TTD (TTD, 2011) informa que dispõe de moinhos com capacidade de até 400 t/h e potência instalada de até 8.000 kW. A Figura 2.30 ilustra este equipamento e a Tabela 2.14 apresenta os modelos disponíveis comercialmente.

Figura 2.30 – Moinho planetário industrial

Fonte: TTD (2011)

Tabela 2.14 - Modelos de moinhos planetários industriais

Modelo	Potência do motor (kW)	Peso vazio (ton)	Capacidade (t/h)
MP-0	5,5 - 11	0,35	0,02 – 0,2
MP-05	15	0,9	0,35 – 0,7
MP-1	55	2,7	0,7 - 2
MP-2	100	3,4	1,5 – 6,0
MP-3	200	5,2	3 – 10
MP-4	400	8,6	6 – 25
MP-5	500 - 1000	29	12 – 50
MP-6	1000 – 2000	62	25 - 100
MP-7	2000 - 4000	110	50 - 200
MP-8	4000 - 8000	190	100 - 400

Fonte: TTD (2011)

2.5. FATORES QUE INFLUENCIAM A MOAGEM FINA EM MOINHOS DE CARGA AGITADA POR IMPELIDORES (OU A REMOAGEM EM MOINHOS VERTICAIS)

Jankovic (2003) afirma que as características dos corpos moedores (tamanho, densidade e formato), a velocidade de rotação e as características da polpa (distribuição granulométrica da alimentação e produto, densidade da polpa e dureza do minério) afetam de forma significativa a eficiência da remoagem em moinhos de carga agitada por impelidores. Ressalta ainda que a interação entre essas diversas variáveis é alta, o que significa que o efeito de uma variável isolada não pode ser generalizado. Lichter e Davey (2006) citam que os moinhos de carga agitada por impelidor de baixa velocidade sofrem menor efeito da variação da viscosidade do material que os moinhos de carga agitada de alta velocidade. Sachweh (2010) afirma que as principais variáveis que podem influenciar a eficiência de moagem em moinhos verticais são as seguintes:

- Velocidade do impelidor/rosca;
- Vazão de alimentação;
- Tamanho dos corpos moedores;
- Enchimento de corpos moedores;
- Viscosidade e concentração de sólidos da polpa;
- Tipo de material dos corpos moedores e densidade;

- Geometria da rosca;
- Recirculação interna de material.

Jimenez (1981) afirma que, apesar de pequenas variações observadas com diferentes condições operacionais, o comportamento do moinho de carga agitada depende principalmente da energia por unidade de massa aplicada ao mesmo.

A seguir são analisados de forma mais detalhada os efeitos dessas variáveis.

2.5.1. Tamanho dos corpos moedores

O tamanho dos corpos moedores tem um impacto significativo no desempenho de moinhos em aplicações de remoagens. Em geral, é a primeira limitação quanto ao produto final a ser gerado em um moinho. Com a diminuição do tamanho de alimentação e do produto, a energia necessária para quebrar uma única partícula também diminui, e a frequência de quebras por unidade de massa aumenta. O excesso de energia dos eventos de quebra é convertido em calor, o que não contribui para a cominuição das partículas. A maneira mais efetiva de aumentar a frequência dos eventos de quebra e diminuir a energia por evento é com a diminuição do tamanho dos corpos moedores (LICHTER; DAVEY, 2006). Isto levará a um aumento da área específica dos corpos moedores e a uma maior superfície de contato dos corpos moedores com o minério. A Tabela 2.15 ilustra a relação entre o tamanho dos corpos moedores, a área específica e o número de bolas por unidade de massa.

Tabela 2.15 – Relação entre o tamanho dos corpos moedores e o número de bolas por unidade de massa

Tamanho de bola (mm)	Área específica (m ² /t)	Número de bolas (por t)
20	83,3	66.315
15	111,1	157.190
10	166,7	530.516
5	333,3	4.144.132
3	555,6	19.648.758
2	833,3	66.314.560

Fonte: Lichter e Davey (2006). Adaptado pelo autor.

Em termos práticos, Lichter e Davey (2006) observam que um *Vertimill*® com corpos moedores de 10 mm consome 50% mais energia que o mesmo equipamento operando com corpos moedores de 5 mm para obter um produto abaixo de 15 μm .

Neset et al. (2006) apud Larson et al. (2011) mostram que os moinhos verticais podem ser mais eficientes que *Isamills*® e *Stirred Media Detritors*® se usarem corpos moedores menores. No entanto, deve-se atentar aos limites operacionais dos moinhos verticais, que em geral não operam com corpos moedores menores que 12 mm, segundo os autores.

Sachweh (2010) mostra que com a redução do tamanho das bolas, a eficiência energética aumenta, mas deve-se tomar cuidados com bolas muito pequenas quando o aumento da velocidade é necessário para que a energia seja adequadamente transferida à carga.

Weller e Gao (1999) afirmam que devem ser avaliados, para cada tamanho requerido de produto, o tamanho ótimo de corpos moedores a serem usados. Jankovic (2001) avalia três tamanhos de corpos moedores para um mesmo material e demais condições operacionais, mostrando diferenças de consumo de energia na ordem de 50% para um mesmo trabalho de moagem com corpos moedores de 12, 6,8 ou 4,8 mm. Duffy (1994) também apresenta resultados semelhantes, comparando corpos moedores de 12 e 9,8 mm.

Frente ao exposto, podemos observar que a correta seleção do tamanho dos corpos moedores a serem usados, segundo todos autores estudados, é de grande importância para se obter melhor eficiência energética durante a moagem em moinhos verticais. Deve-se destacar, no entanto, que não existe um método consagrado para a seleção do tamanho ótimo dos corpos moedores para este tipo de moinho, ficando a escolha dependente de ensaios laboratoriais, pilotos ou industriais.

2.5.2. Velocidade de agitação

A velocidade de agitação dos corpos moedores tem relação direta com a

quantidade de energia aplicada à carga. A Tabela 2.16 ilustra a relação entre a energia aplicada e o volume interno da câmara de moagem de diversos tipos de moinhos (BURFORD; NIVA, 2008).

Tabela 2.16 – Comparação da intensidade de energia de diversos equipamentos de moagem

Equipamento	Potência instalada (kW)	Volume do moinho (m³)	Potência por volume (kW/m³)
Moinho autógeno	6.400	353	18
Moinho tubular de bolas	2.600	126	21
Moinho tubular de bolas – remoagem	740	39	19
Moinho de carga agitada por impelidor de baixa velocidade - vertical	1.000	12	83
Moinho de carga agitada por impelidor de alta velocidade - horizontal	3.000	12	250

Fonte: Burfod e Niva (2008). Adaptado pelo autor.

Gao; Holmes e Pease (2006) afirmam que os moinhos de carga agitada dependem da força centrífuga para a aplicação da energia na carga. Pela eq. (2), observa-se que a intensidade das forças gravitacionais variam com o quadrado da velocidade.

$$F = R m \omega^2 \quad (2)$$

Definindo-se:

- R é o raio;

- m é a massa; e

ω a velocidade de rotação.

Os autores demonstram que quando se aumenta a velocidade de rotação de um moinho de carga agitada laboratorial de 1.587 para 2.253 rpm, o consumo específico de energia cai em 10% e o tempo necessário para a moagem cai mais da

metade para a obtenção da mesma quantidade do produto.

Weller e Gao (1999) também apresentam resultados que ilustram o aumento da energia aplicada à carga em função do aumento da velocidade de rotação. Os autores ressaltam, no entanto, que o aumento da velocidade aumentou o consumo específico e a energia, apesar do aumento da massa processada. Isto mostra que este parâmetro apresenta um valor ótimo e deve ser avaliado caso a caso.

Sachweh (2010) afirma que a velocidade de rotação pode ser variada conforme as necessidades de especificação do produto final. A redução da velocidade da rosca mostrou uma redução do consumo específico de energia para tamanhos maiores de produto e um aumento para tamanhos menores de produto, o que reafirma as faixas de aplicação do moinho vertical para remoagem e do *Isamill*[®] e outros moinhos de carga agitada por impelidor de alta velocidade para produtos finos e ultrafinos.

Podemos observar que a velocidade de agitação da carga é importante para a transmissão da energia aos corpos moedores, e consequentemente para a moagem. As opções de equipamentos disponíveis no mercado possuem diferentes velocidades de rotação, sendo cada uma delas adequada para um tamanho requerido do produto, que será o fator fundamental para a escolha do equipamento. Deve-se ressaltar, no entanto, que o aumento desta velocidade significa modificações nos procedimentos de dimensionamento, na seleção ótima de materiais e na alta qualidade das partes móveis de acionamento.

2.5.3. Material e formato do corpo moedor

Os moinhos de carga agitada costumam utilizar uma série de tipos de corpos moedores, conforme as necessidades da aplicação. A Tabela 2.17 ilustra alguns dos materiais utilizados.

Tabela 2.17 – Corpos moedores disponíveis para moinhos de carga agitada

Tipo de corpo moedor	Faixa de tamanhos	Tipo de moinho
Corpos moedores de aço	12 – 25mm	Moinho vertical
Cerâmica	Ampla faixa de tamanhos	Todos moinhos de carga agitada
Areia de rio	1 – 6 mm	<i>Isamill</i> [®] /SMD
<i>Quary pebble</i>	3-5 mm	<i>Isamill</i> [®]
Escória de cobre	0,5 – 2 mm	<i>Isamill</i> [®]
Escória de chumbo	0,5 – 1 mm	<i>Isamill</i> [®]
<i>Pebble</i> de minério de chumbo e zinco	1 – 3 mm	<i>Isamill</i> [®]

Fonte: Gao; Holmes e Pease (2006) e Metso (2013). Adaptado pelo autor.

Em geral, a moagem fina realizada com moinho convencionais ou moinhos verticais usa corpos moedores metálicos, que podem influenciar na cinética de flotação dos processos a jusante. Para minimizar este impacto, em geral, circuitos de flotação são dimensionados com maior tempo de residência e com um maior consumo de reagentes.

A utilização de corpos moedores de cerâmica ou do próprio minério contribui para uma melhoria na cinética de flotação (PEASE, 2006). A Tabela 2.18 ilustra os principais efeitos da utilização de corpos moedores de aço na flotação.

Tabela 2.18 – Efeitos da utilização de corpos moedores de aço na flotação

Item	Causa raiz	Sintomas / efeitos colaterais
Alteração do Eh da polpa	Ambiente redutor diminui o oxigênio dissolvido e o Eh da polpa	A adsorção do coletor depende do Eh e pode requerer a oxidação do xantato a dixantógeno O Eh precisa ser aumentado para garantir uma flotação adequada
Contaminação da superfície do mineral	A oxidação dos corpos moedores de aço podem causar a formação de FeOH na superfície dos minerais	A cobertura dos minerais com FeOH reduz a seletividade da flotação tanto para partículas grosseiras como finas
	A redução do oxigênio na superfície dos minerais promove a precipitação hidróxidos de metais hidrofílicos e insolúveis na superfície com S dos minerais	Pode-se observar esse efeito mesmo em moagem grosseira em moinhos autógenos O impacto é pior na moagem fina já que o consumo de corpos moedores é maior e mais área é criada.

Fonte: Pease (2006). Adaptado pelo autor.

Além disso, estudos mostram que a utilização de corpos moedores inertes auxilia na redução do consumo de reagentes, melhora a cinética de flotação e aumenta a recuperação (COTE; ADENTE, 2009 apud ARBURO; SMITH, 2009). A

Figura 2.31 ilustra a diferença de recuperação na flotação de um minério de cobre comparando-se uma moagem autógena com outra, que utiliza corpos moedores metálicos.

Fonte: Grano et al. (1994) apud Pease (2006). Adaptado pelo autor.

Em relação a forma dos corpos moedores, Sinnott; Cleary e Morrison (2011a) utilizaram *Discret Element modeling* (DEM) para simular o efeito do formato dos corpos moedores sobre a moagem, avaliando o impacto sobre a movimentação da carga e da utilização da energia no moinho vertical. Os diferentes formatos dos corpos moedores irão influenciar sua área específica (afetando o seu contato com o minério), peso e densidade da carga (devido às diferentes compactações). Em repouso, corpos moedores menos esféricos também podem apresentar maior resistência para a partida.

De acordo com os autores, partículas menos esféricas, como areia de rio e escória, apresentam um comportamento bem diferente no interior do moinho, como:

- Menor taxa de circulação interna;
- As partículas menos esféricas não se acomodam tão bem, tendendo a dilatar a carga. Isto permite que as partículas de minérios se movam com mais liberdade no interior da carga, diminuindo assim a eficiência de moagem. Isto também reduz a pressão sobre as partículas nas zonas de moagem;

- Cargas com partículas menos esféricas puxam menos potência, e consequentemente disponibilizam menos energia para o processo de cominuição;
- Observa-se um aumento do desgaste da rosca. No revestimento da parede, os corpos moedores não esféricos podem diminuir o desgaste.

Em resumo, os autores concluem que o uso de corpos moedores não esféricos poderia levar a um impacto negativo sobre a moagem devido ao efeito negativo sobre o transporte dos corpos moedores, dilatação da carga levando a uma queda nas taxas de quebra, além de maior desgaste da rosca.

Brissette (2008), por outro lado, apresenta resultados positivos do uso de corpos moedores não esféricos, apresentando ganhos de 30 a 60% na eficiência de moagem com o uso de *Millpebs* em moinhos de carga agitada por impelidores verticais.

Pode-se observar que existe uma ampla gama de tipos de corpos moedores. Os mais utilizados nos moinhos verticais são as bolas de aço. O único ponto negativo dos mesmos apresentados pela literatura é o impacto na cinética dos processos de concentração a jusante. Ressalta-se, no entanto, que os moinhos verticais também podem operar com corpos moedores de cerâmica, caso necessário. Quanto ao uso de corpos moedores não esféricos, como os *millpebs*, a literatura ainda apresenta divergências sobre o assunto.

2.5.4. Enchimento do moinho

Os moinhos de carga agitada podem operar com até 85% de enchimento, valores muito acima dos usualmente utilizados em moinhos tubulares, que operam com até 40% de bolas (GAO; HOLMES e PEASE, 2006) ou 45% (METSO, 2005). Os autores chegaram a uma redução do consumo específico de energia de um moinho horizontal de carga agitada de aproximadamente 60% quando operado com 83% de enchimento ao invés de 50%, deixando clara a importância desta variável sobre o consumo de energia do moinho.

Assim como nos moinhos tubulares, o enchimento de bolas nos moinhos de carga agitada determina a sua potência consumida. No entanto, os autores

ressaltam que devem ser tomados cuidados com o enchimento dos moinhos de carga agitada. Nos moinhos verticais, a carga pode começar a sair pela descarga do moinho. Nos moinhos horizontais, enchimentos acima de 85% podem resultar em aumento da pressão na base do moinho, que resulta em danos aos revestimentos e agitadores.

Sachweh (2010) ressalta que o ajuste da carga de corpos moedores dos moinhos verticais é mais simples que nos moinhos de bolas, devido ao menor volume de bolas utilizadas.

Weller e Gao (1999) mostram que o aumento do volume de carga do moinho permite maior vazão de alimentação, mas não impacta o consumo específico de energia. Os autores sugerem que a partir de um número de pinos cobertos por carga o aumento da carga aumenta o volume efetivo de moagem sem diminuir a eficiência da moagem. Em moinhos de carga agitada horizontais, este efeito já é diferente. O aumento da carga nestes também aumenta a eficiência de moagem. Neste caso, como os discos são horizontais, a diminuição da carga diminui o contato discos / corpos moedores, ao contrário dos moinhos verticais.

Duffy (1994) destaca que o um maior enchimento de bolas aumenta o volume ativo de moagem, tornando maior a probabilidade de partículas serem capturadas e cominuídas, além de resultar em aumento da pressão na base da carga, o que também favorece a moagem.

2.5.5. Densidade da polpa

Gao; Holmes e Pease (2006) afirmam existir uma faixa de porcentagem de sólidos adequada para que se obtenham menores consumos específicos de energia. Para sulfetos, em geral, este valor varia entre 55 e 65% de sólidos. Segundo os autores, a porcentagem de sólidos também influencia a reologia da polpa, impactando a granulometria do produto, o tamanho dos corpos moedores e a velocidade de rotação. Os autores destacam também o grande impacto da porcentagem de sólidos na vazão volumétrica do moinho, o que pode reduzir significativamente a massa processada no moinho ou contribuir para a saída dos

corpos moedores nos moinhos verticais ou sobre o aumento da pressão na descarga dos moinhos horizontais, como pode ser observado na Tabela 2.19.

Tabela 2.19 – Porcentagem de sólidos em relação ao volume de polpa considerando um sólido com densidade de $3,6 \text{ t/m}^3$

Vazão de alimentação do moinho (t/h de sólidos)	Densidade de polpa (% em peso)	Vazão volumétrica de polpa (m^3/h)
50	30	131
50	40	89
50	50	64
50	60	47
50	70	35

Fonte: Gao; Holmes e Pease (2006)

Stief; Lawruk e Wilson (1984 e 1987) afirmam que as porcentagens de sólidos ótimas para operação são da ordem de 50 a 55% de sólidos para materiais com densidades de $2,7 \text{ t/m}^3$. Weller e Gao (1999) mostram resultados com melhores eficiências energéticas para os moinhos verticais e horizontais com maiores porcentagens de sólidos, da ordem de 64% para os moinhos verticais e 75% para os moinhos horizontais.

Duffi (1994) e Jankovic (2001) também obtiveram melhores eficiências com maiores densidades de sólidos, da ordem de 60 a 65% de sólidos. Ressalta-se que estes parâmetros podem variar de aplicação para aplicação, devendo ser avaliados caso a caso.

2.5.6. Vazão de alimentação

Weller e Gao (1999) mostram que a eficiência de moagem não varia com a vazão de alimentação para os moinhos verticais. Nos moinhos horizontais, a vazão de alimentação impacta a eficiência de moagem, já que esta influi diretamente na pressão na câmara de moagem. Nestes casos, deve-se tomar cuidado para não se atingir vazões muito altas, que tendam a empurrar a carga para a descarga do moinho, podendo causar desgaste excessivo neste local do equipamento.

2.5.7. Tipo de minério

Duffy (1994) apresenta resultados da diferença do tipo de minério sobre a relação de redução obtida em moinhos verticais. Diferenças significativas foram observadas. O autor destaca, no entanto, que as diferenças se devem possivelmente às diferenças de distribuição granulométrica da alimentação dos ensaios. Não foi localizado na literatura nenhum estudo comparativo de materiais com diferentes durezas e a sua resposta à cominuição em moinhos de carga agitada.

2.5.8. Efeito das diferentes variáveis em conjunto

Apesar de estarem disponíveis na literatura diversos trabalhos sobre os efeitos de diferentes variáveis sobre o processo de moagem em moinhos verticais, poucos pesquisadores avaliam o efeito das variáveis em conjunto. Jankovic (2001) afirma, no entanto, que é muito importante que as mesmas sejam avaliadas em conjunto. O autor sugere o uso do termo “intensidade de aplicação de energia”. A intensidade de aplicação de energia tem um componente determinado pelas forças centrífugas aplicadas pelo agitador (função do diâmetro dos corpos moedores, densidade dos corpos moedores e da polpa e da velocidade do agitador) e outro componente devido à pressão exercida pelos corpos moedores (função do diâmetro dos corpos moedores, densidade dos corpos moedores e da polpa, constante gravitacional e altura da carga). A Figura 2.32 ilustra a variação da intensidade de aplicação de energia para um moinho vertical.

Figura 2.32 - Tamanho do produto da moagem em função da intensidade de aplicação de energia

Fonte: Jankovic (2001). Adaptado pelo autor.

Jankovic; Valery Junior e La Rosa (2006) destacam em outro trabalho que a velocidade de agitação dos corpos moedores é muito importante, já que a medida em que o diâmetro das partículas a serem cominuídas diminui, os corpos moedores utilizados também devem possuir menores diâmetros, para que se mantenha a eficiência energética. Logo, é preciso aumentar a velocidade de agitação dos corpos moedores, de forma a se atingirem maiores densidades de energia. O autor não afirma, no entanto, qual a variável que possui maior impacto no processo de moagem. Duffy (1994) conclui que a principal variável que impacta a eficiência da moagem de moinhos verticais é o tamanho de bola, seguido da porcentagem de sólidos e depois do grau de enchimento do moinho.

2.6. MÉTODOS DE DETERMINAÇÃO DO CONSUMO ESPECÍFICO DE ENERGIA E DISTRIBUIÇÃO DO PRODUTO PARA MOAGEM E REMOAGEM

Um dos desafios que se colocam na área de moagem de minérios é o de estimar, com a melhor precisão possível, a energia gasta para se cominuir um minério, com uma distribuição granulométrica inicial, mais grosseira, até um produto

com uma distribuição granulométrica final, mais fina. Diversos autores buscaram estabelecer relações entre a energia aplicada aos moinhos e o tamanho dos produtos gerados. Importante destacar que essa energia se refere sempre à energia efetivamente aplicada ao moinho ou energia disponível para a moagem, descontadas as perdas no motor, da ordem de 10%, e da embreagem, engrenagens e perdas mecânicas do moinho, da ordem de 10 a 15%, conforme estimavas de Pryor (1965) para moinhos tubulares.

Em 1867, na Alemanha, Rittinger (CHAVES, 2009; FIGUEIRA; LUZ; ALMEIDA; 2010) afirmou que a energia consumida em um processo de moagem é proporcional à nova área superficial gerada. Esta relação pode ser representada pela eq. (3).

$$E = k_1 \times \left(\frac{1}{P} - \frac{1}{F} \right) \quad \text{ou} \quad E = k_1 \times (S_1 - S_0) \quad (3)$$

Definindo-se:

E = energia específica (kWh/t);

K_1 = fator de proporcionalidade ou fator característico do material;

S_1 = área do produto;

S_0 = área inicial;

P = tamanho do produto;

F = tamanho de alimentação.

Figueira, Luz e Almeida (2010) consideram que a equação de Rittinger é aplicável à fragmentação muito fina, como por exemplo, a moagem de clínquer de cimento. Donda (1998) e Rabelo et al. (2007) mostram resultados que ilustram a aplicação do modelo de Rittinger para moinhos da Samarco, com relações lineares entre o tempo de moagem e a área específica (Blaine). Mourão e Stegmiller (1990) e Mourão et. al (1992) também aplicam a equação de Rittinger para avaliar a moabilidade de finos de minério de ferro da Vale. Tanto Donda (1998) e Rabelo et al. (2007) como Mourão e Stegmiller (1990) e Mourão et al. (1992) calculam índices de

moabilidade a partir da inclinação da reta de um gráfico que relaciona a energia e a variação da área superficial do produto. Quanto maior o valor absoluto do índice, menor a resistência do minério à cominuição.

An e Tannant (2004) mostram a relação linear entre relação de redução e o consumo específico de energia do moinho. Apresentam também a variação linear entre área superficial e o consumo específico de energia, em acordo com a equação de Rittinger.

Larson et al. (2011) também mostram uma relação linear entre a área superficial e a energia, e afirmam que tal relação pode ser validada para todos moinhos que operam com predominância do mecanismo de atrição.

Em 1885, nos EUA, Kick (NAPIER-MUNN; WILLS, 2006) afirmou que a energia consumida em processos de moagem é proporcional à relação de redução obtida, conforme a eq. (4).

$$E = k_2 \times \log\left(\frac{F}{P}\right) \quad (4)$$

Definindo-se:

E = energia específica (kWh/t);

K_2 = fator característico do material;

P = tamanho do produto;

F = tamanho de alimentação.

Figueira; Luz e Almeida (2010) ressaltam que esta lei se aplica principalmente à cominuição de materiais grosseiros.

Em 1952, Bond (1952) propôs uma terceira equação, representada na eq. (5), que relaciona a energia consumida para a redução de tamanho de um material ao inverso da raiz quadrado do tamanho do produto.

$$E = k_3 \times \left(\frac{1}{\sqrt{P}} - \frac{1}{\sqrt{F}}\right) \quad (5)$$

Definindo-se:

E = energia específica (kWh/t);

K_3 = constante;

P = tamanho do produto;

F = tamanho de alimentação.

A equação de Bond se mostrou válida para uma grande faixa de tamanhos de moinhos e distribuições granulométricas, tendo em vista que foi derivada a partir da análise de diversos moinhos industriais, comparando os mesmos com dados de planta piloto e de laboratório (CHAVES, 2009). Bond (1985) ressalta que, em teoria, caso o minério ou a rocha a ser cominuído fossem homogêneos, o WI seria constante independentemente da malha de fechamento do ensaio. No entanto, como os minerais possuem diferentes tamanhos de grãos, falhas e outras características que impactam sua quebra e que variam com o tamanho das partículas, é importante que o ensaio seja conduzido na malha de fechamento próxima à desejada industrialmente.

O método de Bond para determinação do consumo específico de energia de moinhos tem por base as características do material a ser moído, avaliadas por meio do índice de moabilidade ou *work index* (WI). O WI é igual a $\frac{k_3}{10}$.

O WI representa a quantidade de energia necessária, em kW, para reduzir uma tonelada de material de tamanho teoricamente infinito até 80% passante em 100 μm .

Para a realização do ensaio existe uma norma brasileira, a MB-3253, que detalha os procedimentos experimentais (ASSOCIAÇÃO, 1990). Deve-se atentar ao moinho, que deve girar a uma rotação de 70 ± 3 rpm, ter um diâmetro de 305 ± 2 mm e o comprimento de 305 mm, revestimento liso e tampa de abertura no corpo. A norma não especifica qual o material do corpo do moinho, mas normalmente utiliza-se aço 1020 ou aço inox. A carga de bolas de aço, segundo a norma citada, deve ser distribuída conforme a Tabela 2.20.

Tabela 2.20 – Distribuição dos diâmetros das bolas da carga moedora para o ensaio de WI.

Número de bolas	Diâmetro (mm)
43	36,5
67	30,2
10	25,4
71	19,1
94	15,9

Fonte: Associação (1990)

O próprio Bond (1985) não aponta em sua norma o peso de cada conjunto de corpos moedores, citando apenas que o peso total deve ser de 20.125 g. O uso de esferas de rolamentos de aço-cromo não chega à massa sugerida com o número de corpos moedores especificados. Martins (1984) cita as seguintes massas para cada conjunto de corpos moedores, ilustradas na Tabela 2.21.

Tabela 2.21 – Distribuição dos diâmetros das bolas da carga moedora do ensaio de WI

Número de bolas	Diâmetro (mm)	Massa (g)
43	40	12.100
67	30	7.250
10	25	576
71	20	2.125
94	15	1.214

Fonte: Martins (1984)

O ensaio para determinação do WI consiste na realização de sucessivas etapas de moagem e peneiramento, simulando um circuito fechado de cominuição, até que se estabilize a carga circulante. O ensaio consome aproximadamente 10 kg de material britado abaixo de 3,35 mm.

A Tabela 2.22 apresenta a classificação dos valores de WI.

Tabela 2.22 – Classificação dos valores de *work index*

Valor de WI (kWh/t)	Classificação (resistência à moagem)
7-9	Baixa
9-14	Média
14-20	Alta
>20	Muito alta

Fonte: Napier-Munn et al. (1999)

Além de ser empregado para estimar a energia necessária à moagem, o WI é também um índice que permite a comparação de diferentes minérios, conforme

mostra a Tabela 2.22. Além disso, pode ser empregado, segundo Rowland Junior e Kjos (1978), como indicador da eficiência energética da operação industrial de moagem com base no WI operacional. Este último é obtido mediante a utilização da equação de Bond, tendo como valores de entrada os valores de d_{80} de alimentação e produto do circuito, da vazão de alimentação e da potência aplicada ao moinho, ou seja, a potência do motor descontadas as perdas na linha de alimentação elétrica, no motor e, eventualmente, no redutor. Tendo calculado o WI operacional, deve-se proceder à correção dos mesmos utilizando os fatores citados pelos autores.

Divide-se então o WI_{op} calculado pelos fatores aplicáveis e se obtém assim o WI_{op} corrigido. Rowland Junior (1998) ressalta que os fatores devem ser aplicados ou ao WI_{op} ou ao WI de laboratório, de modo a deixar os mesmos na mesma base de comparação. A eficiência do processo é, então, calculada por meio da relação WI_{op} corrigido/WI, ou seja, a razão entre o índice operacional corrigido e o índice encontrado em ensaios de laboratório (BOND, 1985; ROWLAND JUNIOR, 1998). Logo, se o valor de eficiência calculado for menor que 1, o circuito está operando de forma eficiente. Se o valor calculado for maior do que 1, o circuito não está operando de forma eficiente.

Musa e Robinson (2009) calculam a eficiência também dividindo-se o WI_{op} pelo WI. Os autores citam a limitação desta forma de cálculo de eficiência, já que esta leva em conta apenas o P_{80} e F_{80} , considerando que as curvas de distribuição granulométricas são paralelas em escala log-log. O cálculo do WI_{op} também não leva em conta outros gastos de energia do moinho, como o gasto com corpos moedores e revestimentos, além do transporte e classificação da polpa. Os autores apresentam outros métodos para o cálculo da eficiência de circuitos de moagem, incluindo o uso da área específica gerada e o uso de índices que levem em conta os gastos de energia com corpos moedores, revestimentos, transporte e classificação da polpa.

Pereira e Donda (1984) ilustram o cálculo do WI operacional para o circuito da Caraíba. O autor corrige o WI operacional dividindo o mesmo pelo EF_1 (diâmetro do moinho), EF_2 (alimentação grosseira). Os autores utilizam a mesma nomenclatura apresentada por Rowland Junior (1976) para o cálculo da eficiência de moagem, que separa o conceito de fator de eficiência e eficiência de moagem, conforme ilustrado nas eq. (6) e eq. (7):

$$\text{Fator de eficiência} = \frac{WI \text{ operacional corrigido}}{WI} \quad (6)$$

$$\text{Eficiência de moagem} = \frac{WI}{WI \text{ operacional corrigido}} \quad (7)$$

Como citado acima, a equação de Bond foi a que mostrou maior aplicação prática, podendo ser utilizada para calcular a eficiência dos circuitos de moagem, dimensionar circuitos e para determinar a resistência de moagem de diferentes minérios. Apesar da equação de Bond ser a mais aplicada no setor mineral, Charles (1957), demonstra que todas equações têm a mesma origem, variando o expoente, conforme a eq. (8).

$$dE = -C * \frac{dx}{x^n} \quad (8)$$

Onde, para $n = 2$, deriva-se a equação de Rittinger, para $n = 1$, deriva-se a equação de kick e para $n = 1,5$, deriva-se a equação de Bond. O autor propõe ainda que na prática o valor do expoente pode variar de material para material e do tipo de equipamento utilizado para a cominuição.

Hukki (1961) ilustra a variação de energia estimada por cada uma das três teorias, para iguais trabalhos de moagem, conforme Tabela 2.23.

Tabela 2.23 - Ilustração das etapas de cominuição com a energia consumida neste estágios usando as equações de Rittinger, Bond e Kick

	Estágio	F (μm)	P (μm)	E kick (kWh/t)	E bond (kWh/t)	E rittinger (kWh/t)
Faixa comum da cominuição industrial	Desmonte por explosivos	10.000.000	1.000.000	2,5	0,07	0,0009
	Britagem primária	1.000.000	100.000	2,5	0,22	0,009
	Britagem secundária	100.000	10.000	2,5	0,69	0,09
	Moagem grosseira	10.000	1.000	2,5	2,18	0,9
	Moagem fina	1.000	100	2,5	6,89	9
	Moagem muito fina	100	10	2,5	21,80	90
	Moagem super fina	10	1	2,5	68,92	900

Fonte: Hukki (1961). Adaptado pelo autor.

Na prática, o que a Tabela 2.23 ilustra é que as três teorias fazem uma relação linear entre o tamanho do produto da moagem e a energia gasta para tal

trabalho, variando apenas entre as diferentes teorias a inclinação desta reta, como o próprio Hukki demonstrou na Figura 2.33.

Figura 2.33 – Relação entre a energia fornecida e o produto da cominuição

Fonte: Hukki (1975). Adaptado pelo autor.

Jimenez (1981) ilustra a aplicação da equação de Charles para moinhos de carga agitada, calculando o expoente n para a amostra estudada pelo autor. O autor obteve uma correlação de 95% considerando um n de 1,79. O autor afirma que o expoente n varia conforme o material estudado.

Morrell (2004) propõe uma nova relação, ilustrada na eq. (9), similar a derivada por Charles (1957), cujo expoente varia com o tamanho da partícula, e que, segundo o autor, não necessitaria de correções para os diferentes trabalhos de moagem, como no caso da equação de Bond.

$$W = M_i K (x_2^{f(x_2)} - x_1^{f(x_1)}) \quad (9)$$

Definindo-se:

W = consumo específico de energia (kWh/t);

K = constante para balancear as unidades da equação;

M_i = índice relacionado as características de quebra do minério (kWh/t);

X_2 = tamanho no qual passa 80% do produto

X_1 = tamanho no qual passa 80% da alimentação.

2.6.1. Métodos simplificados de estimação do consumo específico de energia - WI

Apesar de ser um índice muito prático e utilizado, Figueira; Pretti e Valle (1985) afirmam que o método de Bond para determinação do WI consome um tempo relativamente longo para ser realizado. O método também consome uma massa relativamente grande de material. Diversos autores buscaram desenvolver ensaios simplificados para a medição do WI de minérios, dentre os quais podemos citar Berry e Bruce (1966), Horst e Bassarear (1975), Yap, Sepulveda e Jaregui (1982), Magdalinovic (1989) e Chakrabarti (2000). Assim como no método de Bond, tais ensaios buscam relacionar a energia necessária para um trabalho de moagem em relação ao tamanho do produto gerado. A maior parte dos mesmos consome uma menor quantidade de material e não considera a realização de ensaios de cominuição em circuito fechado, o que pode facilitar e viabilizar a sua aplicação para ensaios de remoagem. A seguir, serão descritos alguns desses métodos.

2.6.1.1. Ensaio de Niitti

Niitti (1970) propõe a realização de ensaios de batelada em um moinho de 268 x 268 mm dotado de um medidor de torque. Com isso, pode-se moer o minério em diferentes tempos de moagem, relacionando-se a energia gasta e o produto gerado. O autor sugere que se realize o ensaio a seco ou úmido, conforme o ensaio industrial, que se usem as mesmas granulometrias de alimentação e produto desejadas industrialmente. O autor recomenda ainda que o enchimento de minério seja o suficiente para preencher os interstícios dos corpos moedores. É importante destacar que o autor observou variações de energia consumida pelo moinho ao longo do ensaio, possivelmente devido à variação do coeficiente de atrição, conforme o produto fica mais fino.

2.6.1.2. Ensaio de Jauregui

Jauregui (1982) propõe a realização de um ensaio em moinho de bancada em circuito aberto, utilizando um moinho que tenha sido previamente calibrado com diversos minérios em comparação ao moinho de WI. O autor assume que se a mesma distribuição granulométrica de alimentação for usada para diferentes minérios submetidos a uma mesma energia de moagem, um valor de resistência do minério relativa à moagem pode ser determinada em função das diferentes distribuições granulométricas obtidas para o produto. O ensaio é realizado com uma amostra de 1 kg, britada abaixo de 1,68 mm e sem a fração abaixo de 0,150 mm, cominuída em um moinho de 21 x 25,1 cm, com corpos moedores entre 3,81 e 2,22 cm, com 92 rpm e 50% de sólidos por 10 minutos. O produto de cada ensaio de moagem é peneirado a úmido. Caso se utilizem as mesmas condições de moagem fornecidas pelo autor, pode-se usar a constante de calibração determinada pelo autor, de 0,5031. Deste modo, o WI da amostra estudada é calculado a partir da eq. (10).

$$WI = K * \left(\frac{1}{\sqrt{P}} - \frac{1}{\sqrt{F}} \right) \quad (10)$$

Os termos da eq. (10) são iguais ao da eq. (5), proposta por Bond (1985). O autor apresenta um erro de aproximadamente 5% entre os valores medidos pelo WI e pelo método simplificado.

2.6.1.3. Ensaio de Martins

Martins (1984) usa o método de Berry e Bruce, que determina o WI de um minério desconhecido a partir do WI de um minério conhecido, com distribuição granulométrica de alimentação e peso específico semelhantes. Para tal, basta moer ambos minérios sob mesmas condições. Em seguida, sabendo-se o WI do primeiro,

determina-se o WI do segundo pela eq. (11).

$$E_1 = E_2 \quad (11)$$

Definindo-se:

$$- E_1 = \frac{10WI_1}{\sqrt{P_1}} - \frac{10WI_1}{\sqrt{F_1}}, \quad (12)$$

$$- E_2 = \frac{10WI_2}{\sqrt{P_2}} - \frac{10WI_2}{\sqrt{F_2}}. \quad (13)$$

O autor propõe ainda um método comparativo de remoagem, no qual o material a ser remoído será comparado com o próprio minério de origem. Sabendo-se o WI de um minério de referência, moe-se o minério de referência e o de teste sob mesmas condições. Em seguida, avalia-se o tempo de moagem para se atingir o tamanho desejado do minério de teste e determina-se o tamanho do minério de referência após este tempo. Usando-se a mesma forma acima, chega-se ao WI do minério de teste, a partir do material de referência.

2.6.1.4. Ensaio de Donda

Donda (2003) afirma que a ensaio de Bond não permite a determinação do consumo específico de energia em função da área específica, destacando ainda que os ensaios de WI na granulometria de remoagem são muito trabalhosos, tendo em vista o tempo requerido para o peneiramento, a seco, do produto de cada ciclo de moagem na malha de ensaio selecionada. O ensaio em moinho de torque pode reduzir este tempo de ensaio, mas o uso do moinho de torque necessita de correções, segundo o autor.

Donda (2003) utiliza a equação proposta por Rowland Junior (1986) para calcular a potência requerida pelo moinho e, conseqüentemente, o consumo específico de energia em moinho industriais e em moinhos de laboratório. No caso de moinhos de laboratório, essa equação é utilizada para a determinação da curva de potência em relação à área específica ou à granulometria produzida.

Para moinhos maiores que 2,44 m, a eq. (14) ilustra a proposta de Rowland Junior (1986).

$$kWb = 4,879 * D^{0,3} * (3,2 - 3V_p) * C_s * \left(1 - \frac{0,1}{2^{(9-10C_s)}}\right) + S_s \quad (14)$$

Definindo-se:

kWb = kilowatts por tonelada de bolas, no eixo pinhão;

D = diâmetro do moinho, em metros, interno ao revestimento;

V_p = fração do volume interno do moinho ocupada pelas bolas (volume aparente de bolas);

C_s = fração da velocidade crítica;

S_s = fator de tamanho dos corpos moedores, aplicado a moinhos com diâmetro interno maiores que 3,0 m.

Para moinhos menores que 2,44 m, a potência pode ser estimada como ilustrado na eq. (15).

$$kWb = 6,3 * D^{0,3} * \sin\left(51 - 22\left(\frac{2,44 - D}{2,44}\right)\right) * (3,2 - 3V_p) * C_s * \left(1 - \frac{0,1}{2^{(9-10C_s)}}\right) \quad (15)$$

As variáveis da eq. (15) são as mesmas descritas para a eq. (14). Deve-se destacar que a literatura não cita qual o tamanho mínimo de moinho para o qual tal equação pode ser utilizada. Nos moinhos de menor diâmetro, a equação proposta inclui um redutor de potência, devido ao fato do menor ângulo de elevação dos corpos moedores.

Donda (2003) utilizou um ensaio em moinho de jarro, com a potência consumida estimada pela fórmula de Rowland, para estimar em laboratório o consumo da moagem secundária ou remoagem. Em uma primeira etapa, os valores

foram correlacionáveis, porém com um fator de correção. Em uma segunda etapa, após otimizações do circuito industrial, o método se mostrou muito acurado. Foi realizada ainda uma validação do método, variando os seguintes parâmetros nos ensaios de laboratório: diâmetro do moinho, porcentagem de enchimento, velocidade crítica, porcentagem de sólidos, relação volume da polpa / volume de vazios da carga de corpos moedores, distribuição granulométrica da carga de corpos moedores, forma do corpo moedor, tipo e material de revestimento do moinho. O autor propôs fixar a distribuição granulométrica dos corpos moedores, forma do corpo moedor, tipo e material do revestimento e o procedimento experimental, tendo em vista que se relacionam com a padronização do ensaio. Após esta validação, determinou as melhores condições de operação do ensaio desenvolvido. Tal ensaio foi realizado em um moinho com dimensões internas de 10 x 10" (0,254 x 0,254 m), em um moinho sem revestimento, operando a 65% da velocidade crítica (54,6 rpm), sendo o moinho carregado com uma carga de 2,440 kg de minério e 1.167 mL de água, o que resultou em uma porcentagem de sólidos de 67,64%. A carga de bolas incluiu corpos moedores de 15, 20, 25 e 30 mm, com a distribuição ilustrada na Tabela 2.24.

Tabela 2.24 – Distribuição granulométrica da carga de bolas do ensaio padrão de remoagem do ensaio desenvolvido por Donda

Diâmetro (mm)	30	25	20	15
%	29	38	21	12
Peso (kg)	5,220	6,840	3,780	2,160

Fonte: Donda (2003)

Ainda segundo Donda (2003), o método desenvolvido apresenta resultados com uma variação de no máximo 10% em relação aos resultados obtidos industrialmente. A Tabela 2.25 ilustra os limites de aplicação do método proposto por Donda (2003).

Tabela 2.25 – Distribuição granulométrica da carga de bolas do ensaio padrão de remoagem desenvolvido por Donda

Tipo de moinho	Descarga por <i>overflow</i>
Tipo de corpo moedor	Bolas de aço ou ferro fundido
Tipo de circuito	Fechado com hidrociclones, direto ou reverso
Ponto de tomada da amostra para realização dos ensaios	Alimentação nova do circuito
Faixa de aplicação	Moinhos de 2,44 a 5,49 m de diâmetro
Tamanho máximo da partícula na alimentação do ensaio	2 mm
Determinação da área superficial	Em permeâmetros de Blaine
Material	Concentrados de minério de ferro do Quadrilátero Ferrífero

Fonte: Donda (2003)

2.6.1.5. Ensaio de Levin

Levin (1989) cita que operações de remoagem podem ser dimensionadas com base em ensaios de jarro calibrados com dados industriais. Na ausência de dados industriais, o autor apresenta um método derivado do ensaio de Bond, que considera um valor médio de kWh/rev para o cálculo da energia utilizada na moagem. O autor usa o valor de 198×10^{-7} kWh/ver, determinado a partir de aproximadamente 200 ensaios de WI realizados. A partir deste valor, basta moer uma certa massa de material até a granulometria desejada, calculando assim o valor de kWh correspondente. Os ensaios consomem aproximadamente 1,5 kg para cada granulometria, sendo o número de ensaios variado conforme a granulometria desejada (mais fina ou grossa). A malha de fechamento é de 75 μm e é utilizado o mesmo moinho proposto por Bond (1985), com mesma velocidade e carga de bolas.

2.6.1.6. Ensaio de Magdalinovic

Magdalinovic (2012) apresenta um método para cálculo do WI de amostras mais finas que o padrão de Bond. O método se baseia na realização de um ensaio padrão de Bond com a posterior correção dos parâmetros F, P e G e cálculo de um WI ajustado para o tamanho padrão de alimentação.

2.6.1.7. Ensaio *Hardgrove*

Mucsi (2008) apresenta o ensaio *Hardgrove*, descrito em detalhes em Australian (2008) como alternativo ao método de Bond para a determinação de consumo energético para materiais finos. Por esse método, apenas 100 g de material seriam consumidos por ensaio. Em um trabalho mais recente, Mucsi e Csoke (2010) mostram a validação do ensaio *Hardgrove* tradicional com um novo aparato desenvolvido, que inclui um medidor de torque. Os autores ilustram também a relação de valores medidos no *Hardgrove* com o medidor de torque (chamado de Universal *Hardgrove*) e um moinho de carga agitada em escala laboratorial. Os autores afirmam que em ambos os casos predomina o mecanismo de *atrição*. A Figura 2.34 ilustra os resultados obtidos pelo autor.

Figura 2.34 - Relação entre os resultados do *Hardgrove*, Moinho de carga agitada e ensaio de Bond para alumina

2.6.1.8. Ensaios laboratoriais com moinhos verticais

A literatura apresenta poucas informações de ensaios laboratoriais em moinho verticais que simulem os moinhos verticais. Yan; Dunne e Freeman (1995) desenvolveram um moinho vertical de laboratório de 1,7 L com rosca com velocidade de 120 a 400 rpm que apresentou boa correlação com o moinho

industrial de 150 kW de *New Celebration Gold Mine*.

2.6.2. Uso da abordagem energética para dimensionamento de moinhos verticais

Apesar de muito utilizada para a etapa de moagem convencional, a aplicação do ensaio proposto por Bond, baseada no WI, também chamada de abordagem energética para dimensionamento de circuitos de moagem, requer cuidados. Mosher e Bigg (2002) recomendam, quando possível, a utilização de plantas piloto, tendo em vista que os fatores de Bond são apenas aproximações e em geral não são aproximações acuradas para predição de energia necessária à moagem. Sepulveda e Gutierrez (1986) apresentam as seguintes limitações para a utilização do método de Bond:

- O método considera um peneiramento com alta eficiência, o que não se observa industrialmente;
- Considera que o moinho opera em modo pistão ou *plug-flow*, enquanto industrialmente as observações mostram que os moinhos operam em um ponto intermediário entre pistão e misturador perfeito;
- Considera que todos materiais se quebram de maneira uniforme e que o produto, representado por meio da curva de *Rosin-Rammler*, apresenta uma inclinação de 0,5;
- Utiliza apenas três fatores para dimensionar o moinho: WI, F_{80} e P_{80} . Por isso, são necessários os fatores de correção, determinados por Bond e por Rowland (ROWLAND JUNIOR, 1986).

Já no caso da remoagem, a utilização do WI para dimensionamento dos moinhos não se mostra muito precisa. Barratt e Sherman (2002) e Rowland Junior (2002) recomendam cuidado ao se usar o ensaio de Bond para estimar a energia da remoagem, tendo em vista que o ensaio é ideal apenas para relações de redução maiores que 6:1. Operações com valores maiores que este devem utilizar o fator de correção EF7, proposto por Rowland Junior (2002). Bond (1985) recomenda ainda a aplicação de fatores de correção para moagens entre 70 e 15 μm . Rowland Junior

(1986a e 2002) apresenta exemplos de circuitos de remoagem dimensionados a partir de valores de WI, com a aplicação dos fatores de correção sugeridos por este autor. O autor apresenta dados do WI calculado para 44 μm , mas não detalha de como o ensaio foi realizado nem qual a malha de fechamento utilizada para o ensaio.

Para aplicações de remoagem, Barrat e Sherman (2002) recomendam ensaios especiais e interpolações, além de ensaios em planta piloto. Em alguns casos, os autores citam que moinhos de jarros são usados para determinação da curva de tempo de moagem em relação à área específica ou granulometria produzida. Esses ensaios podem ser calibrados com minérios conhecidos e os consumos específicos de energia podem ser determinados.

Sanchez; Matsushida e Pons (198?, p. 83) afirmam, em relação ao dimensionamento de moinho para a indústria de cimento, que:

Nenhuma das teorias de moagem descreve os cálculos adequados para realizar certos trabalhos de moagem. O procedimento normal para o cálculo de moinhos é levado a cabo em testes de moagem e os resultados são aplicados a fórmulas empíricas, baseados na experiência de moinhos em operação.

Os autores ilustram em detalhes o dimensionamento de moinhos para a indústria cimenteira, sugerindo o uso do método de Bond seguido de correções fornecidas pelos fabricantes de equipamentos, como a FLSmith.

Lichter e Davey (2002 e 2006) ressaltam que, para o dimensionamento de moinhos de carga agitada por impelidores, normalmente são utilizados ensaios desenvolvidos pelos fornecedores ou que utilizem moinhos em pequena escala dos equipamentos em estudo. Os autores criticam o uso do fator EF_5 de Bond (aplicado ao dimensionamento de moinhos de bolas com produto 80% menor que 75 μm), já que os moinhos de carga agitada são muito mais eficientes em moagens finas. Afirmam que não é possível determinar o WI para aplicações de remoagem devido à granulometria de alimentação não atender às especificações do ensaio. Os autores afirmam que, devido à granulometria fina das alimentações dos moinhos de remoagem, com pouca massa podem ser executados ensaios laboratoriais representativos que correlacionam a granulometria com o consumo de energia. Os autores citam que massas de 100 g seriam suficientes para tais ensaios, mas não citam o nome ou os procedimentos do possível ensaio.

Mosher e Bigg (2002) afirmam que nas frações mais grosseiras da remoagem em moinhos de carga agitada por impelidores, a estimativa para o dimensionamento é feita com base em fatores aplicados à energia necessária para o trabalho em moinhos tubulares de bolas. Ocasionalmente, os fabricantes usam ensaios próprios para o dimensionamento e para as plantas piloto. Esses resultados, em conjunto com dados industriais, servem como base para o dimensionamento dos circuitos.

Mining (2011) destaca que a área de remoagem, apesar de sua importância para a determinação do teor de concentrado e da recuperação, ainda é pouco estudada em termos de dimensionamento dos circuitos e de operação. O órgão destaca que revisões bibliográficas mostram que os circuitos de remoagem são muitas vezes menos eficientes que os valores estimados em projeto. Destaca ainda que, apesar de ser usado, o WI de Bond pode não ser acurado. O órgão sugere que o ideal é que se verifique para a realização de ensaios laboratoriais para remoagem: quanto material é usado nos ensaios contínuos (sugere três vezes o volume da câmara de moagem), a distribuição da carga de bolas, como a energia é medida, as características operacionais (velocidade, porcentagem de sólidos, carga de bolas, etc).

Apesar de não ficar claro na literatura, alguns fabricantes utilizam ensaios de jarro em circuito aberto para determinar os consumos energéticos para remoagem, principalmente no caso de moinhos verticais. Bond (1985) ressalta que os primeiros ensaios de moagem eram realizados em circuito aberto, em moinho de bancada de tamanho padrão, com uma velocidade controlada e carga de bolas. Após certo tempo de operação do moinho, o produto era peneirado e avaliada a distribuição granulométrica do mesmo. A determinação de características destes ensaios eram então comparadas com os dados industriais. Bond (1985) destaca que os fornecedores mantêm os detalhes destes procedimentos secretos, sem revelar quais fatores os mesmos aplicam e qual a acurácia de suas recomendações. O autor destaca ainda que em muitos casos tais ensaios podem ser realizados a seco, sem prejuízos em relação à moagem a úmido. O autor destaca, no entanto, que tais ensaios podem apresentar resultados não acurados devido à presença de materiais macios e mais competentes na mesma rocha. Logo, tais materiais competentes podem se acumular nas frações grosseiras, gerando estimativas incorretas de consumo de energia.

Shelton (1985) discute três métodos de dimensionamento de circuitos de remoagem. Este mesmo autor ressalta que um dos desafios no dimensionamento de circuitos de remoagem é a natureza da aplicação, já que a quantidade e o tamanho da alimentação que alimenta esses circuitos pode variar bastante em função de variações na lavra e nos processos anteriores. Ao se dimensionar um circuito de remoagem, o autor reforça que é importante que este suporte variações do teor de mineral da alimentação, mineralogia e granulometria. É destacado ainda que variações nas características do minério (teor, resistência, etc.) podem causar variações muito grandes na alimentação do circuito de remoagem, exigindo desta forma bom senso de quem dimensiona o circuito em relação às possíveis variações que se pode observar. Em relação ao dimensionamento, Shelton (1985) afirma que, para circuitos primários, a prática é o cálculo da energia industrial a partir de ensaios piloto, na maior escala possível. Na ausência de dados piloto, o ensaio de Bond costuma apresentar bons resultados. No entanto, a mesma abordagem não pode ser usada nos circuitos de remoagem. Os ensaios piloto geralmente utilizam moinhos de remoagem superdimensionados. Outro problema é que normalmente não existe amostra do material que irá alimentar a remoagem disponível para a realização de ensaios laboratoriais. O mesmo autor cita três técnicas para a determinação da energia necessária de moinhos para aplicações de remoagem:

- Uso de WI: o autor critica o uso do WI tendo em vista que o teor de alimentação dos circuitos de remoagem é muito diferente do material que alimenta a usina. Outro problema são as aplicações com relações de reduções muito baixas, abaixo de 1,35:1, que tendem a apresentar WI operacionais muito altos;
- Métodos envolvendo ensaios empíricos para a determinação da potência: quando se dispõe de massa suficiente e sabe-se a granulometria desejada da remoagem, é possível determinar a energia necessária em um processo de moagem de forma empírica. Em laboratório, é medido o tempo para se moer o material em estudo até que se obtenha o tamanho final desejado. Esse tempo é comparado com o tempo necessário para se moer um minério conhecido até a mesma granulometria. Trata-se de método semelhante ao apresentado por Berry e Bruce (1966). Um dos pontos de atenção para a aplicação deste método, segundo Shelton (1985), é a confiabilidade dos dados de análise granulométrica, que podem ser pouco confiáveis em aplicações de remoagem;

- Métodos baseados em fatores obtidos a partir de históricos de consumo de potência industrial: é uma prática comum na indústria a estimativa do consumo energético da remoagem, baseada em dados históricos. Esses métodos são utilizados para se obter uma estimativa inicial do consumo de energia e para se confirmar a potência requerida calculada por outros métodos. Alguns fornecedores utilizam o valor de 25 a 33 kWh/t de material abaixo de 45 μ m produzido. Outro método é baseado na experiência industrial que mostra que o consumo de energia da remoagem costuma ser de 2,5 a 12% do requerido na moagem primária. Uma média normalmente utilizada é de 10%. Esses métodos são, na melhor das hipóteses, apenas guias, já que não levam em conta a peculiaridade de cada material a ser remoído.

Shelton (1985) apresenta alguns dados industriais de WI operacionais. A partir desses dados, o autor conclui que:

- Os WI operacionais variam muito entre diferentes aplicações;
- Para os casos estudados, o WI aumenta muito conforme se diminui a relação de redução;
- O WI operacional não pode ser aplicado indiscriminadamente a qualquer operação industrial, tendo em vista a necessidade de se estabelecer fatores de correção adequados a cada operação;
- Quanto menor a relação de redução, menos confiável é o valor do WI operacional;
- Os dados industriais mostram possivelmente problemas de peneiramento, com distribuições granulométricas de alimentação e produtos muito próximas.

Por fim, o autor coloca em dúvida a obtenção de um WI operacional para aplicações de remoagem, possivelmente devido ao fato de que essas aplicações frequentemente quebram as partículas minerais abaixo do tamanho do respectivo grão.

A Figura 2.35 ilustra os dados de WI operacionais avaliados pelo autor.

Figura 2.35 - Relação entre o WI operacional e a relação de redução na remoagem de minérios de chumbo, zinco e cobre

Fonte: Shelton (1985). Adaptado pelo autor.

O autor também apresenta no trabalho citado todos os dados utilizados para a confecção da Figura 2.35. Por fim, o autor afirma que apesar dos dados apresentados serem de moinhos tubulares de bolas, alguns aspectos podem ser aplicados a moinhos verticais de carga agitada por impelidor.

Duffy (1994) afirma que, na moagem fina e ultrafina, o consumo de energia é normalmente utilizado como o principal critério para o dimensionamento por ser um método simples e não levar em conta o transporte e os mecanismos de quebra existentes dentro do moinho. A principal equação utilizada é a de Charles, apresentada anteriormente neste trabalho.

Larson et al. (2011) afirmam que apesar do aumento do número de instalações que necessitam de remoagens, não existe um ensaio padrão na indústria para o escalonamento dos mesmos. O ensaio de Bond e outros métodos desenvolvidos para moagens grosseiras não são aplicados a materiais abaixo de 70 μm . O uso destes ensaios pode, segundo os autores, subestimar a energia

requerida. Alguns ensaios desenvolvidos a partir do ensaio de Bond, como o ensaio de Levin são mais acurados, mas requerem longo tempo de execução. Em função disso, o dimensionamento dos diferentes moinhos de remoagem tem sido feitos a partir de estimativas e ensaios desenvolvidos pelos próprios fornecedores. Os autores apresentam os métodos de dimensionamento do *Isamill*[®], do *Stirred Media Detritor*[®] e do *Tower Mill*[®]. Larson et al. (2011) destacam que apesar do dimensionamento de SMD e *Isamills*[®] serem aparentemente bem validados em laboratório, tomando-se o devido cuidado para não usar moinhos com volumes muito pequenos (JANKOVIC, 2005), a própria Metso, principal fabricante do *Vertimill*[®], não apresenta o seu procedimento de dimensionamento.

Larson et al. (2011) ressaltam também a importância de se avaliar o índice P_{98}/P_{80} no momento do dimensionamento, já que uma pequena quantidade de material grosseiro pode impactar significativamente os processos a jusante.

A seguir, são apresentados os métodos utilizados pelos principais fabricantes de moinhos para o dimensionamento de circuitos de remoagem.

Metso/Vertimill[®]: a Metso, fabricante do *Vertimill*[®], utiliza um ensaio de jarro padronizado para a estimativa do consumo energético dos moinhos verticais, além de usar o WI de Bond (METSO, 2012). A fim de complementar os resultados obtidos com o moinho de jarro, ensaios pilotos em um moinho vertical podem ser realizados. O procedimento para realização de tais ensaios, no entanto, não é divulgado na literatura.

A informação disponível na literatura mostra que são seguidos os seguintes passos (METSO, 2010).

- 1) Determinação do WI de Bond (não esclarece se é com a alimentação nova ou com o produto que irá alimentar o circuito ou moinho);
 - a. Utiliza os fatores EF_4 para alimentação com tamanho excessivo, e o EF_5 , para moagens abaixo de $74\ \mu\text{m}$.
 - b. Se necessário, F_{80} e vazão são ajustados para alimentação escalpada
- 2) Realização de ensaio de jarro – procedimento não informado, descrevendo apenas que o moinho possui um revestimento liso de aço, que necessita pouca amostra, que o ensaio é reprodutível, que a análise granulométrica é feita por peneiramento ou difração a laser e que são usados fatores de

correção baseados na experiência industrial.

- 3) Realização de ensaio piloto em unidade de 3 kW – opera em circuito fechado com ciclones ou peneira Derrick. Recomendada para aplicações pouco estudadas. Utiliza 2 – 4 ton de material e permite a geração de massa para circuitos a jusante. A Figura 2.36 ilustra a planta piloto utilizada.

Figura 2.36 - Ilustração da planta piloto do moinho vertical de 3kW da Metso

Fonte: Metso (2013)

Jankovic e Valery Junior (2004) apresentam o método utilizado pela Metso para simular e dimensionar um moinho vertical na Austrália. Os autores realizam ensaios em um moinho de bolas laboratorial de 0,2 m x 0,26 m, operando a 75% rpm, com 11 kg de bolas, 1.000 g de minério e 400 g de água, três cargas de bolas, variando a quantidade de bolas com tamanhos de 25, 18 e 11 mm, avaliando o material que representa o *underflow* do circuito ou a alimentação nova do moinho

vertical.

- **Kubota/Tower Mill®** (LARSON et al., 2011): utilizam moinho com volume interno de 8 litros (0,4 kW) e 120 litros (15 kW). Segundo os autores, pouco material é usado e a recirculação é direta, ou seja, o produto da moagem retorna diretamente à alimentação nova do moinho, sem classificação. Em função disso, aparentemente ocorre um sub-dimensionamento utilizando-se o referido método. Os autores apresentam dados comparativos de projeto e consumo industrial indicando um erro aproximado de 48 a 84% de energia a mais nas operações industriais em relação ao estimado, como ilustrado na Figura 2.37.

Figura 2.37 - Sumário dos WI operacionais de moinhos verticais

Fonte: Pease (2010). Adaptado pelo autor.

- **Metso/Stirred Media Detritor®** (LARSON et al., 2011): utiliza um moinho piloto de 0,55 kW. Segundo os autores, um erro de 20% foi observado em um dimensionamento, possivelmente devido mais à medição da potência no moinho piloto pelo torquímetro do que por medidas diretas. Os autores compararam o *Stirred Media Detritor®* industrial com o *Isamill®* piloto e os resultados foram muito próximos, já que apesar de um moinho ser vertical e o outro horizontal, ambos operam com

velocidades similares. A Metso (2013), fornecedora do equipamento, informa que dispõe também de um ensaio laboratorial para a realização do dimensionamento, porém sem especificar o procedimento adotado. Este ensaio requer aproximadamente 1 kg de amostra.

- **Isamill®** (LARSON et al., 2011): é utilizado um moinho piloto com volume de 4 litros e potência 4 kW, operado de forma que o produto de um ensaio passe novamente pela câmara de moagem, em vários ciclos, até que se chegue à granulometria desejada, obtendo-se assim o chamado *signature plot*, correlacionando várias energias a diferentes tamanhos de produtos. O moinho opera com corpos moedores do mesmo tamanho utilizado industrialmente (normalmente entre 1 e 3 mm), agitados a 1500 rpm. A configuração interna do moinho (discos, velocidades, tamanho e tipo dos corpos moedores, enchimento e sistema de classificação da descarga), assim como a porcentagem de sólidos e o tamanho de alimentação são muito similares aos utilizados nos moinhos industriais. Tendo em vista que os corpos moedores são pequenos em relação ao moinho utilizado, o efeito gerado pela parede é pequeno, de forma que a energia obtida neste ensaio pode ser relacionada com a industrial utilizando-se um fator de 1:1, como ilustrado na Figura 2.38.

Figura 2.38 - Comparação dos dados industriais (equipamento de 3000 L) e de laboratório (equipamento de 4 L) do *Isamill®*

Fonte: Larson et al. (2011)

Além dos pontos citados acima, dois fatores são importantes para garantir a confiabilidade dos resultados laboratoriais do ensaio com o *Isamill*[®]. Como o moinho de laboratório opera em estado estacionário, é possível avaliar se ocorreu acúmulo de material grosseiro na câmara de moagem. Além disso, a potência consumida é medida diretamente no eixo do moinho, de modo similar aos moinhos industriais. Esse procedimento pode ser realizado, segundo Larson et al. (2011), com aproximadamente 15 kg de material.

Larson et al. (2012), calculam o erro observado no ensaio de dimensionamento do *Isamill*[®], de aproximadamente 5%. Recomendam também o uso de uma massa 3 – 4 vezes o volume de vazios do moinho, para garantir que o equipamento entre em equilíbrio.

2.7. MODELOS MATEMÁTICOS PARA MOINHOS VERTICAIS DE CARGA AGITADA POR IMPELIDORES

Napier-Munn (1999) destaca que, ao se tratar modelagem e simulação de circuitos de cominuição, é importante que se diferencie a simulação para fins de otimização (através da predição do regime estacionário, que implica na determinação de vazões mássicas, concentrações de sólidos e distribuições granulométricas em função das características do material, do equipamento e de condições operacionais) das simulações dinâmicas, que são usadas para avaliar como a usina se comporta ao longo do tempo.

O autor destaca que um modelo tem que descrever dois elementos do problema:

- As propriedades de quebra da rocha: a quebra que ocorre em função da aplicação de certa quantidade de energia;
- As características do equipamento de cominuição: a quantidade e a natureza de energia aplicada, e o transporte de material pelo equipamento.

A aplicação de modelos matemáticos depende da capacidade computacional

para a realização dos cálculos necessários. Antes do desenvolvimento dos computadores, todos os modelos relacionavam a aplicação de energia à redução de tamanho gerada, em função da granulometria do produto gerado. Esses modelos são chamados pelo autor de modelos empíricos.

Os modelos empíricos fornecem boas estimativas gerais da quebra total. No entanto, estes não consideram o transporte das partículas e o gasto de energia que não resulta em quebra. Além disso, uma premissa dos modelos energéticos, que consideram apenas um ponto da distribuição granulométrica (por exemplo o P_{80}), é que esses modelos assumem que a distribuição granulométrica gerada se mantém constante, apesar da história de quebra das partículas. Isto é normalmente verdadeiro para moinhos de bolas e barras, mas em geral pouco representativo para britadores, moinhos AG e SAG. De forma a superar essas deficiências, pesquisadores consideraram a quebra e o transporte das partículas em níveis maiores de complexidade.

Os modelos matemáticos atuais utilizados na área de cominuição envolvem duas classes principais (HERBST; RAJAMANI; MULAR ; FLINTOFF, 2002):

- Fenomenológicos / *black box*: consideram cada equipamento de cominuição como uma caixa preta entre uma distribuição granulométrica de alimentação e de produto. É fenomenológico no sentido que busca representar o fenômeno de quebra, mais do que destacar os princípios físicos que a governam. O modelo de balanço populacional é o exemplo clássico desta classe de modelos.
- Fundamentais: consideram cada elemento do processo. São exemplos o DEM (*Discret Element Methods*) e a *computational fluid dynamics*.

Em relação à modelagem de moinho de carga agitada por impelidores, Lichter e Davey (2006) destacam que têm sido concentrado esforços no desenvolvimento de modelos baseados em balanço populacional. O desafio principal, segundo os autores, é a definição das taxas de quebra (*breakage rates*) e da influência dos parâmetros operacionais sobre os moinhos. Os autores consideram improvável que tais técnicas sejam utilizadas para o dimensionamento de moinhos no futuro próximo.

Foram identificados na literatura os seguintes autores que já desenvolveram estudo relacionados à modelagem de moinhos verticais.

- a) Jimenez (1981): utiliza modelo derivado da equação de Charles e balanço populacional para modelar moinhos de carga agitada por impelidores;
- b) Weller, Morrell e Gottlieb (1996): aplicação do balanço populacional para a determinação da distribuição granulométrica de um moinho industrial de 250 kW;
- c) Duffy (1994): desenvolveu modelo para consumo de energia, movimentação da carga e a velocidade de fluidização;
- d) Zheng, Harris e Somasundaran (1995) avaliaram o impacto de diferentes variáveis de projeto (tipo de impelidor) e operacionais (tipo de corpos moedores, viscosidade da polpa) sobre a potência consumida por moinhos de carga agitada; e
- e) Jankovic (1999): desenvolveu modelo para moinho vertical. A partir dos ensaios em escala laboratorial e piloto, conclui que os fatores que mais impactam na potência consumida por moinhos de carga agitada são: diâmetro interno do moinho, tipo de agitador (rosca ou pinos), velocidade do agitador, quantidade de carga e densidade da carga. Variáveis de segunda importância são: tamanho, distribuição e forma dos corpos moedores, natureza do material, tamanho do material a ser moído e densidade de polpa.

Apesar dos esforços recentes de modelagem nesta área, até o momento nenhum programa de computador de simulação de circuitos de cominuição disponível no mercado e consultado pelo Autor (JKTECH, 2013; MINERALTECH, 2013; METSO, 2013; METSIM, 2013) possui aplicativos para a simulação de moinhos verticais.

2.8. DETERMINAÇÃO DE CARACTERÍSTICAS DE TAMANHO E SUPERFÍCIE DAS PARTÍCULAS

No beneficiamento de minérios, as características de tamanho e superfície das partículas são de fundamental importância para a caracterização e entendimento do processo.

Meloy e Clark (1986) afirmam que na área de beneficiamento mineral, as

seguintes características das partículas são importantes para se determinar o comportamento das mesmas: tamanho, densidade, características superficiais e forma. Outros autores, como Hogg (2003), complementam esta lista incluindo atributos como composição, estrutura, densidade, características ópticas, eletromagnéticas, térmicas, químicas e mecânicas. Os autores ressaltam que as características de um conjunto de partículas normalmente não são dadas por um valor único, mas por uma distribuição de valores. O uso de valores médios pode ser adequado em alguns casos, mas não em todos. O modo como as partículas estão distribuídas no meio e as possíveis interações entre partículas também podem influenciar os resultados desta caracterização.

Tendo em vista o objetivo deste trabalho, que é o de estudo da etapa de remoagem de minérios de cobre, ferro e ouro, serão descritos a seguir os atributos considerados mais importantes para tais estudos, que são a determinação da área específica e a distribuição de tamanhos das partículas.

2.8.1. Distribuição de tamanhos de partículas

Chaves (2002, p. 64) ressalta que: “

O conceito de tamanho, embora primário para todos nós, é muito difícil de ser corretamente entendido, e especialmente entendido da mesma maneira por todos.

Esta dificuldade e diferença de entendimento se deve ao fato das partículas minerais possuírem três dimensões. Neste caso, cada interlocutor pode estar se referindo corretamente a um tamanho, porém com três pessoas definindo com dimensões diferentes o mesmo mineral. O tamanho de uma partícula pode se referir a uma de suas dimensões externas, a sua área, volume ou área projetada.

Chaves (2006) afirma que na área de Tratamento de Minérios, são feitas usualmente medidas de diâmetros. Neste caso, é importante que se fique claro qual diâmetro está sendo medido. Malvern (2012) ressalta que partículas são objetos tri-dimensionais, e a menos que sejam esféricas, não podem ser corretamente representados por apenas uma característica, como o raio ou diâmetro. O autor afirma ainda que para representar uma partícula mineral, em geral são calculados os

diâmetros equivalentes de uma esfera. Neste caso, a partícula é descrita como tendo o diâmetro de uma esfera de equivalente massa, volume, entre outros. A Figura 2.39 ilustra essas diferentes formas de representação.

Figura 2.39 - Ilustração de diferentes formas de se representar uma esfera equivalente

Fonte: Malvern (2012). Adaptado pelo autor.

É importante destacar que os diferentes métodos de medição de tamanho utilizam diferentes modelos de esferas equivalentes, e por isso não irão fornecer necessariamente o mesmo resultado. Cabe ressaltar ainda que este conceito de esfera equivalente funciona bem para partículas com formatos regulares. No entanto, para partículas com formatos alongados, por exemplo, diferenças significativas podem ser obtidas.

Os resultados de uma classificação de tamanhos de partículas são frequentemente expressos na forma de gráficos. Na parametrização de curvas são geralmente empregadas fórmulas de distribuição logarítmicas, normais (de Gauss ou de probabilidade) e de Rosin-Rammler. Hogg (2002) apresenta uma detalhada descrição detalhada sobre cada uma das fórmulas normalmente utilizadas.

Rhodes (2008) classifica os métodos de determinação de tamanhos em peneiramento, microscopia, sedimentação, permeabilidade e difração a laser. Davies (2006) também apresenta uma classificação dos métodos, dos quais destacamos os mais usados na mineração:

- Visuais: ópticos, microscopia eletrônica de varredura, análise de imagens;

- Métodos de separação: peneiramento, classificação, mobilidade eletrostática diferencial;
- Difração a laser;
- Sedimentação;
- Métodos de superfície: permeabilidade e adsorção.

Uma descrição completa e detalhada de uma grande variedade de métodos de determinação de tamanhos de partícula pode ser encontrada em Allen (1997) e Hogg (2003).

Hogg (2003) destaca que é importante deixar claro qual dimensão está sendo referida ao se informar uma medida de tamanho de uma partícula. O mesmo autor ressalta ainda a importância da avaliação prévia da forma das partículas, antes de se definir como será feita a sua medida de tamanho. Em função das incertezas frente à determinação do tamanho de um conjunto de partículas, algumas restrições se colocam no momento da escolha do método de determinação de tamanhos:

- Comparações diretas devem ser realizadas apenas por distribuições granulométricas determinadas, usando-se a mesma técnica (peneiramento, microscopia, sedimentação etc);
- Para sistemas com uma ampla distribuição de tamanhos deve-se tentar, sempre que possível, utilizar apenas uma técnica de caracterização. Quando isto não é possível, é importante que se use os fatores de correção adequados corrigindo, por exemplo, o tamanho medido por peneiramento para o tamanho medido por sedimentação;
- Ao se escolher o método, deve se ter em mente a aplicação que será feita do resultado. Assim, se precisamos de informações do comportamento de um conjunto de partículas em meio fluido, deve-se utilizar um método que determine esse comportamento, como, por exemplo, a sedimentação. Deste modo, pode-se compensar automaticamente possíveis erros devido ao tamanho e à forma das partículas.

Hogg (2003) destaca também que devem ser observados outros três pontos na escolha do método de determinação de tamanhos. Primeiro, na escolha do método de medição, deve-se atentar ao limite de medição e limite de detecção. No

caso do limite de medição, a medição é restrita a uma faixa de tamanho, mas a existência de partículas fora desta faixa é detectada e quantificada. Um exemplo deste caso é o peneiramento. No caso do limite de detecção, partículas fora da faixa de detecção não são identificadas, e o método determina uma distribuição considerando que todas as partículas estão distribuídas dentro da faixa de detecção do método. Nestes casos, é importante garantir que só está sendo alimentado material na faixa de detecção do método. Em segundo, a resolução mínima do método também deve ser avaliada, principalmente no caso de materiais com distribuições granulométricas muito estreitas. Por fim, deve-se avaliar a dispersão das partículas. O autor classifica o processo de dispersão como um processo de três etapas: molhar, desagregar e estabilizar.

Larson; Morrison e Pietersen (2008) apresentam o índice CSI (P_{98}/P_{80}) de apresentação de resultados de distribuições granulométricas de produtos de remoagem. Os autores destacam que, com a demanda de novos projetos, com produtos cada vez mais finos, o uso do peneiramento é impraticável. O *Cyclosizer*, apesar de ser uma alternativa bastante presente no mercado, demanda muito tempo e é influenciado pela densidade. Os analisadores a laser se mostram uma excelente alternativa. Os autores ressaltam que os resultados podem variar com a forma da partícula, o que requer a calibração do método. Os autores sugerem que seja feita uma calibração do método de difração a laser com o MLA (Mineral Liberation Analysis).

A Tabela 2.26 ilustra os principais métodos utilizados para a determinação da distribuição do tamanho de partículas em cominuição, bem como as faixas de tamanho de aplicação de cada.

Tabela 2.26 – Faixas de tamanho recomendadas para cada método de determinação de tamanho de partículas

Método	Seco ou úmido	Fracionamento da amostra	Faixa de aplicação (μm)
Peneiramento	Ambos	Sim	5 – 100.000
Difração a laser	Ambos	Não	0,1 – 2.000
Microscopia óptica	Seco	Não	0,2 – 50
Microscópio eletrônico de varredura	Seco	Não	0,005 – 100
Elutriação (<i>Cyclosizer</i>)	Úmido	Sim	4 – 45
Sedimentação (gravidade)	Úmido	Sim	1 – 40
Sedimentação (centrífuga)	Úmido	Sim	0,05 - 5
Análise dinâmica de imagens	Ambos	Não	1 a 3.000

Fonte: Westermann (2010); Napier-Munn e Wills (2006). Adaptado pelo autor.

A seguir são descritas, de forma sucinta, as principais formas de medições de distribuição de tamanhos de partículas que serão utilizadas neste trabalho.

2.8.2.1. Peneiramento

Hogg (2003) afirma que a medição do tamanho com peneiras em escala laboratorial é realizada normalmente até 37 μm . Chaves (2013)¹³ recomenda o uso de peneiras até 75 μm . Telas convencionais estão disponíveis em tamanhos até 20 μm e as chamadas telas *micromesh* até 5 μm . O mesmo autor recomenda que não sejam aceitas perdas maiores que 1% no processo de peneiramento. O material perdido pode ser distribuído em toda a amostra (método mais usado) ou considerado que foi para os finos. O tamanho determinado no peneiramento é o da abertura quadrada mínima que a partícula passou. Para partículas irregulares, esse tamanho se refere a menor área de seção transversal. É importante que haja tempo suficiente para que todas partículas de tamanhos próximos à malha de abertura sejam peneirados, mas sem que ocorra abrasão das partículas e consequente redução de tamanho.

Napier-Munn (1999) define o tamanho em peneiramento como o diâmetro

¹³ CHAVES, A.P. Informações peneiramento. [comunicação pessoal] Reunião realizada em 09 de set. 2013.

projetado da partícula de seu plano de maior estabilidade. Na prática, isto significa a maior dimensão da partícula quando ela cai sobre a superfície de peneiramento.

Chaves (2006) define o peneiramento como uma operação “passa não passa” pela tela de peneiramento. Este processo mede o segundo maior tamanho de uma partícula, e é caracterizado em termos de tamanho pela menor abertura da malha de peneiramento. A Figura 2.40 ilustra esse fenômeno.

Figura 2.40 – Processo de peneiramento de um material com três dimensões diferentes

Fonte: Chaves (2006)

2.8.2.2. Difração a laser

Segundo Napier-Munn (1999), um feixe de laser passa por uma suspensão diluída de partículas finas, que circulam por uma célula óptica. O feixe de laser é desviado pelas partículas e detectado por um sensor, que mede a intensidade de luz em uma faixa ampla de ângulos. Uma teoria de espalhamento de luz, de Fraunhofer ou Mie, é usada para calcular a distribuição granulométrica de um conjunto de partículas segundo o padrão de espalhamento da luz, sendo que partículas finas induzem a mais espalhamento que as grossas. A Figura 2.41 ilustra este método e a Figura 2.42, o fenômeno do espalhamento da luz para diferentes tamanhos de partículas.

Figura 2.41 – Processo de peneiramento de um material com três dimensões diferentes

Fonte: Limaverde (2012)

Figura 2.42 - Espalhamento da luz para partículas pequenas e grandes

Fonte: Malvern (2012)

Napier-Munn (1999) destaca que o método é rápido, fácil de usar e com resultados muito reprodutíveis. No entanto, os resultados de tamanho fornecidos por este método não são compatíveis com outros métodos, como o peneiramento, já que este assume o tamanho da partícula como o do diâmetro de uma esfera com o mesmo volume da partícula (MALVERN, 2012). Ainda segundo Napier-Munn (1999), isso pode levar a uma estimativa de tamanho mais grosseira do que a medida com outras técnicas. Westermann (2010) afirma que este método também apresenta limitações para amostras com partículas de tamanhos acima de 1 mm e para amostras com partículas na faixa de centenas de microns com distribuição bi-modal.

2.8.2.3. Cicloclassificador

O cicloclassificador, também chamado de *Cyclosizer* da Warman, é um equipamento composto por 5 ciclones hidráulicos elutriadores. Usando ciclones montados com o apex para cima, amostras entre 20 e 200 g são separadas em 5 frações com tamanhos de 44, 33, 23, 15 e 11 μm , para quartzo com vazão de água de 11,6 l/min, temperatura da água de 20°C, massa específica de 2,65 g/cm³ e tempo de elutriação infinito (ALLEN, 1997; LIMAVERDE, 2012). Para materiais ou condições operacionais diferentes das citadas, correções devem ser aplicadas de forma a se determinar o tamanho exato de classificação. Ressalta-se também que, como todo equipamento de classificação, os tamanhos de corte determinados teoricamente podem ser diferentes dos reais no caso de separação de materiais com massas específicas diferentes, como minério de ferro, que contém hematita e quartzo. Os ciclones são dispostos em série e durante a classificação o produto grosseiro de cada ciclone segue para um recipiente, no qual é elutriado enquanto o equipamento está em operação. O produto fino de cada ciclone segue para o ciclone seguinte, no qual será novamente classificado. Ao fim da classificação, que dura até 40 minutos, o material que ficou preso em cada recipiente é extraído pela abertura da válvula localizada no apex de cada ciclone. A Figura 2.43 ilustra o equipamento.

Fonte: Limaverde (2012)

2.8.2.4. Análise dinâmica de imagens

No método de análise dinâmica de imagens, as partículas se movem por ação da gravidade, ar comprimido ou em um líquido pelo campo de medição. Uma fonte de luz ilumina o fluxo por um lado enquanto uma câmera tira fotos das mesmas pelo outro lado. Um programa de computador avalia as projeções das partículas para determinar a distribuição granulométrica. A medição de uma ampla gama de tamanhos é possível devido ao uso de duas câmeras alinhadas. Uma câmera de alta resolução detecta partículas pequenas em um campo pequeno de medição. Uma câmera com uma resolução menor, porém com um campo de detecção maior detecta simultaneamente as partículas grandes. A Figura 2.44 ilustra o funcionamento do Camsizer XT.

Algumas das vantagens do equipamento Camsizer XT, de acordo com Westermann (2010), são: detecção confiável do *oversize*, alta resolução, excelente reprodutibilidade dos resultados, informações sobre a forma das partículas, fácil operação e medidas simples e intuitivas com tempos pequenos.

2.8.2.5. Sedigraph

Segundo Limaverde (2012), os métodos de sedimentação gravitacional baseiam-se no comportamento de uma única esfera sedimentando por ação da gravidade em um fluido de infinita extensão. Com o auxílio da equação de Stokes e consequentemente, da relação entre o fator de arraste e o número de Reynolds, a relação entre a velocidade de sedimentação e o tamanho das partículas é determinada. Assim, para uma partícula homogênea e esférica e número de Reynolds pequeno, o diâmetro equivalente de Stokes é determinado através da velocidade de sedimentação.

Um dos equipamentos disponíveis comercialmente para a medição dos tamanhos de partículas pelo método de sedimentação é o Sedigraph, ilustrado na Figura 2.45.

Figura 2.45 – Funcionamento do Sedigraph

Fonte: Limaverde (2012)

Segundo Valery Junior; Evelin e Oliveira (1990), o Sedigraph pode ser utilizado para a medição de partículas de 0,1 a 100 µm, dependendo do peso

específico da partícula.

2.8.2.6. Comparação entre os diferentes métodos de determinação de tamanhos de partículas

Os resultados das distribuições granulométricas de produtos de moagens obtidos por diferentes métodos de medição podem ser significativamente diferentes, tendo em vista fatores como densidade e forma das partículas, que poderão impactar de diferentes maneiras as diferentes tecnologias utilizadas. A Figura 2.46 e a Tabela 2.27 ilustram essas diferenças.

Figura 2.46 – Comparação da distribuição granulométrica de uma amostra abaixo de 38 μm utilizando-se 5 métodos diferentes

Fonte: Napier-Munn (1999)

Tabela 2.27 – Comparação da distribuição granulométrica

Amostra	Peneiramento	Microtrac	Difração a laser	Difração a laser	Sedigraph
	P ₈₀ (μm)	P ₈₀ (μm)	P ₈₀ (μm)	P ₅₀ (μm)	P ₈₅ (μm)
1	64,3	80,6			
2	49,7	61,8			
3		13,5	13,6		
4		7,4	10,2		
5		4,1	6,5		
6				3,6	0,83
7				5,6	4,1
8				7,9	4,7

Fonte: Lichter e Davey (2002)

Como pode ser observado, diferenças maiores que 50% nos resultados de P₈₀ e P₅₀ podem ser obtidos. Esses resultados reforçam a importância de se realizar uma análise detalhada de qual método de determinação de distribuição de tamanhos de partículas será utilizado, principalmente no caso de minérios finos, como os produtos de remoagem.

Camilotti (1999) comparou 5 métodos de determinação de distribuições granulométricas para a análise de granas abrasivas. A Figura 2.47 ilustra os resultados obtidos pelo autor.

Figura 2.47 - Comparação do resultado de distribuição granulométrica por diferentes métodos

Fonte: Camilotti (1999)

Jankovic (1999) mostra que a medida feita com o método de difração a laser tende a superestimar a fração de grossos. O autor usa uma combinação de peneiramento a seco até 75 μm, a úmido até 38 μm e por difração a laser abaixo desta faixa.

Westermann (2010) e Valery Junior; Evelin e Oliveira (1990) também ilustram diferenças significativas na determinação de distribuições granulométricas de conjuntos de partículas por diferentes métodos de medição.

2.8.2. Área específica

Chaves (2006) define a área de superfície ou a área específica como o quociente da área de uma partícula pelo seu volume (ou pela sua massa). O autor considera incorreto o uso do termo superfície específica, já que a medida realizada é da área, a superfície é o ente geométrico que é medido pela área. O autor cita como principais métodos de medição utilizados na área de beneficiamento mineral a adsorção de gases, a permeametria Blaine e a permeametria Fischer. Taggart (1945) cita que a área específica é o somatório das superfícies das partículas em relação ao somatório das massas, normalmente expressa em cm^2/g .

Hogg (2003) afirma que a medição da área superficial de um conjunto de partículas pode levar em conta apenas a superfície externa das partículas ou a superfície interna (que inclui as falhas e os poros internos as partículas). Uma terceira medida da área superficial leva em conta a área geométrica, que consiste de um envelope suavizado, sem considerar pequenas rugosidades superficiais. Cada medida pode ser determinada por uma técnica diferente. A seguir são descritas, de forma sucinta, as principais formas de medições que serão avaliadas neste trabalho para a determinação da área específica. Uma descrição completa e detalhada de todos os métodos de determinação de área superficial pode ser encontrada em Allen (1997a) e Hogg (2003).

2.8.1.1. Área superficial geométrica

A medida da área superficial geométrica pode ser determinada a partir dos valores de distribuição granulométrica de uma amostra, considerando diferentes formatos de partícula. Em geral, para este cálculo, considera-se que a partícula é uma esfera, podendo-se utilizar a eq. (16), proposta por Allen (1997a).

$$S_{w,a} = \frac{6 \sum_{x=0}^{max(\frac{q_r}{100})} \frac{q_r}{d_{x,r}}}{\rho} \quad (16)$$

Definindo-se:

$S_{w,a}$ = área superficial específica (m^2/g), considerando as partículas como uma esfera

q_r = Porcentagem da massa, entre as malhas de peneiramento;

$d_{x,r}$ = Tamanho médio da partícula (μm) – valor médio da malha superior e inferior da fração granulométrica;

ρ = densidade (g/cm^3).

2.8.1.2. Permeabilidade

A área de superfície de um conjunto de partículas pode ser determinada pela permeabilidade do leito de partículas a um fluido. Os principais equipamentos usados industrialmente utilizam gases para determinar a permeabilidade de um leito de partículas. Donda (1998) afirma que os instrumentos de medição da área específica podem ser subdivididos em dois grupos: os de fluxo sob pressão constante, como os permeômetros Fisher e Permaram, e os de volume constante, como os permeômetros de Blaine, Rgden, Pechukas e Gage.

Um dos métodos descritos por Hogg (2003) e bastante utilizado no setor mineral é o que utiliza o permeômetro Blaine. Neste método, o deslocamento de

fluido força a passagem de um gás por um leito de partículas. A velocidade do fluxo é determinada pelo tempo levado para a passagem de um volume conhecido de gás. Devido à perda de pressão do gás durante o ensaio, é importante que o cálculo da área específica seja realizado em conjunto com informações de calibração realizada com uma amostra padrão. Este método é muito utilizado na indústria de cimento. As normas ASTM 1992 e ABNT NBR NM 76:1998 padronizam a realização do ensaio.

2.8.1.3. Adsorção de gás

Segundo Hogg (2003), a quantidade de gás que pode ser adsorvida na superfície de um material particulado fornece a medida da área total acessível deste material. Se o resultado da medida de adsorção é representado em um gráfico como volume adsorvido pela pressão de equilíbrio (a temperatura constante), as curvas resultantes são conhecidas como isotermas de adsorção. Diversos modelos teóricos foram desenvolvidos para descrever o formato de diversas isotermas de adsorção matematicamente. A isoterma de BET (sigla derivada da primeira letra do nome dos cientistas que derivaram a isoterma – Brunnauer, Emmett e Teller) é o modelo atualmente mais usado, que é baseado no equilíbrio entre a fase gasosa e o filme adsorvido sobre a superfície, podendo ser descrito conforme a eq. (17).

$$\frac{x}{v(1-x)} = \frac{1}{cv_m} + \frac{(c-1)x}{cv_m} \quad (17)$$

Definindo-se:

$X = p/p_0$

P = pressão de gás

P_0 = pressão de saturação do vapor do gás em uma temperatura particular do experimento

V = volume do gás adsorvido

C = constante

V_m = volume de gás adsorvido para formar uma camada de uma molécula de espessura.

A equação BET prevê que um gráfico da quantidade $x/[v(1-x)]$ pelo x resulta em uma linha reta. A inclinação da reta é igual a $(c-1)/(cv_m)$ e a intersecção com $x=0$ é $1/cv_m$. Pelos valores da inclinação e da intersecção, o volume da camada V_m pode ser calculado. A área específica pode ser calculada como ilustrado na eq. (18).

$$S_m = \frac{V_m N \sigma_0}{m v_0} \quad (18)$$

Definindo-se:

S_m = área específica (cm^2/g)

N = número de avogrado, igual a $6,034 \times 10^{23}$

σ_0 = área ocupada por uma molécula de gás, igual a $16,2 \text{ \AA}^2$ para N_2

m = massa da amostra (g)

V_0 = volume molar do gás, igual a 22.400 cm^3 sob pressão e temperatura padrão

2.8.1.4. Comparação entre os métodos de medição de área específica

Cada um dos três métodos citados para a medição da área específica de um material irá fornecer resultados que devem ser analisados individualmente, levando em conta o método de análise utilizado. A medição da área superficial geométrica leva em conta uma aproximação do formato da partícula, podendo gerar desvios significativos para os casos de partículas com formatos muito irregulares ou com muitos poros internos. A medição pelo método de permeabilidade e adsorção de gás tende a minimizar este problema. A medida feita pelo método BET é diferente da feita pelo Blaine, já que mede todas as irregularidades, espaços vazios internos a

partícula e trincas. A Figura 2.48 ilustra as diferenças de valores absolutos que podem ser obtidos entre os métodos.

Figura 2.48 - Variação do tamanho médio de partícula e da área específica (BET e Blaine) devido à moagem

Fonte: Cordeiro et al (2009)

Segundo Kihlstedt (1968), o valor da área superficial específica pode ser correlacionada com o D_{80} do material, por meio da eq. (19).

$$S (D_{80})^n = C \quad (19)$$

Definindo-se:

$n=0,5$

C varia entre 250 e 2000.

2.8.3. Peso específico

Apesar do conceito de peso específico ser relativamente simples, principalmente para líquidos, sendo expresso pela relação entre a massa e o volume

de um determinado material, no caso da medida de minerais, é importante destacar alguns conceitos, com o objetivo de padronização da terminologia.

Chaves (2006) destaca que, em função dos vazios existentes em um conjunto de partículas minerais, devemos definir os termos densidade real e densidade aparente. A densidade real é a densidade das partículas minerais ou de um conjunto, sem considerar o espaço vazio entre as mesmas. A densidade aparente (do inglês *bulk density*) leva em conta os vazios existentes entre as partículas. Kousaka e Endo (2006) ainda definem um terceiro termo, chamado de densidade da partícula, que inclui os poros internos das mesmas. Para estes autores, a densidade real exclui os poros internos (para sua medição, as partículas devem ser moídas finamente até que estes desapareçam). Os métodos mais comuns de medição de densidade são os que utilizam picnômetros e o método de volume constante de gases. Neste método, ao invés de se usar água, como nos picnômetros, é utilizado um gás, como ar ou hélio. Este método é mais adequado a materiais que podem se dissolver em meio líquido.

2.9. AMOSTRAGEM¹⁴

Tendo em vista as atividades de amostragem de circuitos selecionados de remoagem com moinhos verticais apresentado neste trabalho, foi feita uma breve revisão sobre a importância dos cuidados a serem tomados em processos de amostragens industriais, assim como o correto tratamento das amostras tomadas. A amostragem é o conjunto de operações destinado à obtenção de uma amostra representativa de uma dada população ou universo (OLIVEIRA; AQUINO, 2007).

Na literatura selecionada, destaca-se a importância da etapa de amostragem, uma vez que é a partir desta que são obtidas informações sobre o circuito que se deseja estudar (CHIEREGATI, 2007; GY, 1992). É a etapa que merece maior atenção no processo de obtenção de dados em circuitos industriais, para diagnóstico, modelagem e simulação, tendo em vista que caso sejam obtidos dados

¹⁴ Esta seção já foi abordada na dissertação de Mestrado do autor. Por ser de grande importância para o presente trabalho, parte da mesma é reproduzida, com ajustes, para o contexto do presente estudo.

e informações incorretas, conforme demonstrado por Powell et al. (2006).

Esta etapa é particularmente desafiadora em usinas com grandes vazões, como é o caso da usina do Sossego, uma das usinas amostradas neste trabalho, nas quais fluxos da ordem de 4.000 m³/h precisam ser amostrados.

Em um trabalho de amostragem industrial, deve-se atentar para os seguintes pontos (NAPIER-MUNN et al., 1999):

- Dinâmica da usina: é importante que se obtenham amostras compostas em um período relativamente longo (1 a 2 h), visando a minimização das variações do processo;
- Tipo de cortador: para fluxos com partículas maiores que 3 mm, a abertura do cortador deve ter 3 vezes o tamanho da maior partícula. Se as partículas forem menores que 3 mm, a abertura do cortador deve ter 10 mm. Deve-se atentar para a forma dos amostradores, de modo a evitar a saída de material durante a tomada da amostra. Para materiais em transportadores de correia, o ideal seria um amostrador fixo do tipo corta-fluxo. No entanto, este tipo de equipamento tem um custo muito alto para fluxos com frações muito grosseiras, além de tomar amostras de volumes muito grandes. Assim, é aceitável parar o transportador de correia e retirar um comprimento adequado de material, visando à obtenção da massa de amostra desejada, além de garantir que irá se interceptar totalmente o fluxo de material.
- Quarteamento da amostra, atentando para a utilização dos métodos de quarteamento adequados;
- Erros analíticos no tratamento das amostras, como precisão de balanças, abertura das peneiras, tempo inadequado de peneiramento, etc.;
- Propagação de erros quando valores são estimados e não medidos, como por exemplo, o cálculo da porcentagem de sólidos em uma polpa, a partir da densidade de polpa medida em balança do tipo *Marcy*;
- A incerteza estatística fundamental (erro fundamental) sempre presente em processos de amostragem e resultante da seleção de uma quantidade pequena de amostra para representar uma população muito grande.

Durante a amostragem, é possível controlar, minimizar e/ou eliminar os erros associados aos cinco primeiros itens. No entanto, não é possível eliminar o erro fundamental, que é uma propriedade intrínseca ao material estudado. Desta forma, deve-se tomar uma amostra de tamanho suficiente para que se tenha um grau de

confiança adequado frente ao erro fundamental.

Segundo Pierre Gy (1982) apud Goes; Luz e Possa (2002), o erro total de amostragem (E_a) é igual ao somatório dos erros provenientes das etapas da amostragem propriamente dita (E_{ap}) e da preparação da amostra primária (E_p) para obtenção da amostra final. Logo:

$$E_a = E_{ap} + E_p \quad (13)$$

O erro de amostragem propriamente dito é o somatório de sete erros independentes, envolvidos no processo de seleção da amostra primária, e provenientes, principalmente, da variabilidade do material que está sendo estudado, conforme ilustrado pela eq. (20) abaixo.

$$E_{ap} = E_{a1} + E_{a2} + E_{a3} + E_{a4} + E_{a5} + E_{a6} + E_{a7} \quad (20)$$

Definindo-se:

E_{a1} é o erro de ponderação, resultante da não uniformidade da densidade ou da vazão do material;

E_{a2} é o erro de integração, resultante do grau de heterogeneidade de distribuição do material;

E_{a3} é o erro de periodicidade, resultante de variações periódicas da qualidade do material;

E_{a4} é o erro fundamental, resultante da heterogeneidade de constituição do material. Depende fundamentalmente da massa da amostra e, em menor instância, do material amostrado. É o erro que se comete quando a amostragem é realizada em condições ideais;

E_{a5} é o erro de segregação, resultante da heterogeneidade de distribuição localizada do material;

E_{a6} é o erro de delimitação, resultante da configuração incorreta da delimitação da dimensão dos incrementos;

E_{a7} é o erro de operação (ou extração), resultante da operação de tomada dos incrementos.

Os erros E_{a1} a E_{a5} podem ser definidos quantitativamente. Os demais não podem ser medidos experimentalmente. No entanto, podem ser minimizados utilizando-se procedimentos padronizados.

O erro de preparação (E_p) é o somatório de cinco erros, provenientes das operações de redução de granulometria, homogeneização e quarteamento a que a amostra primária é submetida, conforme eq. (21).

$$E_p = E_{p1} + E_{p2} + E_{p3} + E_{p4} + E_{p5} \quad (21)$$

Definindo-se:

E_{p1} deve-se à perda de material pertencente à amostra;

E_{p2} deve-se à contaminação da amostra por material estranho;

E_{p3} deve-se à alteração não intencional do parâmetro de interesse a ser medido na amostra final;

E_{p4} deve-se a erros não intencionais do operador;

E_{p5} deve-se à alteração intencional do parâmetro a ser medido na amostra final.

Esses erros não podem ser estimados experimentalmente, mas, por meio de procedimentos padronizados, é possível minimizá-los, e também eliminar erros sistemáticos.

2.9.1. Tamanho da amostra

Para este trabalho, utilizou-se a expressão de Barbary (1972) apud Napier-Munn et al. (1999), que derivou uma expressão baseada na teoria da amostragem de Pierre Gy, que é de fácil aplicação e ampla utilização, conforme ilustrado na eq. (22).

$$M = \frac{f \cdot \rho \cdot d_m^3}{\theta^2 \cdot P} \quad (22)$$

Definindo-se:

M = Massa de amostra requerida (g);

- f = Fator de forma do material ($0 < f < 1$, sendo 0,1 para partículas lamelares e 1 para partículas esféricas. Para maioria dos minérios, usa-se 0,3 a 0,7, sendo 0,6 o valor mais usado);
- ρ = Densidade do material (g/cm^3);
- d_m = Granulometria média na faixa granulométrica de interesse (cm), que pode ser calculada conforme a eq. (23);
- P = Proporção esperada de material na faixa granulométrica de interesse (a ser medida);
- θ = Desvio padrão do tamanho de partículas naquela faixa granulométrica (θ^2 é o erro fundamental);

A granulometria média (d_m) pode ser calculada segundo a eq. (23).

$$d_m^3 = \frac{d_1^3 + d_2^3}{2} \quad (23)$$

Na eq. (23), d_1 e d_2 são os tamanhos limites da faixa de tamanhos de interesse. Uma boa regra geral sugere escolher d_1 e d_2 de modo que a quantidade de material esperada na faixa granulométrica de interesse (P) fique na faixa de 5%. θ é determinado a partir da precisão da estimativa e confiança requerida, conforme eq. (24).

$$\theta = \frac{\phi}{z} \quad (24)$$

Definindo-se:

- θ = Precisão escolhida (proporção relativa)
- z = Ordenada normal para um determinado nível de confiança

A Tabela 2.28 ilustra o valor de z para diferentes níveis de confiança:

Tabela 2.28 - Ordenadas normais (da distribuição normal)

Nível de confiança (%)	Z
50	0,6745
80	1,2816
90	1,6449
95	1,9600
99	2,5758
99,9	3,2905

Fonte: Napier-Munn et al. (1999)

Um nível de confiança de 90% ($z = 1,64$) é usualmente adequado. A definição de θ é interpretada como a seguir: se a proporção de material esperado na fração grosseira é de 5% ($P=0,05$) e deseja-se uma precisão de 10% com 90% de confiança, obtêm-se:

$$\theta = \frac{10/100}{1,64} = 0,061, \text{ e } P = 5\% \pm 0,5\%, \text{ com } 90\% \text{ de confiança}$$

No capítulo 4 deste trabalho são apresentados os cálculos das massas mínimas para as amostragens realizadas.

2.9.2. Planejamento da amostragem

De acordo com Napier-Munn et al. (1999) os seguintes pontos devem ser observados durante o planejamento e a execução de um trabalho de amostragem:

- Avaliar as condições de estabilidade da usina. Uma boa indicação do estado da usina pode ser obtida pela avaliação da corrente elétrica e da velocidade da bomba de polpa da moagem;
- Proceder à calibração das balanças dinâmicas da área da usina;
- Se possível, medidas de potência dos motores devem ser tomadas manualmente, com equipamentos adequados;
- A vazão de alimentação da usina deve ser mantida constante, visando à maior estabilidade possível durante a amostragem;
- A amostragem deve durar ao menos uma hora, com incrementos a cada 15 minutos;
- Deve-se ter uma equipe suficientemente grande, para que as amostras possam ser obtidas simultaneamente ou em uma sequência lógica, em função dos tempos de

residência;

- É importante identificar corretamente os recipientes para a tomada das amostras;
- Se a usina apresentar um grande distúrbio durante a amostragem, esta deve ser encerrada, caso já existam um número adequado de incrementos, ou interrompida;
- Deve-se prever a separação de parte das amostras para ensaios de caracterização e como arquivo, em caso de problemas no laboratório;
- Determinar quais dados devam ser levantados em sala de controle e quais os obtidos em campo, assim como a necessidade de medição do grau de enchimento de moinhos, amostragem de suas cargas, etc.

De acordo com Napier-Munn et al. (1999), para um circuito de remoagem, em geral é necessária ainda a obtenção dos dados listados na Tabela 2.29.

Tabela 2.29 - Dados a serem registrados em amostragens de circuitos com moinhos verticais

Moinhos	Ciclones
Tipo	Tipo
Número de moinhos	Número de ciclones
Diâmetro (interno ao revestimento)	Pressão (kPa)
Velocidade (RPM ou fração da velocidade crítica)	Vazão e densidade de alimentação
Mecanismo de descarga	Diâmetro do <i>inlet</i>
Grau de enchimento de bolas (%)	Diâmetro do cilindro
Grau de enchimento total (%)	Diâmetro do <i>vortex</i>
Densidade do minério	Diâmetro do <i>apex</i>
Umidade da alimentação nova (%)	Ângulo do cone
Potência sem carga (kW)	Dados do minério
Potência com carga (kW)	
Vazão de alimentação (t/h)	Tipo de minério
	Índices de caracterização (WI, DWT, etc.)

Fonte: Napier-Munn et al. (1999). Adaptado pelo autor.

2.9.3. Equipamentos e recursos necessários

Para cada circuito são definidos pela literatura os recursos e os equipamentos para a realização da amostragem de circuitos industriais. Tendo em vista a grande variedade de opções, particular para cada equipamento e condição de trabalho, estão aqui listadas apenas os que se aplicam à amostragem dos circuitos de remoagem amostrados.

2.9.3.1. Descarga do moinho

Caso o moinho vertical amostrado possua uma caixa de classificação do produto, a amostra da descarga deste moinho pode ser obtida neste ponto. Caso não exista esta caixa, deve-se avaliar a instalação de válvulas nas tubulações de descarga do moinho.

2.9.3.2. Alimentação, overflow e underflow da ciclonagem

Para que se possa retirar uma alíquota da alimentação dos ciclones, pode-se realizar a amostragem com uma saída extra da bateria de ciclones (ou uma sonda interna à caixa de distribuição dos ciclones), em uma saída de um ciclone desmontado ou ainda fazendo-se com que todo o fluxo siga para o *underflow*, por meio do fechamento parcial da válvula de alimentação do ciclone. Neste caso, assim como para a amostragem dos *overflows* e *underflows*, recomenda-se a utilização do amostrador ilustrado na Figura 2.49, que evita que o material que já entrou no amostrador saia, devido à forma de suas paredes, que favorecem a retenção de material dentro do amostrador.

Figura 2.49 – Amostrador para fluxos de polpa

Fonte: NAPIER-MUNN et al. (1999). Adaptado pelo autor.

De preferência, deve-se amostrar o produto reunido dos *overflows* e *underflows* de todos os ciclones.

2.9.4. Análise da amostra

Após a obtenção das amostras, deve-se proceder à análise das mesmas, seguindo os seguintes procedimentos:

- Quarteamento: os melhores métodos são o quarteamento em pilhas cônicas, nas pilhas alongadas ou no divisor rotativo. Para amostras muito grandes, pode-se usar o método chamado padejamento alternado¹⁵;
- Determinação da densidade real: utiliza-se picnômetros ou instrumentos de gás hélio;
- Granulometria: utilizam-se peneiras com aberturas que sejam a sequência raiz de 2, mais raiz quarta de 2 ao redor da malha de corte, para melhor cálculo da

¹⁵ Tradução do termo em inglês *fractional shovelling*, citado na referência consultada (NAPIER MUNN et al., 1999).

eficiência. Não se deve obter mais que 3% de material retido na primeira peneira. Caso isto ocorra, devem-se utilizar peneiras de maior abertura em adição às demais. É importante também a determinação da massa adequada de peneiramento, para evitar quantidades muito grandes de material retido em malhas muito finas, como 45 ou 38 μm , o que pode levar a ineficiências neste peneiramento;

- Análise dos dados: inicialmente, os dados devem ser avaliados quanto à sua consistência, para identificar possíveis grandes erros na etapa de amostragem. Por exemplo, é importante avaliar a consistência dos resultados de análises granulométricas e de porcentagem de sólidos. É comum ocorrerem erros nestas determinações, devido tanto a problemas de estabilidade da operação, como de amostragem e ainda de tratamento de amostras e análises em laboratório.

2.10. BALANÇO DE MASSAS¹⁶

Segundo Chaves (2006), o balanço de uma usina, seja de massas, metalúrgico ou de água, é o conceito mais importante do Tratamento de Minérios. Este conceito consiste em nada mais nada menos que a aplicação da Lei de Lavoisier: todas as massas que entram numa operação de tratamento têm que sair em seus produtos – não há geração, nem consumo de massa no Tratamento de Minérios.

Os balanços de massa e metalúrgico de um circuito podem ser estimados através de vários procedimentos independentes. Se os valores medidos não contivessem erros, todos os procedimentos gerariam os mesmos resultados. No entanto, isto não se observa na prática, tendo em vista que a medida experimental está sujeita a erros provenientes de várias fontes, citadas anteriormente, e que acabam por não satisfazer os princípios da conservação de massas. Desta forma, é necessária a realização de ajustes, utilizando-se métodos matemáticos, a fim de se obterem valores consistentes. O uso desses procedimentos matemáticos para ajustes dos dados não dispensa o conhecimento técnico por parte de quem formula

¹⁶ Esta seção já foi abordada na dissertação de Mestrado do autor. Por ser de grande importância para o presente trabalho, parte da mesma é reproduzida, com ajustes, para o contexto do presente estudo.

a solução, pois é necessária uma análise crítica das respostas, que poderão ser corretas do ponto de vista matemático, mas nem sempre serão verdadeiras no que se refere ao beneficiamento mineral (NUNES, 1992).

2.10.1. Análise inicial dos dados

Antes de se partir para o balanço de massas e metalúrgico, utilizando programas disponíveis no mercado como *Bilco*[®], *Bilmat*[®], *JKMetAccount*[®], *JKSimMet*[®] e *Molicop Tools*[®], dentre outros, deve-se proceder a uma análise inicial dos dados, que pode ser muito útil para avaliar a consistência dos dados.

Em geral, essa avaliação é feita na etapa de classificação e/ou bombeamento, pelo balanço de água ou partição de massa em cada fração granulométrica dos fluxos de um ciclone.

Ambos os cálculos podem ser feitos pela fórmula dos dois produtos, conforme demonstrado a seguir, utilizando o método descrito por Napier-Munn et al. (1999). Consideremos a vazão de sólidos como A, O, U, o percentual de massa em cada fração granulométrica como a_i , o_i e u_i , e a porcentagem de sólidos como %SOL_a, %SOL_o e %SOL_u, sendo o indicador (A) relativo à alimentação, (O) relativo a *overflow* e (U) relativo a *underflow*, ilustrados na Figura 2.50.

Figura 2.50 - Balanço de massa em um ciclone

Fonte: Napier-Munn et al. (1999)

O balanço de massa neste nó para os sólidos é dado pela eq. (25).

$$A = O + U \quad (25)$$

A eq. (26) ilustra o balanço para cada fração granulométrica

$$A \cdot a_i = O \cdot o_i + U \cdot u_i \quad (26)$$

E a eq. (27) ilustra o balanço para a água:

$$\left(\frac{100}{\%SOL_a} - 1 \right) \cdot A = \left(\frac{100}{\%SOL_o} - 1 \right) \cdot O + \left(\frac{100}{\%SOL_u} - 1 \right) \cdot U \quad (27)$$

Desta forma, podemos calcular a partição de massa para *underflow* (β) a partir da distribuição granulométrica, conforme eq. (28), ou pela porcentagem de sólidos, conforme eq. (29).

$$\beta = \frac{U}{A} = \frac{a_i - o_i}{u_i - o_i} \quad (28)$$

$$\beta = \frac{U}{A} = \frac{\frac{1}{\%SOL_a} - \frac{1}{\%SOL_o}}{\frac{1}{\%SOL_u} - \frac{1}{\%SOL_o}} \quad (29)$$

A Tabela 2.30 apresenta um exemplo de cálculo de partição em massa para o *underflow* de um ciclone, tendo por base as distribuições granulométricas de alimentação, *underflow* e *overflow*, bem como as porcentagens de sólidos.

Tabela 2.30 - Balanço de massa em um ciclone

Tamanho (μm)	a _i	o _i	u _i	Partição para <i>underflow</i>
212	10,1	1,8	21,7	0,42
150	12,4	4,5	19,1	0,54
106	15,5	11	16,8	0,78
75	16,2	11,2	11,9	7,14
53	7,8	3,9	4,8	4,33
38	4,9	7,9	3,7	0,71
-38	33,1	59,9	21,9	0,70
Sólidos (%)	49	44	67	0,30

Fonte: Napier-Munn et al. (1999)

É importante lembrar que, em todos os casos, o valor da granulometria e da porcentagem de sólidos da alimentação do ciclone devem estar entre o do *underflow* e do *overflow*.

Pode-se observar pelos dados listados na Tabela 2.30 que as partições das frações 75 e 53 μm estão inconsistentes. Mesmo excluindo-se estes valores, as partições calculadas a partir das massas estão muito distantes dos valores de partição da porcentagem de sólidos. Desta forma, antes de se iniciar o procedimento de ajuste, deve-se avaliar quais os dados podem conter mais erros, que tipo de problema existiu na obtenção e a medida de cada dado, a fim de que o programa possa se basear nos melhores dados para fazer as devidas correções.

2.10.2. Ajuste dos dados

Após a análise inicial, deve-se realizar o balanço de massas da amostragem,

a fim de se investigar, com o maior nível possível de detalhes, inconsistências nos dados obtidos durante a amostragem e tentar corrigi-los. Ressalta-se aqui que alguns autores preferem, na etapa de balanço de massas, apenas avaliar a qualidade dos dados, sem corrigir os mesmos. Nestes casos, se os dados não forem considerados adequados, uma nova amostragem deve ser realizada.

Os programas de balanço de massas disponíveis no mercado buscam minimizar a diferença entre os valores medidos e os valores estimados, respeitando o desvio atribuído a cada medida, que será definido em função da maior ou menor confiança que se tem em cada dado, devido, por exemplo, a maior dificuldade de amostragem de certo fluxo, aos problemas em uma balança, etc. Dentre os métodos de ajustes dos dados existentes, podem-se salientar os seguintes (NUNES, 1992):

- Minimização da soma dos quadrados dos resíduos do fechamento do balanço;
- Método dos mínimos quadrados;
- Método da busca indireta.

A descrição matemática detalhada dos métodos citados acima está além do escopo deste trabalho, sendo que diversos autores realizaram uma análise detalhada dos mesmos (LYNCH, 1977; NUNES, 1992).

Uma forma de definir o erro do ajuste é ponderar a diferença entre o valor medido e o estimado após a correção pelo desvio atribuído à variável, elevando-se ao quadrado o quociente assim calculado (DELBONI, 2003; LYNCH, 1977). Este ponto é ilustrado por Delboni (2003). Este erro, chamado de erro ponderado (E) inclui a estimativa da qualidade de cada dado medido, conforme a eq. (30).

$$E = \left(\frac{\text{Medido} - \text{Estimado}}{\sigma} \right)^2 \quad (30)$$

Definindo-se:

Medido: valor medido;

Estimado: valor estimado;

σ : desvio atribuído a variável.

Dessa forma, medidas com diferentes magnitudes são comparadas na mesma base, segundo o exemplo ilustrado na Tabela 2.31, relativo a uma bateria de

ciclones.

Tabela 2.31 - Exemplo de cálculo de erro ponderado

Variável	Valor Medido	Valor estimado Após correção	Desvio atribuído a variável	Erro Ponderado
Vazão de polpa (m ³ /h)	7,5	6,0	1,5	1,0
Sólidos (%)	58	53	5	1,0
Retido em 0,21 mm (%)	1,2	0,8	0,4	1,0

Ou seja,

$$\left(\frac{7,5 - 6,0}{1,5}\right)^2 = \left(\frac{58 - 53}{5}\right)^2 = \left(\frac{1,2 - 0,8}{0,4}\right)^2 = 1 \quad (16)$$

Assim, os erros calculados a partir de variáveis com diferentes ordens de magnitude podem ser comparados em uma mesma base, bem como somados para a verificação relativa da qualidade de diversas campanhas de amostragens, em circuitos diferentes.

O somatório dos erros ponderados calculados para as variáveis medidas pode ser calculado conforme a eq. (31).

$$SSQ = \sum_i^n \left(\frac{x_{mi} - x_{ei}}{\sigma_i} \right)^2 A, U, O + \sum_j^3 \left(\frac{Cw_{mj} - Cw_{ej}}{\sigma_j} \right)^2 + \sum_k^3 \left(\frac{Qs_{mk} - Qs_{ek}}{\sigma_k} \right)^2 \quad (31)$$

A qualidade dos ajustes é assim avaliada por meio do somatório dos quadrados dos desvios (SSQ), que representa a soma dos erros devido às variáveis medidas. Nesse caso, os erros são devido às distribuições granulométricas de alimentação, *underflow* e *overflow* (x_i), às concentrações de sólidos (Cw_j), e às vazões (Qs_k), ponderadas pelo desvio (σ_i) e o indicador (m) significa medido e o indicador (e) estimado.

A qualidade das estimativas ou dos valores estimados pelo balanço de massas é assim inferida por meio do parâmetro SSQ. O valor de SSQ é evidentemente função dos desvios que se atribui a cada variável.

A determinação dos desvios que serão considerados para o ajuste dos dados

depende da existência de dados redundantes, a fim de se determinar os dados com maiores desvios. É importante que se considere um dos fluxos a ser balanceado como referência. A alimentação, num circuito de moagem, é geralmente medida com uma balança dinâmica, podendo ser considerada referência, caso a balança esteja calibrada. No caso da análise granulométrica, utilizam-se os erros denominados de Whiten, baseados nas seguintes premissas (NAPIER-MUNN et al., 1999):

- Quando a massa retida em uma fração granulométrica é maior que 9% da massa total, o erro é assumido como 1% absoluto;
- Para frações granulométricas com menos de 9% da massa total, o erro é 0,1 mais a atual porcentagem dividida por 10.

A Tabela 2.32 ilustra os valores de erro conforme Whiten.

Tabela 2.32 – Erros assumidos para dados de granulometria		
Retido	Desvio padrão absoluto	Desvio padrão relativo
0,1	0,11	110
0,5	0,15	30
1,0	0,2	20
5,0	0,6	12
10,0	1,0	10
20,0	1,0	5
50,0	1,0	2

Fonte: Napier-Munn et al. (1999)

Valores de desvios maiores dos que os descritos acima indicam graus decrescentes de confiança nos dados experimentais.

Uma vez atribuídos os valores de desvios aos dados experimentais e conduzido o balanço de massas, a qualidade do trabalho experimental pode ser estimada por meio do parâmetro SSQ. Para circuitos fechados com operação de um estágio de classificação, o critério descrito na Tabela 2.33 permite avaliar a qualidade dos dados experimentais.

Tabela 2.33 - Critério de avaliação da qualidade de dados experimentais em função do parâmetro SSQ

Intervalo	Qualidade
SSQ < 1	Excepcional
1 ≤ SSQ < 5	Excelente
5 ≤ SSQ < 10	Boa
10 ≤ SSQ < 15	Razoável
15 ≤ SSQ < 25	Pobre
SSQ ≥ 25	Desconsiderar Dados

Fonte: Delboni (2003).

Portanto, a classificação do trabalho experimental, em função do SSQ obtido no balanço de massas, pode estar entre excepcional, $SSQ < 1$, até a recomendação de desconsiderar os dados experimentais, caso o SSQ seja maior que 25.

Os valores listados são aditivos e proporcionais ao número de estágios de classificação, ou seja, os valores listados na Tabela 3.31 deverão ser multiplicados pelo número de estágios de classificação presentes no circuito considerado.

3. ESCOLHA DO MÉTODO DE AVALIAÇÃO DA DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA E ÁREA SUPERFICIAL

Tendo em vista os vários métodos disponíveis para determinação de distribuições granulométricas e áreas superficiais de partículas minerais, aliado a grande diferença de resultados que tais métodos podem fornecer, principalmente para materiais finos como os contemplados no presente trabalho, é proposto um estudo comparativo dos diferentes métodos disponíveis. Com este estudo, pretende-se determinar quais técnicas serão as utilizadas nas etapas subsequentes deste trabalho.

3.1. MATERIAIS E MÉTODOS

Para a realização das avaliações, foram selecionadas amostras, de granulometrias variadas, representando os diferentes fluxos de um circuito de remoagem, quais sejam a alimentação, *overflow* e *underflow* da ciclonagem e a descarga do moinho vertical.

Para a avaliação dos métodos de determinação de distribuição granulométrica, foram utilizadas as técnicas descritas na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 – Métodos de determinação de distribuição granulométrica avaliadas

Método / equipamento	Princípio	Tempo de execução (h)	Local de execução
Peneiramento	Separação física	5	LSC/USP
<i>Cyclosizer</i>	Classificação	8	LTM/USP
Camsizer	Óptico / análise dinâmica de imagens	0,2	LCT/USP
Malvern Mastersizer	Difração laser	0,2	LST/USP
Sedigraph®	Sedimentação	0,2	Vale/Sossego

Para a avaliação dos métodos de determinação de área superficial, foram utilizadas as técnicas descritas na Tabela 3.2.

Tabela 3.2 – Métodos de determinação de área superficial avaliadas

Método/equipamento	Princípio	Tempo de execução (h)	Local de execução
Blaine	Permeabilidade	1	Cimento Itaú
Camsizer	Cálculo a partir da distribuição granulométrica e forma	0,2	LCT/USP
Malvern Mastersizer	Cálculo a partir da distribuição granulométrica e considerando a partícula uma esfera	0,2	LCT/USP
BET	Adsorção de gás	2	LTM/UFRJ

O trabalho foi dividido em três etapas. Em uma primeira etapa, uma amostra foi ensaiada por três vezes segundo cada um dos métodos de determinação de tamanhos ilustrados na Tabela 3.1. Foram avaliadas nesta etapa a variabilidade do próprio método, comparando-se as médias das três medidas, desvios padrões e o desvio padrão relativo (RSD), como sugerido por Ward-Smith; Gummery e Rawle (2003), este último também chamado de coeficiente de variação por Costa Neto (2002).

Em seguida, foram realizadas mais duas etapas, na qual 9 amostras foram ensaiadas pelos métodos de difração a laser, análise dinâmica de imagens e peneiramento no caso da determinação de tamanhos e pelos métodos ilustrados na Tabela 3.2 para a determinação da área superficial. Os resultados obtidos foram comparados, observando as respostas de cada método para as diferentes características dos materiais estudados, como a quantidade de finos e a quantidade de materiais mais grosseiros.

Cabe destacar ainda que os dados aqui apresentados são parte de um estudo maior realizado para avaliar a aplicação dos diferentes métodos as amostras estudadas. A íntegra deste estudo pode ser encontrada em Limaverde (2012).

3.2. RESULTADOS E DISCUSSÃO

3.2.1. Resultados da avaliação da qualidade das medidas dos métodos de distribuição granulométrica

As Tabelas 3.3 e 3.4 ilustram os resultados das três análises realizadas com a amostra utilizada para avaliar a variabilidade das medidas pelos diferentes métodos, comparando-se os resultados dos tamanhos notáveis P_{98} , P_{80} e P_{50} . Os resultados obtidos com o *Cyclosizer* são listados em uma tabela diferente, já que para os mesmos não foi possível obter os parâmetros P_{98} , P_{80} e P_{50} diretamente, como nos demais métodos, já que a fração acima de 75 μm é retirada para a realização deste ensaio.

A amostra ensaiada foi o *underflow* da ciclonagem da usina do Sossego, obtida em dia 13 de dezembro de 2011, aqui denominada de UF-CR-13/12.

Tabela 3.3 - Resumo dos resultados para avaliação da qualidade dos métodos de distribuição de tamanhos

Amostra / Método de análise		Peneiramento			Análise dinâmica de imagens			Análise dinâmica de imagens - álcool			Difração a laser			Sedigraph®		
		Média (μm)	D.P. (%)	RSD (%)	Média (μm)	D.P. (%)	RSD (%)	Média (μm)	D.P. (%)	RSD (%)	Média (μm)	D.P. (%)	RSD (%)	Média (μm)	D.P. (%)	RSD (%)
UF-CR- 13/12	P ₉₈	205,0	2,1	1,0	212,0	13,3	6,3	184,7	3,7	2,0	278,5	6,0	2,2			
	P ₈₀	95,0	1,9	2,0	92,3	7,6	8,2	79,9	4,5	5,6	130,9	1,9	1,5	69,0	2,5	3,1
	P ₅₀	58,1	2,6	4,5	55,1	3,5	6,3	50,8	1,5	2,9	75,7	1,3	1,7	40,0	2,2	3,8

Tabela 3.4 - Resumo dos resultados para avaliação da qualidade do método *Cyclosizer*

Tamanho (μm)	Passante acumulado (%)				Desvio padrão (%)	Desvio padrão relativo (%)
	Ensaio 1	Ensaio 2	Ensaio 3	Média		
29	38,0	40,6	41,8	40,1	2,0	4,9
22	14,1	16,1	17,0	15,7	1,5	9,6
15	10,9	12,5	13,5	12,3	1,3	10,5
10	9,6	10,5	11,2	10,4	0,8	7,8
7	8,6	9,1	9,8	9,2	0,6	6,8

Pelos dados apresentados nas Tabelas 3.3 e 3.4, pode-se observar que o método que apresentou o menor desvio padrão relativo das três medidas, para os três tamanhos notáveis comparados foi o de difração a laser, com um valor de desvio padrão relativo máximo de 2,2% para a fração mais grosseira. Devido à pequena massa utilizada neste método, de aproximadamente 1 g, é de se esperar desvios maiores nas frações mais grosseiras, devido à pequena quantidade de partículas maiores presentes na amostra. O peneiramento também apresentou desvios padrões relativos baixos, similares ao de difração a laser. O maior desvio padrão relativo do peneiramento foi obtido para o P_{50} , o que é de se esperar, já que para frações mais finas o peneiramento se torna mais complicado e sujeito a mais erros.

O Sedigraph apresentou um desvio padrão relativo intermediário entre os cinco métodos testados, da ordem de 3%. A análise dinâmica de imagens apresentou desvios padrões relativos relativamente altos, da ordem de 6 a 8%. Deve-se destacar aqui que este método utiliza uma amostra muito pequena, significativamente menor que a utilizada na difração a laser. Por esse motivo, a chance de erros de amostragem aumentam muito. Outro possível fator de impacto pode ter sido a aglomeração de partículas finas. Para tentar minimizar este ponto, foram realizados também ensaios com a amostra dispersa em álcool ao invés de água. Observa-se que nesta condição os desvios padrões relativos obtidos ficaram mais próximos aos obtidos no peneiramento e difração a laser.

Por fim, o *Cyclosizer* foi o método que apresentou maiores desvios padrões relativos, de até 10%. Deve-se destacar aqui que dentre os métodos estudados este é o que necessita de maior manuseio das amostras, já que a mesma é inicialmente peneirada, ensaiada no *Cyclosizer*, sendo então cada fração gerada retirada dos cilindros de elutriação e secadas na estufa. Após esse longo procedimento operacional, os tamanhos obtidos em cada ciclone ainda devem ser corrigidos com fatores que levam em conta a densidade do material, temperatura, tempo de elutriação e vazão de água utilizada no ensaio, medidas estas que também podem estar sujeitas a erros. Assim, o *Cyclosizer* se mostra um bom método quando o objetivo é o fracionamento de amostras abaixo de 75 μm , devendo ser usado com maiores cuidados quando o objetivo é apenas o de se determinar a distribuição granulométrica das amostras.

A partir desta primeira avaliação, optou-se por seguir adiante com a avaliação apenas do peneiramento, difração a laser e análise dinâmica de imagens. Quanto a este último, apesar da variabilidade maior que o peneiramento e a difração a laser, optou-se por continuar a se avaliar o mesmo já que além da distribuição de tamanhos este método fornece medidas de área superficial e forma das partículas.

3.2.2. Resultados da comparação dos tamanhos medidos entre os diferentes métodos de determinação de distribuição granulométrica

Nesta etapa do trabalho, foram estudadas três amostras consideradas mais finas, produtos finais de etapas de flotação, com P_{80} da ordem de 40 μm , e 6 amostras consideradas mais grosseiras, de fluxos intermediários dos circuitos de remoagem, como *underflow* de ciclones, com P_{80} acima de 40 μm . As amostras utilizadas foram obtidas na amostragem realizada em 2011 na usina do Sossego. Como feito na etapa anterior, foram comparados o tamanhos notáveis P_{98} , P_{80} e P_{50} medidos segundo cada uma das técnicas. A Tabela 3.5 ilustra os resultados das amostras consideradas finas e a Tabela 3.6 ilustra os resultados das amostras consideradas grossas.

Tabela 3.5 - Comparação do tamanho determinado por diferentes técnicas para amostras finas

Amostra / Método de análise		Análise dinâmica de imagens	Difração a laser	Peneiramento
CF 10-12 00-06	P_{98} (μm)	121	69	75
	P_{80} (μm)	28	34	31
	P_{50} (μm)	13	17	19
CF 13-12 06-15	P_{98} (μm)	173	85	106
	P_{80} (μm)	46	39	35
	P_{50} (μm)	18	19	22
CF 15-12 15-00	P_{98} (μm)	158	146	120
	P_{80} (μm)	40	51	56
	P_{50} (μm)	15	19	26

Tabela 3.6 - Comparação do tamanho determinado por diferentes técnicas para amostras grossas

Amostra	Análise dinâmica de imagens	Difração a laser	Peneiramento
DEMOV 13-12	P ₉₈ (μm)	153	146
	P ₈₀ (μm)	70	73
	P ₅₀ (μm)	44	46
DEMOV2 14-12	P ₉₈ (μm)	172	128
	P ₈₀ (μm)	72	66
	P ₅₀ (μm)	43	38
ALCR 13-12	P ₉₈ (μm)	205	172
	P ₈₀ (μm)	62	69
	P ₅₀ (μm)	31	36
ALCR2 14-12	P ₉₈ (μm)	153	149
	P ₈₀ (μm)	60	55
	P ₅₀ (μm)	26	29
UFCR 13-12	P ₉₈ (μm)	221	209
	P ₈₀ (μm)	99	66
	P ₅₀ (μm)	59	57
UFCR2 14-12	P ₉₈ (μm)	214	210
	P ₈₀ (μm)	96	93
	P ₅₀ (μm)	56	54

Pela avaliação dos dados da Tabela 3.6, nota-se que, com exceção do P₉₈, as medidas de tamanho de P₈₀ e P₅₀ são relativamente próximas para o peneiramento, a difração a laser e a análise dinâmica de imagens. O valor do P₉₈, como era de se esperar, apresentou maior variação entre os três métodos. No caso da análise dinâmica de imagens, essa diferença pode se dar devido à pequena massa utilizada no ensaio. No caso da difração a laser, o próprio fabricante do equipamento utilizado informa que partícula maiores podem ser superestimadas, devido ao método usado para detecção. Já na Tabela 3.6, que resume os resultados das frações grosseiras, percebe-se que a difração a laser apresentou medidas de tamanho superiores ao peneiramento e à análise dinâmica de imagens em praticamente todas as amostras, o que confirma o resultado obtidos com as amostras finas, de se superestimar as frações mais grosseiras, próximas a 100 μm.

Apesar da difração a laser estimar um tamanho de partículas maior que os outros dois métodos, a utilização deste método ainda merecia ser avaliada, já que o mesmo apresentou menor desvio padrão relativo entre as medidas, o que é muito importante para este trabalho, pois se busca a realização de um ensaio de moagem

em jarro que deveria apresentar pequena variabilidade. Assim, seguiu-se a recomendação de Jankovic (1999) de se retirar a fração grosseira das amostras a serem analisadas por difração a laser, fazendo-se depois uma composição do resultado da fração retida no peneiramento e passante analisada por difração a laser. Esse procedimento é similar ao usualmente feito com o *Cyclosizer*. Foi escolhida a malha de corte 75 μm . As Tabelas 3.7 e 3.8 ilustram os resultados obtidos com esse novo procedimento, na qual pode se observar claramente que os resultados da amostra composta convergiram para os resultados obtidos com o peneiramento.

Tabela 3.7 - Resultados dos produtos compostos de peneiramento e difração, pra as amostras finas

Amostra/método		Difração a laser	Difração a laser do passante em 75 μm	Difração a laser do passante em 75 μm recomposto com peneiramento	Peneiramento
4 - 10 min – 3 etapa	P ₉₈ (μm)	110	100	102	102
	P ₈₀ (μm)	43	42	39	41
	P ₅₀ (μm)	17	16	15	25
7 - 10 min – 3 etapa	P ₉₈ (μm)	142	111	113	113
	P ₈₀ (μm)	65	52	54	49
	P ₅₀ (μm)	26	22	22	30

Tabela 3.8 - Resultados dos produtos compostos de peneiramento e difração a laser, para as amostras grossas

Amostra/método		Difração a laser	Difração a laser do passante em 75 μm	Difração a laser do passante em 75 μm recomposto com peneiramento	Peneiramento
DEMOV – 13/12	P ₉₈ (μm)	130	135	146	146
	P ₈₀ (μm)	91	76	73	73
	P ₅₀ (μm)	50	43	40	46
DEMOV – 14/12	P ₉₈ (μm)	158	135	128	128
	P ₈₀ (μm)	83	78	65	66
	P ₅₀ (μm)	42	44	38	38
AL CR 13/12	P ₉₈ (μm)	226	122	172	172
	P ₈₀ (μm)	58	48	62	69
	P ₅₀ (μm)	23	18	21	36
UF CR 14/12	P ₉₈ (μm)	237	144	210	210
	P ₈₀ (μm)	120	89	93	93
	P ₅₀ (μm)	68	46	53	54
7 - 5 min - 3 etapa	P ₉₈ (μm)	206,7	122,8	212	211,6
	P ₈₀ (μm)	81,3	54,2	97	96,5
	P ₅₀ (μm)	27,6	19,6	30,1	40,2

3.2.3. Resultados da comparação entre os métodos de determinação de área superficial

A Tabela 3.9 e a Figura 3.1 ilustram os resultados obtidos com os diferentes métodos de determinação de área superficial.

Tabela 3.9 - Resultados de área superficial utilizando-se os diferentes métodos de determinação

Amostra	P_{80} (determinado por peneiramento - μm)	Método / Áreas superficiais (cm^2/g)			
		Blaine	BET	Análise dinâmica de imagens	Difração a laser
Conc 10/12	31	3.148	9.586	1.434	1.922
Conc 13/12	35	2.700	9.428	1.403	1.715
Conc 15/12	56	2.453	9.189	1.708	1.827
Alim CR 13/12	69	2.229	19.770	1.237	2.145
Alim CR 2 14/12	55	3.404	17.249	1.483	2.494
DEMOV 13/12	73	1.144	4.561	786	1.255
DEMOV 2 14/12	66	1.476	13.296	873	1.486
UF 13/12	66	816	4.453	616	629
UF CR 2 14/12	93	921	5.845	565	873

Figura 3.1 - Resultados de área superficial em relação ao P_{80} determinado por peneiramento

Fonte: Elaborado pelo autor.

Como esperado, observou-se um aumento de área superficial com o afinamento das amostras estudadas. Os resultados pelos métodos Blaine, difração a laser e análise dinâmica de imagens apresentaram resultados muito próximos. O método BET apresentou resultado significativamente maiores, tendo em vista que o método mede os poros existentes nas amostras, o que é apenas em parte capturado no método Blaine e definitivamente não é levado em conta na difração a laser e na análise dinâmica de imagens, que levam em conta o formato da partícula.

Tendo em vista o alto custo de realização da análise pelo método BET, e

considerando que para se utilizar a análise por Blaine seria necessário um grande investimento em treinamento do operador, já que o método apresenta vários passos que são relativamente subjetivos e podem variar de operador para operador, e considerando ainda que a análise dinâmica de imagens apresenta uma maior variabilidade, considerou-se usar como padrão para medição da área superficial o método de difração a laser.

Deve-se destacar aqui que no presente estudo não foi realizada uma varredura aprofundada nos métodos de determinação de área superficial. As análises aqui apresentadas foram realizadas em laboratórios contratado seguindo seus procedimentos próprios. Eventuais melhorias nos métodos poderiam levar a resultados mais precisos, que não estão no escopo do presente estudo.

4. AMOSTRAGENS EM CIRCUITOS INDUSTRIAIS

O objetivo deste capítulo é apresentar os resultados das visitas e amostragens em circuitos industriais que operam com moinhos verticais no Brasil e em uma operação selecionada na Austrália. Todas as usinas listadas foram visitadas pelo autor. Esses dados serviram de base para avaliação das operações e como parâmetro de referência e validação para os ensaios de moagem de jarro em escala de laboratório, descrito no capítulo seguinte do presente trabalho, que visam o dimensionamento e simulação da operação dos moinhos verticais industriais.

Inicialmente são descritos os fluxogramas das usinas visitadas e amostradas. Em seguida, é descrito em detalhes o método adotado para as amostragens da usina do Sossego, assim como os resultados obtidos. As amostragens nas demais usinas adotaram procedimentos semelhantes aos descritos para o caso do Sossego.

4.1. DESCRIÇÃO DOS FLUXOGRAMAS DAS ETAPAS DE REMOAGEM DAS USINAS ESTUDADAS

4.1.1. Usina do Sossego

A mina do Sossego, da Vale, iniciou suas operações em 2004. Esta possui uma reserva estimada de 245 milhões de toneladas com teores de 0,98% de cobre e 0,28 g/t de ouro (para um *cut off* de 0,33% de cobre equivalente), divididos em dois corpos, denominados Sequeirinho (principal) e Sossego. Este último representa aproximadamente 15% das reservas. Há também cerca de 16,5 milhões de toneladas de minério oxidado de cobre (VALE, 2001).

O minério de cobre é basicamente calcopíritico, com pequena presença de bornita e calcocita. A usina do Sossego processa 41.000 toneladas de minério de cobre por dia e está projetada para uma produção superior a 470.000 toneladas de concentrado de cobre por ano. O fluxograma de processo é apresentado na Figura 5.1.

O circuito da usina do Sossego é descrito em detalhes por Bergerman (2009). A seguir é apresentada uma breve descrição do circuito de remoagem do Sossego, foco do presente trabalho.

Os concentrados *rougher* e *scavenger-cleaner* da flotação alimentam, por meio de bombas de velocidade variável, duas baterias de 7 ciclones com diâmetro de 15". O *underflow* da ciclonagem é direcionado, por gravidade, para a caixa de alimentação do moinho vertical, o qual é alimentado pela porção inferior do moinho por meio de uma bomba que também opera com velocidade variável. Os dois moinhos verticais operam em circuito fechado com a ciclonagem. A descarga do moinho vertical passa por uma classificação interna, na qual o material grosseiro retorna diretamente ao moinho, em conjunto com a alimentação nova, e o material fino segue para a classificação em ciclones. Esta classificação interna é controlada por uma válvula de agulha, que pode operar de forma automática em conjunto com o nível da bomba de alimentação do moinho, visando garantir um fluxo mínimo na alimentação do moinho e controlar a velocidade do fluxo ao longo do moinho.

O produto da remoagem (*overflow* dos ciclones), com P_{80} da ordem de 44 μm , é submetido à flotação *cleaner* em seis colunas de flotação. Para permitir o controle de processo do circuito de remoagem, o circuito dispõe de medidores de pressão na alimentação dos ciclones e medidores de densidade e de vazão na alimentação das

duas baterias de ciclones. Os moinhos verticais operam com corpos moedores de aço cromo, com diâmetro de 19 mm, para um consumo de aproximadamente 20 g/t de alimentação nova do SAG. Em termos de manutenção, a equipe do Sossego relata poucos problemas com este equipamento, sendo os principais pontos de atenção a bomba de alimentação do moinho e o revestimento da rosca, trocado em intervalos de aproximadamente 12 meses.

As Figuras 4.2 a 4.5 ilustram o circuito de remoagem do Sossego.

Figura 4.2 - Moinhos verticais da usina do Sossego

Fonte: Acervo pessoal do autor

Figura 4.3 - Caixa de descarga e classificação do produto do moinho Vertical do Sossego

Fonte: Acervo pessoal do autor

Figura 4.4 - Bombas de alimentação do produto da etapa de remoagem (*overflow* dos ciclones) a etapa de flotação *cleaner*

Fonte: Acervo pessoal do autor

Figura 4.5 - Baterias de ciclone de classificação da carga circulante do moinho vertical do Sossego

Fonte: Acervo pessoal do autor

A Tabela 4.1 ilustra as potências instaladas nos moinhos verticais e nas bombas do circuito de remoagem do Sossego.

Tabela 4.1 - Potências dos moinhos e das bombas do circuito de remoagem do Sossego

	Moinho vertical (cada)	Bomba de alimentação do moinho	Bomba de alimentação da ciclonagem
Potência motor (kW)	1118	110	200

O circuito de remoagem do Sossego foi projetado a partir da realização de ensaios de jarro pelo fabricante. Os ensaios indicaram uma necessidade de 6,0 kWh/t para se chegar a um P_{80} de 44 μm com o minério proveniente da mina do Sossego e 10,4 kWh/t para o mesmo P_{80} com o minério da mina do Sequeirinho. Os equipamentos instalados possuem capacidade para processar aproximadamente 165 t/h de alimentação nova (concentrado *rougher* e concentrado *scavenger*), com um F_{80} de alimentação de aproximadamente 210 μm e um P_{80} de 44 μm . Desta forma, foram selecionados dois moinhos verticais de 1.118 kW cada, modelo VTM-1500.

4.1.2. Usina da Kinross em Paracatu

A Kinross opera em Paracatu, MG, duas usinas que processam minério de ouro. A primeira usina entrou em operação em 1987 com capacidade inicial de 6 Mtpa, chegando a processar 20 Mtpa. Trata-se uma usina composta de um estágio de britagem primária em britador de impacto, um estágio de britagem secundária em britador cônico e um estágio de moagem de bolas realizado em 4 moinhos tubulares com potência instalada de 1,9 MW cada. A segunda usina, iniciou sua operação em 2006, com capacidade para processar 41 Mtpa. É composta de uma britagem primária em um britador tipo *sizer*, seguida de moagem em moinho SAG e moagem secundária em quatro moinhos tubulares de bolas. O circuito de concentração de ambas usinas é similar, compostos por estágio de jigagem, flotação e remoagem, sendo o concentrado final encaminhado para a hidrometalurgia. As usinas são descritas em detalhes por Monte et al. (2001) e Santos Junior et al. (2011a).

Segundo Santos Junior et al (2011), a etapa de remoagem recebe os concentrados da jigagem e da flotação, com um D_{80} de aproximadamente 2 mm, que é moído para um D_{90} de aproximadamente 45 μm . Na usina mais antiga, denominada planta 1, esta etapa de remoagem é realizada em moinhos tubulares de bolas. Na usina nova, denomina planta 2, esta etapa é realizada em um *Vertimill*®.

O circuito de remoagem da planta 1 recebe o concentrado de toda a planta, que é alimentada principalmente com minério oxidado, e possui capacidade de processar aproximadamente 40 t/h. O WI do minério que alimenta a usina é de aproximadamente 5,5 kWh/t. O circuito opera com dois moinhos tubulares de bolas em paralelo, sendo um de 2,13 m x 3,05 m e o segundo de 2,44 m x 3,35 m, com uma potência total de 300 kW. Os moinhos operam com 67% da velocidade crítica, enchimento de 30% e tamanho máximo de bolas de 1". A Figura 4.6 ilustra este circuito.

Figura 4.6 - Fluxograma do circuito de remoagem da planta 1 da Kinross

Fonte: Santos Junior et al. (2011)

O circuito de remoagem da planta 2 recebe o concentrado de toda a planta, composto pelos concentrados da jigagem e flotação, que é alimentada principalmente com minério sulfetado, e possui capacidade de processar aproximadamente 90 t/h. O WI do minério que alimenta a usina é de aproximadamente 10 kWh/t. O circuito opera com um moinho vertical, Modelo Metso VTM-1250, com uma potência total de 930 kW. O moinho opera com um enchimento de 40% e tamanho máximo de bolas de 1". A Figura 4.7 ilustra este circuito.

Figura 4.7 - Fluxograma do circuito de remoagem da planta 2 da Kinross

Fonte: Santos Junior et al. (2011)

A alimentação do moinho vertical é realizada pela porção superior do mesmo. O moinho vertical opera com revestimento magnético. O moinho também é equipado com a caixa de classificação interna. Para permitir o controle de processo do circuito de remoagem, o circuito dispõe de medidores de pressão e medidos de densidade e de vazão na alimentação dos ciclones e medidores de densidade e de vazão na bomba de alimentação do concentrado da flotação ao moinho vertical.

Em termos de manutenção, dados da literatura e informações prestadas pela equipe de processo durante a visita realizada em fevereiro de 2012 mostram que o moinho vertical praticamente não demanda cuidados especiais. Os revestimentos, que costumam ser o item que mais tempo de parada exigem em moinhos, são um item de pequena preocupação no caso da Kinross. Com a utilização do revestimento magnético, o desgaste do revestimento da parede do moinho é praticamente nulo. Apenas o revestimento da rosca tem que ser trocado em intervalos de aproximadamente 6 meses. A Figura 4.8 ilustra o revestimento utilizado.

Figura 4.8 - Revestimento magnético

Fonte: Santos Junior et al. (2011)

Santos Junior et al. (2011) apresentam alguns dados de processo do circuito do moinho vertical assim como uma comparação com o moinho tubular de bolas da planta 1. Os autores calcularam a eficiência de moagem (definida pelos autores como WI/WI_{op}) do moinho tubular como 0,85, enquanto a do moinho vertical é de 1,5. A comparação da função seleção de ambos moinhos também mostrou o melhor desempenho do moinho vertical, conforme ilustrado na Figura 4.9.

Figura 4.9 - Comparação da função seleção do moinho tubular de bolas e do moinho vertical

Fonte: Santos Junior et al. (2011)

Santos Junior et al. (2011) também informam menor consumo de corpos moedores no moinho vertical, de 69 g/kWh contra 80 g/kWh observado no moinho tubular de bolas. O consumo específico de energia medido no moinho vertical foi de 9,7 kWh/t, enquanto no moinho tubular de bolas foi de 11,2 kWh/t, ressaltando-se que o minério que alimenta o moinho vertical é mais competente que o moinho tubular de bolas.

4.1.3. Usina da Mineração Caraíba

A mineração Caraíba explora um depósito de minério de cobre sulfetado. No capeamento deste depósito, encontram-se pequenos volumes de cobre oxidado. A lavra do depósito se iniciou em 1978. A usina de beneficiamento mineral é descrita em detalhes em Sampaio, Carvalho e Andrade (2001).

Em 2008, foi instalada uma etapa de remoagem do concentrado da flotação, com um moinho tubular de bolas de 2,74 m x 5,18 m. O mesmo recebia uma alimentação com P_{80} de 150 μm e seu produto tinha P_{80} de 44 a 53 μm . Em 2011, o moinho tubular de bolas, que já era um equipamento usado quando de sua instalação, começou a apresentar problemas mecânicos. As opções disponíveis eram sua reforma, a aquisição de um novo moinho tubular de bolas ou de um moinho com nova tecnologia. Após a realização de um estudo interno ela empresa em conjunto com a Metso, optou-se então por adquirir um moinho vertical.

Em Abril de 2012 entrou em operação o circuito com o moinho vertical, conforme ilustrado na Figura 4.10.

Fonte: Simões (2012)¹⁷

A alimentação do circuito de remoagem é composta pelos concentrados *rougher*, *scavenger* e *scavenger* do *cleaner*. A alimentação nova passa por um primeiro estágio de classificação em ciclones, cujo objetivo é desaguamento. O *overflow* desta etapa de classificação retorna ao circuito de flotação e o *underflow* é encaminhamento para um segundo estágio de classificação, em ciclones. O *overflow* desta segunda etapa de classificação retorna para a caixa de alimentação do primeiro estágio de classificação, sendo o *underflow* a alimentação do moinho vertical. A alimentação nova chega ao moinho vertical por sua porção inferior, junto com a recirculação da caixa de classificação interna do moinho. A descarga do moinho passa pelo classificador interno, sendo o produto grosseiro recirculado e o produto fino produto final, seguindo diretamente para a flotação, sem passar novamente pela classificação e ciclones.

¹⁷ SIMÕES, A. **Informações Vertimill**. [comunicação pessoal] Reunião realizada em 15 de ago.2012.

Nesta operação são utilizados corpos moedores de 25 mm e consumidas 2 t de bolas por mês. É utilizado o revestimento magnético, o que implica pouca necessidade de manutenção nos revestimentos do equipamento. O equipamento operava havia pouco tempo quando da realização da visita. Assim que se iniciou a operação, observou-se que a relação de redução obtida era muito baixa, mesmo com o moinho operando em sua capacidade máxima de amperagem – 150 para 105 μm . Foram testadas regulagens na válvula de recirculação e aumento da porcentagens de sólidos, porém sem efeitos significativos.

No final de 2012, o circuito foi modificado para que o moinho vertical operasse em circuito fechado, conforme ilustra a Figura 4.11. Apesar de não se dispor de dados de amostragens, as informações passadas pela equipe de operação da Caraíba são de que após essa mudança os valores de projeto passaram a ser atingidos.

Figura 4.11 – Circuito de remoagem da Mineração Caraíba modificado no final de 2012 para operar em circuito fechado

Fonte: Simões (2012)¹⁸

As Figuras 4.12 a 4.15 ilustram o moinho vertical da Caraíba.

¹⁸ SIMÕES, A. **Informações Vertimill**. [comunicação pessoal] Reunião realizada em 15 de ago.2012.

Figura 4.12 - Vista do moinho vertical da Mineração Caraíba

Fonte: Acervo pessoal do autor.

Figura 4.13 - Vista do moinho vertical da Mineração Caraíba, na qual se vê a caixa de recirculação (à direita) e a alimentação na base do moinho (à esquerda)

Fonte: Acervo pessoal do autor.

Figura 4.14 - Detalhe da descarga do moinho vertical da Caraíba na caixa de classificação interna

Fonte: Acervo pessoal do autor.

Figura 4.15 - Vista do moinho vertical da Mineração Caraíba (à direita) e da caixa de classificação interna (à esquerda)

Fonte: Acervo pessoal do autor.

4.1.4. Usina da Mineração Maracá

A Mineração Maracá iniciou suas operações em 2007, explorando um depósito de cobre e ouro localizado denominado Chapada, em Alto Paraíso, Goiás. As reservas de minério de cobre provadas e prováveis são de 2,5 bilhões de libras. A usina foi projetada para processar 16 Mtpa. A usina é composta por um circuito de cominuição com moinho SAG e moinho tubular de bolas, além de um circuito de

flotação, para concentração dos sulfetos. Após otimizações realizadas desde o início da operação, atualmente, são processados 21 Mtpa. O moinho vertical é alimentado com o concentrado *rougher* bem como com o rejeito da flotação *re-cleaner* em coluna. A alimentação nova é classificada em ciclones. O *overflow* é o produto do circuito de remoagem e segue para a etapa *cleaner* de flotação. O *underflow* segue para o moinho vertical. O moinho é alimentado em sua porção superior. A descarga também é realizada pela porção superior, porém sem o uso do sistema de classificação interno do moinho, sendo todo produto do moinho retornado diretamente a bomba que alimenta os ciclones. O moinho opera com corpos moedores de diâmetro de 25,4 mm de aço, e o consumo é de aproximadamente 29 g/t de ROM. A Figura 4.16 ilustra o fluxograma da usina.

Figura 4.16 - Fluxograma da planta de beneficiamento da Mineração Chapada

Fonte: Daher (2012)¹⁹

¹⁹ DAHER, D. **Informações Vertimill**. [comunicação pessoal] Mensagem recebida por: <mbergerman@usp.br> em 09 de jan.2012.

As Figuras 4.17 e 4.18 ilustram o moinho vertical da Mineração Maracá.

Figura 4.17 - Vista do moinho vertical da Mineração Maracá

Fonte: Acervo pessoal do autor.

Figura 4.18 - Detalhe da alimentação nova do moinho vertical, realizada pela porção superior do equipamento

Fonte: Acervo pessoal do autor.

A Tabela 4.2 lista as potências do motor do moinho e da bomba da

classificação. Este circuito não possui bomba de recirculação.

Tabela 4.2 - Potências do moinho e bombas do circuito de remoagem da Mineração Maracá

	Moinho vertical	Bomba de alimentação do moinho	Bomba de alimentação da ciclonagem
Potência motor (kW)	746	-	225

Os trabalhos com manutenção reportados pela equipe da Mineração Maracá se concentram nas peças de desgaste da porção inferior do moinho, trocadas a intervalos de 3 a 6 meses, a depender do componente. Os componentes de desgaste da porção superior do moinho são trocados em intervalos aproximados de 12 meses.

4.1.5. Usina da Samarco Mineração

A empresa Samarco opera uma mina de minério de ferro na cidade de Mariana, Minas Gerais, tendo sido pioneira no processamento de minério de ferro de baixo teor e granulometria fina. A empresa iniciou sua operação em 1977, com uma usina de cominuição e concentração por flotação com capacidade para 12 milhões de toneladas por ano. Em 2008 foi inaugurada a planta 2, que atualmente processa aproximadamente 9 Mtpa. O fluxograma detalhado da usina é descrito em Monte et al. (2001a) e Rosa (2013).

O moinho vertical da Samarco opera em paralelo com os moinhos tubulares de bolas. A remoagem é alimentada com o produto da flotação de grossos e finos, com um D_{80} de aproximadamente 120 μm . O produto do circuito de moagem tem um P_{80} de aproximadamente 38 μm . A alimentação dos dois moinhos é classificada em dois estágios de ciclones, sendo que o *underflow* dos dois estágios alimentam os moinhos verticais. No moinho vertical, são utilizados corpos moedores de diâmetro de 15 mm de ferro fundido de alto cromo. O moinho tubular de bolas opera com corpos moedores de 25 mm. A porcentagem de sólidos de operação de ambos os moinhos é de 78 a 80%.

Em termos de manutenção, a equipe da Samarco relatou que o equipamento

apresenta baixo consumo de peças de desgaste. O moinho vertical opera desde o fim de 2011 e até o momento foi trocada apenas a base da rosca.

A Tabela 4.3 ilustra as potências do motor do moinho e da bomba da classificação. Este circuito não possui bomba de recirculação.

Tabela 4.3 - Potências do moinho vertical e das bombas de alimentação das ciclonagens da Samarco.

	Moinho vertical	BP recirculação	BP ciclonagem 1	BP ciclonagem 2
Potência motor (kW)	1118	-	56	112

A equipe de processo da Samarco relata uma redução de aproximadamente 30% no consumo de energia do Vertimill em relação aos moinhos tubulares de bolas para um mesmo trabalho de moagem. O consumo específico da moagem de bolas é de aproximadamente 13,5 kWh/t, enquanto o moinho vertical consome aproximadamente 10,4 kWh/t. A Figura 4.19 ilustra o fluxograma da usina II da Samarco, e as Figuras 4.20 a 4.25 ilustram o moinho vertical.

Figura 4.19 - Fluxograma da usina II da Samarco

Fonte: Rosa (2012)²⁰

²⁰ ROSA, A. **Informações Vertimill**. [comunicação pessoal] Reunião realizada em 18 de fev.2013.

Figura 4.20 - Vista do moinho vertical da Samarco

Fonte: Acervo pessoal do autor.

Figura 4.21 - Tubulação de alimentação do moinho vertical da Samarco

Fonte: Acervo pessoal do autor.

Figura 4.22 - Sistema utilizado para medição do grau de enchimento do moinho vertical da Samarco

Fonte: Acervo pessoal do autor.

Figura 4.23 - Descarga do moinho vertical (à esquerda)

Fonte: Acervo pessoal do autor.

Figura 4.24 - Vista da bomba de alimentação do moinho vertical da Samarco

Fonte: Acervo pessoal do autor.

Figura 4.25 - Circuito de remoagem da Samarco, com o Vertimill em primeiro plano e o moinho tubular de bolas ao fundo.

Fonte: Acervo pessoal do autor.

4.1.6. Usina do Salobo

A mina do Salobo, da Vale, iniciou suas operações em 2012. Esta possui uma reserva estimada de 508 milhões de toneladas com um teor de 0,8% de cobre e 0,48 g/t de ouro (GODOY et al., 2010).

O minério de cobre é encontrado principalmente na bornita e calcocita, com pequena presença de calcopirita. A usina do Salobo foi projetada para processar 12 milhões de toneladas por ano de material proveniente da mina, produzindo aproximadamente 127.000 toneladas de cobre contido em concentrado. O fluxograma de processo é apresentado na Figura 4.26.

Figura 4.26 - Fluxograma de processo da usina do Salobo

Fonte: Machado (2013)²¹

O circuito da usina do Salobo é descrito em detalhes por Godoy et al. (2010). A seguir é apresentada uma breve descrição do circuito de remoagem do Salobo, foco do presente trabalho.

Os concentrados *rougher 2* e *scavenger-cleaner* da flotação alimentam, por meio de bombas de velocidade variável, duas baterias de 7 ciclones. O *underflow* da ciclonagem é direcionado, por gravidade, para a caixa de alimentação do moinho vertical, o qual é alimentado pela porção inferior do moinho por meio de uma bomba que também opera com velocidade variável. Os dois moinhos verticais operam em circuito fechado com a ciclonagem. A descarga do moinho vertical passa por uma classificação interna, na qual o material grosseiro retorna diretamente ao moinho, em conjunto com a alimentação nova enquanto que o material fino segue para a classificação em ciclones. Esta classificação interna é controlada por uma válvula de agulha, que pode operar de forma automática em conjunto com o controle de nível

²¹ MACHADO, L.C. de R. **Circuito de remoagem do Salobo**. [comunicação pessoal] Mensagem recebida por: <mbergerman@gmail.com> em 12 de jul.2013.

da caixa de bomba de alimentação do moinho, visando garantir um fluxo mínimo na alimentação do moinho e controlar a velocidade do fluxo ao longo do moinho.

O produto da remoagem (*overflow* dos ciclones), com P_{80} da ordem de 21 a 23 μm , é submetido à flotação *cleaner* em colunas de flotação, em três estágios. Para permitir o controle de processo do circuito de remoagem, o circuito dispõe de medidores de pressão na alimentação dos ciclones e medidores de densidade e vazão na alimentação das duas baterias de ciclones. O moinho vertical opera com corpos moedores de aço cromo, com diâmetro de 19 mm. Em termos de manutenção, a equipe de processo do Salobo informou que o equipamento entrou em operação há pouco tempo e ainda não apresentou nenhuma ocorrência significativa nesta área.

As Figuras 4.27 a 4.28 ilustram o circuito de remoagem do Salobo.

Figura 4.27 - Moinhos verticais da usina do Salobo, a esquerda. A direita, pode-se ver a nova remoagem, da planta 2, em construção.

Fonte: Acervo pessoal do autor.

Figura 4.28 - Moinhos verticais da usina do Salobo

Fonte: Acervo pessoal do autor.

A Tabela 4.4 ilustra as potências instaladas no moinho vertical e nas bombas do circuito de remoagem do Salobo.

Tabela 4.4 - Potências dos moinhos e bombas do circuito de remoagem do Salobo

	Moinho vertical	Bomba de alimentação do moinho	Bomba de alimentação da ciclonagem
Potência motor (kW)	1118	150	250

O circuito foi projetado a partir da realização de ensaios de jarro pelo fabricante. Os ensaios indicaram a necessidade de 13,5 kWh/t para se chegar ao produto desejado. Os equipamentos instalados possuem capacidade para processar aproximadamente 601 t/h de alimentação nova (concentrado *rougher* 2 e concentrado *scavenger*), com um F_{80} de alimentação de aproximadamente 74 a 96 μm e um P_{80} de 21 a 23 μm . Desta forma, foram selecionados quatro moinhos verticais de 1.118 kW cada, modelo VTM-1500 WB.

4.1.7. Usina da Cadia

A operação denominada Cadia é um dos maiores produtores de ouro da Austrália. O complexo inclui três minas, uma a céu aberto e duas subterrâneas. A

usina de Cadia possui um moinho vertical operando em uma aplicação de moagem secundária, recebendo o produto do SAG. O moinho vertical opera de forma “semi-paralela” com os moinhos tubulares de bolas. Uma fração equivalente a 1/7 da alimentação do total do circuito secundário é peneirada em uma peneira de 6 mm, sendo o *oversize* encaminhado aos moinhos tubulares de bolas e o *undersize* (aproximadamente 90% da alimentação da peneira) encaminhada ao moinho vertical. O moinho vertical recebe aproximadamente 200 t/h de alimentação, com um F_{80} de 600 μm , sendo que o produto do circuito tem um P_{80} de 150 μm . A Figura 4.29 ilustra este moinho e a Figura 4.30 ilustra o fluxograma de Cadia.

Figura 4.29 - Moinho vertical da etapa secundária de moagem de Cadia

Fonte: Metso (2012)

Figura 4.30 - Fluxograma de moagem de Cadia

Fonte: Metso 2012

O circuito possui ainda um moinho vertical modelo VTM 3000 operando como moagem terciária, recebendo o produto da moagem secundária. Este circuito opera com alimentação de aproximadamente 750 t/h, com F_{80} de 150 μm e P_{80} de 95 μm (METSO, 2012). Dados apresentados por Metso (2012), de uma amostragem no circuito terciário, são ilustrados na Tabela 4.5.

Tabela 4.5 - Dados de amostragens do circuito terciário de Cadia

	F_{80} (μm)	P_{80} (μm)	Vazão (t/h)	Energia específica (kWh/t)	Wlop (kWh/t)	Potência do moinho (kW)
Projeto	151	95	715	2,92	13,67	
Amostragem de fev 2011	169,5	97,4	718	2,78	11,35	2.135

Fonte: Metso (2012)

4.2. MATERIAIS E MÉTODOS

Vale destacar a dificuldade de amostragem de um circuito industrial de grande

capacidade como o da usina do Sossego. As vazões de sólidos e polpa são muito altas, o que exige estratégias próprias e peculiares de forma a alcançar a representatividade estipulada. Os amostradores e os recipientes para a tomada das amostras foram selecionados com base em critérios específicos para estas condições, conforme descrito na revisão bibliográfica, e demandaram grandes esforços da equipe de técnicos selecionados para tal fim. Por se tratar de um trabalho fora da rotina operacional, os métodos empregados são resultado de adaptações e ajustes, produto de tentativas prévias de tomada de amostras.

De maneira geral, a usina do Sossego, assim como a maioria dos circuitos industriais, não foi projetada para possibilitar amostragens detalhadas como as que aqui são descritas. A título de exemplo, pode-se citar a amostragem do concentrado *rougher*. O concentrado das primeiras células *rougher* é direcionado a tubulações diferentes da dos concentrados das demais células. A amostragem desses fluxos, que representam a alimentação nova do circuito de remoagem, demandou a instalação de válvulas nas tubulações de recalques das bombas que recebem estes produtos. Outras dificuldades foram também experimentadas, tais como o acesso aos pontos de amostragem. Tais dificuldades ou mesmo impedimentos, foram posteriormente considerados no tratamento dos dados e informações, visto que têm grande influência na confiabilidade dos mesmos. Em algumas das usinas estudadas, o circuito de remoagem também não possui instrumentação adequada para o fechamento dos balanços de massas, como medidores de vazão e de densidade na alimentação da ciclonagem. Portanto, para o fechamento dos balanços de massas devem-se adotar estratégias que minimizem os erros provenientes dos procedimentos de amostragem. Em tal contexto, é fundamental que se obtenha o maior nível possível de redundância, ou seja, que uma determinada variável ou índice possa ser estimado por mais de um indicador. A carga circulante do moinho, por exemplo, deve ser calculada com base em:

- Porcentagem de sólidos;
- Medidas de vazão e recalque de bombas;
- Granulometria; além de
- Curvas de capacidades de ciclones e curva de capacidade da bomba de polpa.

Os pontos destacados em vermelho na Figura 4.31 ilustram os locais de amostragem.

Figura 4.31 – Pontos de amostragem na usina

Fonte: Elaborado pelo autor.

A Tabela 4.6 ilustra os pontos de tomada das amostras, assim como os amostradores utilizados, massas mínimas necessárias e dados registrados durante a amostragem.

Tabela 4.6 – Principais informações para a amostragem do circuito de moagem.

Ponto de amostragem	Descrição	Foto	Massa mínima (g)	Dados registrados	Material
Ponto 1a	Amostragem do concentrado <i>rougher</i> das células 2 a 7 e 9 a 14		92,5	Vazão de alimentação usina (t/h) Teor de cobre analisador <i>on line</i> (%) Granulometria analisador <i>on line</i> (retido em 210 μ m)	Amostrador Baldes Funil Etiquetas Tambores de 50 l Rádio EPIs
Ponto 1b	Amostragem do concentrado <i>rougher</i> das células 1 e 8		92,5	Vazão de alimentação usina (t/h) Teor de cobre analisador <i>on line</i> (%) Granulometria analisador <i>on line</i> (retido em 210 μ m)	Amostrador Baldes Funil Etiquetas Tambores de 50 l Rádio EPIs

Tabela 4.6 – Principais informações para a amostragem do circuito de moagem.

Ponto de amostragem	Descrição	Foto	Massa mínima (g)	Dados registrados	Material
Ponto 2	Amostragem do concentrado <i>scavenger</i>		104	Vazão de alimentação usina (t/h) Teor de cobre analisador <i>on line</i> (%) Granulometria analisador <i>on line</i> (retido em 210 μ m)	Amostrador Baldes Funil Etiquetas Tambores de 50 l Rádio EPIs
Ponto 3	<i>Underflow</i> da ciclonagem		92,5	Vazão Densidade de polpa Pressão Número de ciclones Geometria dos ciclones Ciclone amostrado	Amostrador Baldes Etiquetas Rádio EPIs

Tabela 4.6 – Principais informações para a amostragem do circuito de moagem.

Ponto de amostragem	Descrição	Foto	Massa mínima (g)	Dados registrados	Material
Ponto 4	Descarga do moinho vertical		92,5	Amperagem do moinho	Amostrador Baldes Etiquetas Rádio EPIs
Ponto 5	Overflow do ciclone		92,5	Vazão Densidade de polpa Pressão Número de ciclones Geometria dos ciclones Ciclone amostrado	Amostrador Baldes Etiquetas Rádio EPIs

Tabela 4.6 – Principais informações para a amostragem do circuito de moagem.

Ponto de amostragem	Descrição	Foto	Massa mínima (g)	Dados registrados	Material
Ponto 6	Alimentação do ciclone	Mesmo ponto de amostragem do <i>underflow</i> , apenas ajustando a válvula de alimentação para que todo material siga ao <i>underflow</i> .	92,5	Vazão Densidade de polpa Pressão Número de ciclones Geometria dos ciclones Ciclone amostrado	Amostrador Baldes Etiquetas Rádio EPIs

(*)As fotos desta tabela são do acervo pessoal do autor.

A Figura 4.32 ilustra o amostrador utilizado para a tomada das amostras da ciclonagem.

Figura 4.32 – Amostrador utilizado para amostragem da ciclonagem

Fonte: Acervo pessoal do autor

A Tabela 4.7 apresenta os valores usados para o cálculo da massa mínima, calculada a partir da fórmula de Pierry Gy, conforme ilustrada na eq. (22).

Tabela 4.7 – Cálculo das massas mínimas usando a fórmula de Pierre Gy.

Fluxo	Fator de forma do material	Densidade do material (g/cm ³)	Tamanho máximo do intervalo de interesse (mm)	Nível de confiança (%)	Precisão (%)	Proporção esperada no intervalo de interesse	Ordenada normal no nível de confiança escolhido	Massa mínima (g)
Amostragem do concentrado rougher das células 2 a 7 e 9 a 14 (ponto 1)	0,60	3,62	0,3	99,9	10	35	3,29	93
Amostragem do concentrado rougher das células 1 e 8 (ponto 1)	0,60	3,62	0,3	99,9	10	35	3,29	93
Amostragem do concentrado scavenger (ponto 2)	0,60	4,00	0,3	99,9	10	35	3,29	104
Underflow da ciclonagem (ponto 3)	0,60	3,62	0,3	99,9	10	35	3,29	93
Descarga do moinho vertical (ponto 4)	0,60	3,62	0,3	99,9	10	35	3,29	93
Overflow do ciclone (ponto 5)	0,60	3,62	0,3	99,9	10	35	3,29	93
Alimentação do ciclone (ponto 6)	0,60	3,62	0,3	99,9	10	35	3,29	93

As amostragens foram sempre realizadas durante um período de duas horas, em que a usina foi considerada sob operação estável, com incrementos tomados a

cada 15 minutos. Outro ponto de atenção durante a amostragem foi quanto a operação de bombas de poço, que caso em operação, pode desestabilizar o circuito. No presente trabalho, adotou-se o procedimento de não operar as mesmas 2 h antes da realização das amostragens.

As amostras foram enviadas para o laboratório de processo da usina do Sossego. Inicialmente, foram determinadas as porcentagens de sólidos de todas as amostras. Em seguida, foi realizado o peneiramento a úmido, com telas com as seguintes aberturas: 203, 152, 127, 100, 76,2, 50, 37,5, 25, 19, 12,5, 9,5, 6,3, 4,75, 3,35, 2, 1, 0,5, 0,425, 0,300, 0,212, 0,150, 0,106, 0,075, 0,053 e 0,038 mm.

Para a realização deste trabalho, foram realizados dois tipos de amostragens na usina do Sossego, ambas utilizando o método descrito acima. Na primeira, foram realizadas amostragem dos pontos 3 a 6 listados acima, entre os anos de 2006 e 2011, totalizando 18 amostragens.

O segundo tipo de amostragem foi mais completo, contemplando os 6 pontos de amostragens citados acima. Foram realizadas três amostragens no circuito de remoagem do Sossego, nos dias 13, 14 e 15 de dezembro de 2011. As amostras dos pontos 1 e 2 foram de grandes volumes – aproximadamente 50 kg cada, de forma a se gerar massa para a realização de ensaios laboratoriais descritos no capítulo subsequente deste trabalho. Durante estas amostragens, foi tomada também uma amostra da carga de bolas do moinho vertical do Sossego, em um dia em que o moinho foi aberto para manutenção e carga de bolas estava no pátio ao lado do moinho.

4.3. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nesta seção são apresentados os resultados das amostragens industriais das usinas estudadas. São relatadas e discutidas as seguintes informações, para cada usina:

- Condições da usina no dia das amostragens: são apresentados gráficos ilustrando a vazão de alimentação das usinas e do circuito de remoagem, amperagem ou potência dos moinhos e demais informações pertinentes;

- Distribuições granulométricas de todos fluxos amostrados;
- Porcentagem de sólidos dos fluxos amostrados;
- Cálculo de índices que permitissem avaliar e comparar as amostragens, como geração de material abaixo da malha de moagem, consumo de energia por tonelada de material produzido abaixo da malha de moagem, WI operacional, consumo específico de energia, etc.

Nos casos em que foram disponibilizados pelas empresas dados de dimensionamento dos circuitos amostrados, os valores nominais e de projeto foram comparados aos obtidos industrialmente, de forma a se avaliar a precisão dos métodos utilizados pelos fornecedores.

4.3.1. Usina do Sossego

Entre os anos de 2006 e 2012, foram realizadas 46 amostragens no circuito de remoagem do Sossego. Destas, 5 foram excluídas, por apresentarem resultados inconsistentes. Os resultados considerados válidos são apresentados na Tabela 5.8 e na Figura 5.33, em conjunto com os resultados dos ensaios de jarro realizados pelo fornecedor para o dimensionamento do circuito. As condições operacionais da usina nas amostragens realizadas em dezembro de 2013 se encontram nos Anexos 1 a 3.

Tabela 4.8 - Resultados das amostragens realizadas na Usina do Sossego

Data	Potência (P) (kW)	Alimentação nova (Q) (t/h)	F80 (μ m)	P80 (μ m)	Relação de redução	Wiop (kWh/t)	P/Q (kWh/t)	Moinho em operação
Nominal	1940	167	210	44	4,8	14,3	11,7	
Projeto	2160	173	210	44	4,8	15,3	12,5	
19/04/2006	600	89	95	39	2,4	11,8	6,8	MO01
19/04/2006	584	101	88	34	2,6	8,9	5,8	MO02
20/06/2006	578	119	64	33	1,9	10,0	4,9	MO02
16/08/2006	584	27	59	31	1,9	44,0	22,0	MO01
16/08/2006	572	25	58	35	1,6	60,3	22,5	MO02
18/09/2006	578	146	106	44	2,4	7,4	4,0	MO01
18/09/2006	578	93	78	41	1,9	14,6	6,2	MO01
30/10/2006	578	46	107	40	2,7	20,3	12,5	MO01
30/10/2006	584	163	98	48	2,0	8,2	3,6	MO02
28/11/2006	578	163	68	46	1,5	13,5	3,6	MO01
28/11/2006	584	180	97	40	2,4	5,7	3,2	MO02
23/02/2007	533	34	56	31	1,8	33,4	15,5	MO01
23/02/2007	572	86	88	39	2,3	12,5	6,7	MO02
11/03/2008	758	87	88	40	2,2	17,0	8,7	MO01
11/11/2008	662	129	54	35	1,5	15,8	5,1	MO01
21/11/2008	718	135	111	38	2,9	7,9	5,3	MO02
24/04/2009	1431	81	36	33	1,1	254,8	17,6	MO01
15/06/2009	673	45	142	35	4,1	17,4	14,8	MO02
24/07/2009	701	83	128	35	3,7	10,5	8,4	MO01
23/11/2009	808	139	87	33	2,6	8,6	5,8	MO01
30/07/2010	735	61	91	33	2,8	17,6	12,2	MO02
13/08/2010	791	200	102	44	2,3	7,7	4,0	MO01
13/08/2010	612	191	92	44	2,1	6,9	3,2	MO02
07/10/2010	797	108	149	61	2,4	16,0	7,4	MO01
17/11/2010	797	133	117	36	3,2	8,1	6,0	MO01
15/12/2010	741	140	123	36	3,4	6,9	5,3	MO01
05/04/2011	791	116	85	37	2,3	12,3	6,8	MO01
05/04/2011	836	132	97	38	2,5	10,4	6,3	MO02
27/04/2011	791	100	85	33	2,6	12,0	7,9	MO01
24/07/2011	701	88	216	35	6,2	7,9	8,0	MO01
17/10/2011	791	117	127	33	3,8	8,0	6,8	MO01
13/12/2011	774	320	69	32	2,2	12,5	7,1	MO01
14/12/2011	774	163	53	32	1,6	18,8	7,3	MO01
14/12/2011	735	165	53	33	1,6	21,6	7,9	MO02
15/12/2011	774	159	71	34	2,1	20,6	10,8	MO01
15/12/2011	730	176	76	36	2,1	17,8	9,2	MO02
26/01/2012	713	157	35	32	1,1	113,5	9,9	MO02
19/04/2012	819	141	108	32	3,4	10,3	8,3	MO02
16/08/2012	735	141	55	36	1,5	32,5	10,4	MO02
12/09/2012	769	273	174	59	2,9	13,7	7,5	MO02
16/10/2012	769	233	54	33	1,6	18,4	6,9	MO02
23/11/2012	842	167	133	33	4,0	14,8	12,9	MO02

Figura 4.33 - Relação entre o consumo específico de energia e o P_{80} do circuito de remoagem

Fonte: Elaborado pelo autor.

É importante destacar a dispersão relativamente alta dos dados obtidos industrialmente. O circuito de remoagem é um circuito cuja granulometria e vazão de alimentação oscilam muito mais que a alimentação nova do circuito de moagem. Em função destas oscilações, é difícil a manutenção de uma condição ótima de operação. Um exemplo destas condições difíceis de operação é ilustrado na Figura 4.34, que mostra a oscilação da vazão de alimentação do circuito de remoagem. Foram utilizados dados das amostragens realizadas apenas no circuito de remoagem, assim como dados de amostragens esporádicas que são realizadas ao longo de todo o circuito de flotação, visando o fechamento do balanço de massas do mesmo.

Figura 4.34 - Variação da vazão de alimentação dos moinhos verticais

Fonte: Elaborado pelo autor.

A Figura 4.34 mostra que a vazão de alimentação do circuito de remoagem varia entre 50 e 400 t/h. Deve-se destacar que a vazão nominal considerada no projeto foi de 173 t/h.

Mesmo com tal dispersão dos dados é possível destacar alguns pontos importantes. O primeiro é uma clara tendência de aumento do consumo específico de energia com o afinamento do produto. Consumos específicos próximos de 20 kWh/t por tonelada se mostraram necessários para produtos com um P_{80} da ordem de 30 μm . Outro ponto que chama a atenção é o fato dos consumos específicos determinados pelos ensaios realizados pelo fornecedor apresentarem consumos específicos de energia mais altos que os observados industrialmente para um mesmo tamanho de produto. A análise detalhada dos dados tomados em campo e das amostras enviadas para o ensaio de jarro mostraram uma diferença significativa na granulometria de alimentação das amostras. Enquanto nos ensaios de jarro as amostras tinha um D_{80} variando entre 116 e 185 μm , com uma média de 160 μm , a observação dos dados disponíveis ao longo dos 7 anos de amostragens industriais mostrou um D_{80} médio de 92 μm , com variação entre 42 e 216 μm . Pode-se observar que o tamanho de alimentação das partículas que efetivamente alimentaram o circuito é bem inferior as utilizadas nos ensaios de dimensionamento. Esse fator explica os menores consumos de energia observados industrialmente. Por ser um fato não esperado, já que a granulometria de alimentação medida na alimentação da flotação da usina do Sossego é próxima ao valor de projeto (210 μm), uma avaliação detalhada destes dados foi feita. Foram reunidos dados da granulometria de alimentação da flotação *rougher* e comparados com os dados da granulometria do concentrado *rougher*, que constitui a alimentação nova do circuito de remoagem. Estes dados estão ilustrados na Figura 4.35.

Figura 4.35 - Comparação da granulometria de alimentação *rougher* e do concentrado *rougher*

Fonte: Elaborado pelo autor.

Os dados da Figura 4.35 ilustram uma clara tendência de uma granulometria significativamente mais fina do concentrado *rougher* em relação a alimentação da mesma etapa. Essa diferença se deve possivelmente a dois fatores. O primeiro é que partículas mais grosseiras podem não estar liberadas ou são pesadas de mais para serem flotadas, sendo encaminhada assim para o rejeito. O segundo é que os sulfetos presentes no minério do Sossego, que são concentrado na etapa *rougher*, apresentam densidade significativamente maior que o restante da ganga, constituída principalmente de óxidos e silicatos. Essa diferença de densidade provavelmente faz com que partículas de sulfetos de mesmo tamanho das partículas de ganga sejam encaminhadas para o *underflow* do ciclone da moagem de bolas, sendo assim moídas além do necessário.

Foi realizada também uma amostragem da carga do Vertimill no dia 15 de dezembro de 2011. Os resultados estão ilustrados na Figura 4.36.

Figura 4.36 - Distribuição granulométrica da carga de bolas do moinho vertical

Fonte: Elaborado pelo autor.

Os corpos moedores utilizados como reposição do moinho vertical do Sossego são de 19 mm. Pode-se observar que a maior parte da carga se encontra em 10 e 19 mm. Apenas 10% da carga total está abaixo de 10 mm, não existindo corpos moedores abaixo de 5 mm. Esse fato se explica pelo fato das bolas pequenas serem expelidas do moinho, e indica um tamanho mínimo de bolas em torno de 10 mm que poderiam ser utilizadas no moinho vertical do Sossego,

mantidas as condições operacionais atuais.

4.3.2. Usina da Kinross em Paracatu

Os resultados da amostragem realizada no circuito da Kinross são ilustrados na Tabela 4.9. As condições operacionais da usina no dia da amostragem se encontram no Anexo 4.

Tabela 4.9 - Resultados de amostragem do circuito de remoagem da Kinross

Data	Potência (P) (kW)	Alimentação nova (Q) (t/h)	F ₈₀ (μm)	P ₈₀ (μm)	Relação de redução	Wiop (kWh/t)	P/Q (kWh/t)	Moinho
09/01/2012	829	99	604	30	20	5,86	8,36	27MO501

Podemos observar uma relação de redução alta, da ordem de 20, para um baixo consumo específico de energia, de 8,4 kWh/t.

4.3.3. Usina da Mineração Caraíba

Tendo em vista que o circuito de remoagem da Caraíba operava em circuito aberto na ocasião da visita para a amostragem, foram tomadas apenas amostras da alimentação e descarga do moinho. Por limitações do circuito, que não possui instrumentação para medição de vazões, não foi possível determinar a vazão de alimentação do moinho. Os dados de amostragem deste circuito estão ilustrados na Tabela 4.10. As amostragens de maio a julho e de 2012 de fevereiro de 2013 foram fornecidas pela equipe de processo da usina, sendo que apenas a amostragem de agosto de 2012 foi acompanhada pelo Autor. As condições operacionais da usina no dia da amostragem de agosto de 2012 se encontram no Anexo 5.

Tabela 4.10 - Resultados de amostragem no circuito de remoagem da Caraíba

Data	F ₈₀ (μm)	P ₈₀ (μm)	Relação de redução	Potência/vazão de alimentação (kWh/t)
05/05/2012	134	92	1,46	
07/05/2012	129	98	1,32	
07/05/2012	122	98	1,25	
10/05/2012	131	94	1,40	
14/05/2012	122	81	1,52	
25/05/2012	124	93	1,34	
30/05/2012	128	84	1,51	
01/06/2012	129	97	1,33	
05/06/2012	107	82	1,29	
13/06/2012	108	73	1,48	
15/06/2012	126	96	1,31	
20/06/2012	128	82	1,54	
21/06/2012	122	91	1,34	
22/06/2012	130	96	1,36	
26/06/2012	145	103	1,41	
26/06/2012	143	101	1,42	
27/06/2012	136	107	1,26	
27/06/2012	142	123	1,15	
28/06/2012	132	114	1,16	
28/06/2012	136	97	1,41	
29/06/2012	132	100	1,31	
02/07/2012	127	79	1,61	
05/07/2012	131	81	1,61	
16/08/2012 – 1 amostra	103	85	1,20	7,94
16/08/2012 – 2 amostra	124	85	1,45	7,94
13/02/2013	76	51	1,49	1,74

Nesta condição de circuito aberto, observa-se que as relações de redução obtidas são muito baixas, da ordem de 1,5. O circuito também não estava atingindo o valor desejado de produto, com um P₈₀ em torno de 45 a 53 μm. Informações prestadas pela equipe de processo da Caraíba após o fechamento do circuito, assim como da amostragem de fevereiro de 2013, indicam que nesta nova configuração, o valor de produto alvo está sendo alcançado.

4.3.4. Usina da Mineração Maracá

Os dados das amostragens realizadas na usina da Mineração Maracá estão ilustrados na Tabela 4.11. As amostragens de 2011 e abril de 2012 foram fornecidas pela equipe de processo da usina, sendo que apenas a amostragem de dezembro de 2012 foi acompanhada pelo Autor. As condições operacionais da usina no dia da amostragem de dezembro de 2012 se encontram no Anexo 4.

Tabela 4.11 - Amostragens realizadas na Mineração Maracá

Data		Nov/2011	Abr/2012	Dez/2012
Alimentação flotação	t/h	2635		
	P ₈₀ (μm)	230	255	
Concentrado rougher	t/h	181		
	P ₈₀ (μm)	123	105	117
Rejeito cleaner	t/h	14		
	P ₈₀ (μm)	61		
Produto remoagem (OF)	t/h	195		
	P ₈₀ (μm)	107	74	91
Alimentação moinho (UF)	t/h	435		
	P ₈₀ (μm)	226	210	211
Produto moinho	t/h	435		
	P ₈₀ (μm)	225	150	167
Relação de redução do moinho		1	1,4	1,26
Relação de redução do circuito de remoagem		1,11	1,41	1,28

Com base nos dados das amostragens listados na Tabela 4.4 nota-se, podemos perceber que o circuito da mineração Chapada também opera com uma relação de redução muito baixa. O produto da remoagem não está atingindo a especificação de projeto, o que tem implicado em perdas de recuperação metalúrgica na usina. Deve-se destacar que o moinho vertical da Mineração Maracá é o único que opera com alimentação por sua porção superior e sem caixa de recirculação interna. Isto pode estar levando o material a entrar e sair do moinho sem passar pela carga de bolas, não sendo, portanto, cominuído.

4.3.5. Comparação dos resultados das quatro usinas amostradas

Os valores de consumo específico de energia observado nas quatro usinas amostradas não podem ser comparados diretamente, tendo em vista os diferentes minérios processados em cada usina.

Comparando-se os circuitos das quatro usinas citadas nesta seção, podemos observar que as usinas do Sossego e da Kinross operam o circuito fechado, com alimentação pela porção inferior do moinho. Em ambos circuitos, observa-se uma maior relação de redução, chegando a até 20 vezes, sendo obtidos também os tamanhos de produto projetados. Nos circuitos da Mineração Maraca e Caraíba, que operam com configurações diferenciadas – no caso da Caraíba, com circuito aberto, e no caso da Maracá, com alimentação pela porção inferior, as relações de reduções obtidas são menores, da ordem de 1,1 a 1,5 e os produtos dos circuitos são mais grosseiros que o projetado. Essa observação mostra a importância de se operar o moinho vertical em circuito fechado e com alimentação em sua porção inferior, de forma a se aproveitar da melhor forma a potência instalada do moinho e sua capacidade de cominuição.

Outro ponto importante, observado para o caso da usina do Sossego, foi a diferença de granulometria da alimentação da flotação e do concentrado *rougher*, que alimenta a remoagem. O produto da flotação mostrou-se aproximadamente 50% mais fino que a alimentação da flotação, fato este que impacta significativamente a operação dos moinhos de remoagem. Frente a esta observação, deve-se atentar nas etapas de projeto a granulometria de alimentação que será utilizada para o dimensionamento dos circuitos de remoagem, já que normalmente os cálculos são feitos considerando-se que a granulometria de alimentação da remoagem é a mesma de alimentação da flotação.

Por fim, merece destaque a grande variação na vazão de alimentação da remoagem, fato este que se deve as oscilações de teor na alimentação da usina. Este ponto pode ser claramente observado a partir dos dados da usina do Sossego. Esta variação de teor, comum a todas as usinas de beneficiamento que não possuem pilhas de homogeneização, não impacta as operações de britagem e moagem primária e secundária, mas possui um grande impacto sobre a remoagem,

que irá perceber as significativas oscilações de vazão de alimentação aqui ilustradas. Este ponto também deve ser levado em conta no dimensionamento dos circuitos de remoagem e de seus equipamentos auxiliares, como caixas de bombas, calhas, entre outros.

5. DESENVOLVIMENTO DE ENSAIO LABORATORIAL PARA DIMENSIONAMENTO DE MOINHOS VERTICAIS

Este capítulo descreve os ensaios com moinho de jarro, realizados em escala laboratorial, desenvolvidos com o objetivo de estimar o consumo de energia e a distribuição granulométrica obtida em equipamentos industriais. Com esses resultados laboratoriais, propõe-se um método para dimensionar e simular a operação industrial de moinhos verticais utilizados para remoagem.

5.1. MATERIAIS E MÉTODOS

Todos os ensaios foram realizados com amostras que representem a alimentação nova do circuito de remoagem estudado, que em todas as usinas estudadas eram compostas pelo concentrado *rougher*. Para o desenvolvimento deste ensaio, foi selecionada uma amostra de alimentação nova do circuito de remoagem da usina do Sossego, tomada em 13 de dezembro de 2011. Após a definição das melhores condições a serem usadas, o ensaio foi reproduzido com mais duas amostras da usina do Sossego, uma da mineração Caraíba e uma da Mineração Chapada.

O procedimento padrão para todos ensaios de jarro é descrito a seguir. O moinho de jarro foi alimentado com a massa determinada de minério, de forma que a quantidade de polpa do moinho fosse o suficiente para encher os espaços vazios da carga de bolas. A massa de minério era inicialmente diluída em água e despejada no interior do moinho, já com os corpos moedores, de forma a garantir uma distribuição homogênea das partículas no interior da carga de corpos moedores. O moinho era então fechado e colocado no gira jarros.

O moinho foi operado em 5 intervalos de tempo, quais sejam 5, 10, 20, 30, 40, 60 e 120 minutos. Para cada um dos intervalos, foi utilizada uma nova alimentação. Alguns autores, como Partyka e Yan, 2007, utilizam a mesma amostra, parando o moinho, retirando uma pequena alíquota, de aproximadamente 1% do total para análise a laser e outra amostra para peneiramento, que depois é retornada ao

moinho. Os autores afirmam que esta retirada de amostras não impacta o ensaio, pela comparação com ensaios contínuos. No entanto, para minimizar possíveis erros, o autor optou pela utilização de uma amostra nova para cada tempo de moagem.

Desta forma, foi possível determinar a distribuição granulométrica do produto da moagem para os diferentes intervalos, que seriam posteriormente convertidos em uma energia equivalente gasta na moagem. Os ensaios foram realizados em uma mesa de rolos com velocidade variável e a velocidade de rotação dos jarros foi ajustada utilizando-se um tacômetro da marca Minipa modelo MDT-2238^a, com medição foto-eletrônica. As Figuras 5.1 a 5.4 ilustram as etapas do processo de realização do ensaio.

Figura 5.1 - Jarros utilizados para os ensaios

Fonte: Acervo pessoal do autor

Figura 5.2 – Jarro com carga de corpos moedores e minério

Fonte: Acervo pessoal do autor

Figura 5.3 – Detalhe do jarro com carga de corpos moedores e minério

Fonte: Acervo pessoal do autor

Figura 5.4 - Jarro na mesa de rolos

Fonte: Acervo pessoal do autor

O produto de cada ensaio de jarro era então descarregado do moinho, secado a uma temperatura de no máximo 60°C, para evitar aglomeração das partículas

finas, e então quarteado, de forma a separar uma alíquota de aproximadamente 100 g para a análise granulométrica. As distribuições granulométricas da alimentação e dos produtos dos ensaios de moagem, foram determinadas por meio de peneiramento a úmido, até a malha de 75 μm , combinado com análise da difração a laser para as frações abaixo desta malha. Nos casos em que se utilizou a análise por difração a laser, também foi calculada a área superficial por este fornecida.

Utilizando-se a eq. (15), proposta por Rowland, foram calculadas as potências consumidas em cada ensaio.

Os ensaios foram divididos em três etapas. Em uma primeira etapa, foram avaliadas as principais variáveis consideradas importantes, baseando-se nos métodos utilizados por Donda (2003) e pela Metso, sendo avaliadas as seguintes variáveis:

a) Tipo de jarro: aço carbono 1020 ou aço inoxidável: Deve-se destacar que foram testados dois materiais para a fabricação do moinho, aço carbono e aço inox, tendo em vista as observações de Alves (2007), que mostram uma grande diferença em resultados de WI utilizando-se moinho de aço carbono e aço inox. Caso essa diferença se confirmasse, o material usado no ensaio de jarro poderia impactar os resultados do mesmo.

b) Tamanho do jarro: 6" x 8" ou 8" x 10": A maior parte dos ensaios de jarro na literatura utilizam jarros com tamanhos mínimos de 8" x 10". Como na remoagem a alimentação é relativamente fina, usualmente abaixo de 300 μm , optou-se neste estudo por testar um jarro ainda menor que os padrões da literatura, que consumisse menos massa no ensaio. Essa preocupação também se justificou devido ao fato que durante o desenvolvimento de projetos, a quantidade de massa de material que irá alimentar a remoagem disponível para ensaios é muito pequena, já que estes dependem da realização de ensaios de concentração mineral.

c) Tamanho dos corpos moedores:

1) Apenas corpos moedores de 6,35 mm;

2) Apenas corpos moedores de 12,7 mm;

3) Carga sazoadada com corpos moedores entre 19 e 6,35 mm, simulando a amostrada no moinho vertical do Sossego.

- d) Velocidade de rotação do jarro: 60, 76 e 90% da velocidade crítica: este parâmetro é importante por determinar a dinâmica da carga e consequentemente dos mecanismos de quebra que irão ocorrer no jarro. Quanto maior a velocidade, maior a ocorrência de impacto, que não é desejável neste ensaio, já que os moinhos verticais operam com baixas velocidades e pouca participação de quebra por impacto.
- e) Enchimento de corpos moedores (bolas de aço cromo): 40 e 50%;
- f) Massa de minério: apenas preenchendo os vazios da carga de corpos moedores e com excesso de massa, com a polpa ficando aproximadamente 2 cm acima da carga de corpos moedores; e
- g) Porcentagem de sólidos em massa: 50 ou 60%.

A Tabela 5.1 resume as condições utilizadas na primeira etapa de ensaios. Em todos os ensaios desta etapa foi utilizada uma amostra de concentrado *rougher* tomada na usina do Sossego em 13 de dezembro de 2011.

Tabela 5.1 - Condições utilizadas na primeira etapa de ensaios de jarro

Número do ensaio	Tipo de jarro	Dimensões do moinho – diâmetro x comprimento (")	Perfil do interior	Tamanho dos corpos moedores (mm)	Velocidade do jarro (rpm)	Enchimento de bolas (%)	Porcentagem de sólidos em massa	Massa de minério (g)	Massa de água (g)	Tempo de moagem (min) / Número de réplicas				
										40	30	20	10	5
1.1	Aço carbono	8x10	Sem barras	12,7	71,3	40 (15,87 kg)	50	1952	1952	2	1	1	1	
1.2	Aço carbono	8x10	Sem barras	12,7	71,3	40 (15,87 kg)	50	1007	1007	1	1	1	1	
1.3	Aço carbono	8x10	Sem barras	12,7	84,5	40 (15,87 kg)	50	1007	1007	1	1	1	1	
1.4	Aço carbono	8x10	Sem barras	12,7	71,3	40 (15,87 kg)	60	1358	905	1	1	1	1	
1.5	Aço carbono	8x10	Sem barras	12,7	71,3	50 (20 kg)	50	1348	1348	1	1	1	1	
1.6	Aço carbono	8x10	Sem barras	Sazonada	71,3	40 (15,87 kg)	50	1007	1007	1	1	1	1	
1.7	Aço carbono	8x10	Sem barras	12,7	71,3	40 (15,87 kg)	50	1007	1007	1	1	1	1	1
1.8	Aço inox	8x10	Sem barras	12,7	71,3	40 (15,87 kg)	50	1007	1007	1	1	1	1	
1.9	Aço carbono	8x10	Sem barras	6,35	71,3	40 (15,87 kg)	50	1007	1007	1	1	1	1	
1.10	Aço carbono	8x10	Sem barras	12,7	56,3	40 (15,87 kg)	50	1007	1007	1	1	1	1	

Em uma segunda etapa, a partir das condições consideradas mais adequadas na etapa 1, foi avaliado o erro do ensaio, utilizando-se uma amostra tomada na usina do Sossego no dia 14 de dezembro de 2011. O erro foi medido de duas formas. O erro da energia aplicada ao jarro, por não poder ser medido, já que é calculado a partir das variáveis que são consideradas na fórmula de cálculo da potência do moinho, foi determinado utilizando a fórmula de propagação de incertezas, apresentada por Vuolo (1996), conforme ilustrado na eq. (32).

$$\sigma_w^2 = \left(\frac{\partial w}{\partial x}\right) \sigma_x^2 + \left(\frac{\partial w}{\partial y}\right) \sigma_y^2 + \dots \quad (32)$$

Definindo-se:

σ_w é a incerteza padrão da variável w ;

$\frac{\partial w}{\partial x}$ é a derivada da equação de w em relação ao parâmetro x ;

σ_x é a incerteza da variável x .

O resultado da eq.(15), proposta por Rowland para o cálculo da potência consumida pelo moinho, foi multiplicada pelo tempo de operação do ensaio e pela massa de bolas, bem como dividida pela massa de minério, além de feitos os devidos ajustes de unidade. Assim, a eq. (33) ilustra a derivada para o cálculo da incerteza padrão.

$$E = \frac{6,3 * D^{0,3} \operatorname{sen}\left(51 - 22\left(\frac{2,44 - D}{2,44}\right)\right) (3,2 - 3V_p) C_s \left(1 - \frac{0,1}{2(9 - 10 * C_s)}\right) t m_b 1000}{m_m 60} \quad (33)$$

Definindo-se:

- E é a energia específica consumida durante o ensaio de jarro, em kWh/t de minério processado;

D = diâmetro do moinho, em metros, interno ao revestimento;

V_p = fração do volume interno do moinho ocupada pelas bolas (volume aparente de bolas);

C_s = fração da velocidade crítica;

- t é o tempo de operação do jarro, em minutos;

- m_b é a massa de bolas, em kg;

- m_m é a massa de minério, em kg.

A eq. (33) foi derivada em relação a todas as suas variáveis, sendo obtidos os seguintes resultados:

- Derivação em relação a D : não foi necessária, pois o diâmetro do moinho é constante;

- Derivação em relação a V_p :

$$\frac{\partial E}{\partial V_p} = \frac{-3E}{3,2-3V_p} \quad (34)$$

- Derivação em relação a C_s :

$$\frac{\partial E}{\partial C_s} = E \left(\frac{1}{C_s} - \frac{\ln 2}{(2^{(9-10C_s)} - 0,1)} \right) \quad (35)$$

- Derivação em relação a t :

$$\frac{\partial E}{\partial t} = \frac{E}{t} \quad (36)$$

- Derivação em relação a m_b :

$$\frac{\partial E}{\partial m_b} = \frac{E}{m_b} \quad (37)$$

- Derivação em relação a m_m :

$$\frac{\partial E}{\partial m_m} = -\frac{E}{(m_m)^2} \quad (38)$$

Somando-se a contribuição de cada uma das variáveis citadas nas eqs. (34) a (38), chega-se a equação do erro total:

$$\sigma_E^2 = \left(\frac{-3E}{3,2-3V_p}\right)^2 \sigma_{V_p}^2 + E^2 \left(\frac{1}{C_s} - \frac{\ln 2}{(2^{(9-10C_s)}-0,1)}\right)^2 \sigma_{C_s}^2 + \left(\frac{E}{t}\right)^2 \sigma_t^2 + \left(\frac{E}{m_b}\right)^2 \sigma_{m_b}^2 + \left(-\frac{E}{(m_m)^2}\right)^2 \sigma_{m_m}^2 \quad (39)$$

Levando-se em conta que a incerteza devido a massa de minério é muito pequena, a eq. (39) pode ser arranjada como:

$$\frac{\sigma_E^2}{E^2} = \left(\frac{-3}{3,2-3V_p}\right)^2 \sigma_{V_p}^2 + \left(\frac{1}{C_s} - \frac{\ln 2}{(2^{(9-10C_s)}-0,1)}\right)^2 \sigma_{C_s}^2 + \left(\frac{1}{t}\right)^2 \sigma_t^2 + \left(\frac{1}{m_b}\right)^2 \sigma_{m_b}^2 \quad (40)$$

e

$$\frac{\sigma_E}{E} = \sqrt{\left(\frac{-3}{3,2-3V_p}\right)^2 * \sigma_{V_p}^2 + \left(\frac{1}{C_s} - \frac{\ln 2}{(2^{(9-10C_s)}-0,1)}\right)^2 * \sigma_{C_s}^2 + \left(\frac{1}{t}\right)^2 * \sigma_t^2 + \left(\frac{1}{m_b}\right)^2 * \sigma_{m_b}^2} \quad (41)$$

As incertezas de todas essas variáveis citadas acima, que impactam na eq. (41), foram medidas ao longo dos ensaios da segunda etapa, permitindo-se assim o cálculo do erro associado a medição da energia.

Para a determinação do erro relativo a granulometria de produto do ensaio, foram realizadas várias repetições de cada ensaio, sob mesmas condições. Estes erros englobam o erro do próprio ensaio e da análise granulométrica. A Tabela 5.2

ilustra as condições dos ensaios da segunda etapa.

Tabela 5.2 - Condições utilizadas na segunda etapa de ensaios de jarro

Número do ensaio	Tipo de jarro	Dimensões do moinho – diâmetro x comprimento (")	Perfil do interior	Tamanho dos corpos moedores (mm)	Velocidade do jarro (rpm)	Enchimento de bolas (%)	Porcentagem de sólidos em massa	Massa de minério (g)	Massa de água (g)	Tempo de moagem (min) / Número de réplicas				
										40	30	20	10	5
2.1	Aço carbono	8x10	Sem barras	12,7	71,3	40 (15,87 kg)	50	1017	1017	3	3	3	5	10

Em uma terceira etapa, foram avaliados, para a condição considerada adequada definida na primeira etapa, os resultados para mais duas amostras da usina do Sossego, uma da Mineração Caraíba e uma da Mineração Maracá. Nesta etapa, realizou-se também um ensaio com uma amostra de alimentação da flotação *rougher* do Sossego, de forma a se avaliar a diferença de moabilidade de uma amostra contendo minerais de ganga. Foi avaliada também a possibilidade de se utilizar um jarro de 6" x 8", visando o consumo de menos massa no ensaio. As condições utilizadas na terceira etapa estão ilustradas na Tabela 5.3.

Tabela 5.3 - Condições utilizadas na terceira etapa de ensaios de jarro

Número do ensaio	Amostra	Tipo de jarro	Dimensões do moinho – diâmetro x comprimento (")	Perfil do interior	Tamanho dos corpos moedores (mm)	Velocidade do jarro (rpm)	Enchimento de bolas (%)	Porcentagem de sólidos em massa	Massa de minério (g)	Massa de água (g)	Tempo de moagem (min) / Número de réplicas						
											120	60	40	30	20	10	5
2.2	SSG 13/12/11	Aço carbono	8x10	Sem barras	12,7	71,3	40 (15,87 kg)	50	1007	1007			1	1	1	1	1
2.3	SSG 15/12/11	Aço carbono	8x10	Sem barras	12,7	71,3	40 (15,87 kg)	50	1010	1010			1	1	1	1	1
2.4	Caraíba 16/08/12	Aço carbono	8x10	Sem barras	12,7	71,3	40 (15,87 kg)	50	974	974			1	1	1	1	1
2.5	SSG 13/12/11	Aço inox	6x8	Sem barras	12,7	82,35	40 (7,66 kg)	50	530	530			1	1	1	1	1
3.1	SSG 13/12/11	Aço inox	6x8	Sem barras	12,7	82,35	40 (7,657 kg)	50	530	530	1	1	1	1	1	1	1
3.2	SSG 14/12/11	Aço inox	6x8	Sem barras	12,7	82,35	40 (7,657 kg)	50	530	530	1	1	1	1	1	1	1
3.3	SSG 15/12/11	Aço inox	6x8	Sem barras	12,7	82,35	40 (7,657 kg)	50	530	530	1	1	1	1	1	1	1
3.4	Caraíba 16/08/12	Aço inox	6x8	Sem barras	12,7	82,35	40 (7,657 kg)	50	510	510	1	1	1	1	1	1	1
3.5	SSG 13/12/11	Aço carbono	8x10	Sem barras	12,7	71,3	40 (15,87 kg)	50	1007	1007	1	1	1	1	1	1	1
3.6	Yamana 2013	Aço carbono	8x10	Sem barras	12,7	71,3	40 (15,87 kg)	50	997	997			1	1	1	1	1
3.7	SSG AL RG dez 12	Aço carbono	8x10	Sem barras	12,7	71,3	40 (15,87 kg)	50	965	965					1	1	1

No total, nas três etapas, foram realizados 133 ensaios de jarro, com 6 amostras das usinas do Sossego, Caraíba e Chapada. Com esses resultados foram elaborados gráficos para avaliar a relação energia específica aplicada ao moinho em relação ao tamanho do produto e área superficial gerada, comparando-se os resultados obtidos em escala laboratorial com os determinados industrialmente durante as amostragens. Foi avaliada também a aplicação dos modelos de cominuição, como propostos por Rittinger, Kick, Bond e Charles.

5.2. RESULTADOS

5.2.1. Ensaios de jarro

Todos os resultados foram plotados na forma de tabelas, relacionado a granulometria obtida em cada tempo de moagem e a energia específica gasta na mesma. A Tabela 5.4 ilustra o resultado do ensaio 1.3. A íntegra dos resultados se encontram no Apêndice A.

Tabela 5.4 - Resultados do ensaio de jarro 1.3

Malha (μm)	Alimentação	Tempo de moagem (min)			
		10	20	30	40
P_{98} (μm)	212	78	52	49	36
P_{80} (μm)	104	35	22	21	16
P_{50} (μm)	37	16	10	10	8
Potência consumida (kWh/t)	0	8,5	17,0	25,6	34,1

De forma a se avaliar as diferentes variáveis testadas na primeira etapa, foram feitos gráficos relacionado a energia específica com o P_{80} , das condições comparadas. Todos os resultados obtidos foram comparados com a média dos ensaios considerados padrão, na condição do ensaio 1.2, designados nas Figuras 5.5 a 5.9 como média ensaio padrão.

A Figura 5.5 ilustra os resultados dos ensaios 1.3 e 1.10, nos quais foram

avaliados velocidades de rotação do jarro maiores (90% da velocidade crítica) e menores (60% da velocidade crítica), em comparação a rotação padrão de 76% da velocidade crítica.

Figura 5.5 - Resultados dos ensaios 1.3 e 1.10 em comparação ao ensaio padrão e a amostragem industrial do Sossego

Fonte: Elaborado pelo autor.

De acordo com a Figura 5.5, o ensaio 1.10, com velocidade de rotação menor apresentou um comportamento muito similar ao ensaio padrão, o que significa também ótima aderência com o valor obtido na amostragem industrial. O ensaio 1,3, com maior velocidade de rotação, apresentou uma reta de regressão com menor inclinação, o que mostra uma diferença na taxa de quebra, possivelmente devido a maior rotação e a ocorrência de quebra por impacto.

O segundo aspecto avaliado foi a diferença entre o jarro de aço inox em relação ao jarro padrão de aço carbono. A Figura 5.6 ilustra os resultados do ensaio 1.8 com o jarro de aço inox, em comparação ensaio padrão, com jarro de aço carbono, utilizado no ensaio padrão.

Figura 5.6 - Resultados dos ensaios 1.8 em comparação ao ensaio padrão e a amostragem industrial do Sossego

Fonte: Elaborado pelo autor.

Pode-se observar que o jarro de aço inox apresentou uma leve tendência de maior consumo de energia. Os valores são, no entanto, muito próximos aos obtidos para o jarro de aço carbono.

O terceiro aspecto avaliado foi o da diferença de diferentes tamanhos de corpos moedores. A Figura 5.7 ilustra os resultados do ensaio 1.6 com carga sazoadada e tamanho máximo de 19 mm, do ensaio 1.9, com corpos moedores de 6,35 mm, em comparação ensaio padrão, com corpos moedores de 12,7 mm.

Figura 5.7 - Resultados dos ensaios 1.6 e 1.9 em comparação ao ensaio padrão e a amostragem industrial do Sossego

Fonte: Elaborado pelo autor.

Pode-se observar que o ensaio padrão foi o que apresentou maior aderência com a amostragem industrial. O uso de corpos moedores de 6,35 m apresentou consumo de energia inferior ao resultado do circuito industrial. Já os ensaios com carga sazoadada e tamanho máximo de 19 mm indicaram consumos de energia superiores ao observado industrialmente.

O quarto aspecto avaliado foi o da diferença de diferentes porcentagens de sólidos. A Figura 5.8 ilustra os resultados do ensaio 1.4 com 60% de sólidos, em comparação ensaio padrão, com 50% de sólidos.

Figura 5.8 - Resultados do ensaio 1.4 em comparação ao ensaio padrão e a amostragem industrial do Sossego

Fonte: Elaborado pelo autor.

Observa-se que neste caso ambas condições apresentam boa aderência ao resultado industrial.

O quinto aspecto avaliado foi o da diferença de diferentes enchimentos do moinho. A Figura 5.9 ilustra os resultados do ensaio 1.5 com 50% de enchimento, em comparação ensaio padrão, com 40% de enchimento.

Figura 5.9 - Resultados do ensaio 1.5 em comparação ao ensaio padrão e a amostragem industrial do Sossego

Fonte: Elaborado pelo autor.

Observa-se que os resultados de ambos os ensaios foram praticamente idênticos. Neste caso, confirma-se a adequação da condição padrão, que exige menor carga de bolas, menor massa de minério e resultado também em menor peso do jarro, que facilita o manuseio durante a realização dos ensaios.

Os resultados dos ensaios da primeira etapa confirmaram a adequação do ensaio proposto como padrão, que apresentou aderência considerada adequada ao resultado industrial, em comparação as demais variáveis ensaiadas.

Os resultados da segunda etapa buscaram avaliar o erro obtido no ensaio. As Tabelas 5.5 a 5.9 ilustram os erros associados a medida do tempo, massa de bolas, enchimento, velocidade do moinho e massa de minério. Deve-se destacar que no caso da rotação do moinho, o equipamento utilizado fornece um intervalo de variação da rotação. Assim, o desvio padrão foi superestimado, englobando todo o intervalo de variação da medida da velocidade do jarro.

Tabela 5.5 - Erros associados ao cálculo da energia no ensaio de 5 minutos

Repetição	Tempo real (min)	Rotação (rpm)	Massa de bolas (kg)	Massa de minério (g)
1	5,0042	70,8 a 71,9	15,871	1007
2	5,0062	70,8 a 71,9	15,877	1007
3	5,0002	70,8 a 71,9	15,875	1007
4	5,0015	70,8 a 71,9	15,872	1007
5	4,9995	70,8 a 71,9	15,877	1007
6	5,0015	70,8 a 71,9	15,874	1007
7	5,0045	70,8 a 71,9	15,877	1007
8	5,0023	70,8 a 71,9	15,875	1007
9	5,0047	70,8 a 71,9	15,877	1007
10	5,0017	70,8 a 71,9	15,874	1007
Média	5,0062	71,3	15,875	1007
Desvio padrão	0,0022	0,6	0,0022	0

Tabela 5.6 - Erros associados ao cálculo da energia no ensaio de 10 minutos

Repetição	Tempo real (min)	Rotação (rpm)	Massa de bolas (kg)	Massa de minério (g)
1	10,0040	70,8 a 71,9	15,875	1007
2	10,0002	70,8 a 71,9	15,875	1007
3	10,0083	70,8 a 71,9	15,874	1007
4	10,0015	70,8 a 71,9	15,875	1007
5	10,0013	70,8 a 71,9	15,878	1007
Média	10,0031	71,3	15,875	1007
Desvio padrão	0,0033	0,6	0,0015	0

Tabela 5.7 - Erros associados ao cálculo da energia no ensaio de 20 minutos

Repetição	Tempo real (min)	Rotação (rpm)	Massa de bolas (kg)	Massa de minério (g)
1	21,0020	70,8 a 71,9	15,877	1007
2	20,0015	70,8 a 71,9	15,871	1007
3	20,0025	70,8 a 71,9	15,877	1007
Média	20,3353	71,3	15,875	1007
Desvio padrão	0,5774	0,6	0,0035	0

Tabela 5.8 - Erros associados ao cálculo da energia no ensaio de 30 minutos

Repetição	Tempo real (min)	Rotação (rpm)	Massa de bolas (kg)	Massa de minério (g)
1	30,0072	70,8 a 71,9	15,876	1007
2	30,0015	70,8 a 71,9	15,877	1007
3	30,0017	70,8 a 71,9	15,875	1007
Média	30,0034	71,3	15,876	1007
Desvio padrão	0,0032	0,6	0,0010	0

Tabela 5.9 - Erros associados ao cálculo da energia no ensaio de 40 minutos

Repetição	Tempo real (min)	Rotação (rpm)	Massa de bolas (kg)	Massa de minério (g)
1	40,0008	70,8 a 71,9	15,873	1007
2	40,0017	70,8 a 71,9	15,875	1007
3	40,0008	70,8 a 71,9	15,875	1007
Média	40,0011	71,3	15,874	1007
Desvio padrão	0,0005	0,6	0,0012	0

Usando-se os valores estimados nas Tabelas 5.5 a 5.9 na eq. (41), chegou-se a erros da ordem de 0,03 a 0,04 kWh/t para a energia específica calculada. Levando em conta que a ordem de grandeza da energia é de 3 a 100 kWh/t, dependendo do tempo de moagem, pode-se observar que o erro associado a esta variável no ensaio é muito pequeno, da ordem de 0,04 a 1%.

Em seguida, foram determinados os erros associados a determinação do tamanho do produto. Os resultados obtidos para os mesmos ensaio listados acima estão nas Tabela 5.10 a 5.14.

Tabela 5.10 - Erros associados à determinação do tamanho do produto para os ensaios de 5 minutos

Repetição	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Média	Desvio padrão	% RSD
P80 (μm)	39,1	39,4	41,9	40,8	41,4	41,8	40,2	39,9	42,1	41,8	40,9	1,1	2,7
P50 (μm)	16,8	16,6	17,8	17,1	17,6	17,5	17,1	17,0	17,9	17,5	17,3	0,4	2,4

Tabela 5.11 - Erros associados à determinação do tamanho do produto para os ensaios de 10 minutos

Repetição	1	2	3	4	5	Média	Desvio padrão	% RSD
P80 (μm)	33,2	33,1	34,7	32,9	33,4	33,5	0,7	2,2
P50 (μm)	14,6	14,9	15,6	14,6	14,7	14,9	0,4	2,8

Tabela 5.12 - Erros associados à determinação do tamanho do produto para os ensaios de 20 minutos

Repetição	1	2	3	Média	Desvio padrão	% RSD
P80 (μm)	25,4	26,9	25,8	26,0	0,8	3,0
P50 (μm)	11,7	12,3	11,7	11,9	0,4	3,0

Tabela 5.13 - Erros associados à determinação do tamanho do produto para os ensaios de 30 minutos

Repetição	1	2	3	Média	Desvio padrão	% RSD
P80 (μm)	22,2	21,3	22,0	21,8	0,5	2,3
P50 (μm)	10,4	10,0	10,3	10,2	0,2	2,0

Tabela 5.14 - Erros associados à determinação do tamanho do produto para os ensaios de 40 minutos

Repetição	1	2	3	Média	Desvio padrão	% RSD
P80 (μm)	20,1	19,3	18,7	19,4	0,7	3,6
P50 (μm)	9,5	9,0	8,9	9,1	0,4	3,9

De forma a ilustrar a ordem de grandeza dos erros calculados, a Figura 5.10 apresenta os resultados graficamente com as devidas barras de erro.

Figura 5.10 - Barras de erro associadas ao ensaio de jarro

Fonte: Elaborado pelo autor.

Podemos observar pela Figura 5.10 que as barras de erros da energia nem aparecem no gráfico, já que a ordem de grandeza das mesmas é muito pequena. Já os erros da determinação da granulometria são da ordem de 3%, podendo ser visualizados na Figura 5.10.

Os resultados da terceira etapa de ensaio são apresentados a seguir, por amostra ensaiada. São apresentados todos resultados dos ensaios na condição padrão e os resultados do ensaio com o jarro de 6" x 8", das três etapas de ensaios, no mesmo gráfico.

A Figura 5.11 ilustra os resultados obtidos para a amostra da usina do Sossego do dia 13/12/11. As linhas pretas ilustram as curvas de tendência dos valores médios dos ensaios no jarro de 8" x 10" (ensaio padrão) e de 6" x 8".

Figura 5.11 - Resultados dos ensaios de jarro da amostra da usina do Sossego em 13 de dezembro de 2011

Fonte: Elaborado pelo autor.

Observa-se, a partir da análise da Figura 5.11, que tanto o ensaio padrão, realizado no jarro de 8" x 10", como o ensaio realizado no jarro de 6" x 8", apresentaram resultados praticamente iguais, sendo que em ambos os casos a aderência ao resultado obtido industrialmente foi excelente.

A Figura 5.12 ilustra os resultados obtidos para a amostra da usina do Sossego do dia 14/12/11. As linhas pretas ilustram as curvas de tendência dos valores médios dos ensaios no jarro de 8" x 10" (ensaio padrão) e de 6" x 8".

Figura 5.12 - Resultados dos ensaios de jarro da amostra da usina do Sossego em 14 de dezembro de 2011

Fonte: Elaborado pelo autor.

Observa-se, da análise da Figura 5.12, que assim como para a amostra do dia 13/12, tanto o ensaio padrão, realizado no jarro de 8" x 10", como o ensaio realizado no jarro de 6" x 8", apresentaram resultados praticamente iguais, sendo que em ambos os casos a aderência ao resultado obtido industrialmente foi excelente.

A Figura 5.13 ilustra os resultados obtidos para a amostra da usina do Sossego do dia 15/12/11.

Figura 5.13 - Resultados dos ensaios de jarro da amostra da usina do Sossego em 15 de dezembro de 2011

Fonte: Elaborado pelo autor.

Observa-se, da análise da Figura 5.13, que a aderência do ensaio de jarro ao resultado da amostragem industrial foi um pouco pior que a observada para as amostras dos dias 13 e 14/12/2011 da usina do Sossego, mas ainda assim o resultado pode ser considerado bom, com uma diferença de aproximadamente 20% entre a energia específica estimada em laboratório e a obtida industrialmente.

A Figura 5.13 ilustra os resultados obtidos para a amostra da usina da Caraíba de agosto de 2012.

Figura 5.14 - Resultados dos ensaios de jarro da amostra da usina da Caraíba de agosto de 2012

Fonte: Elaborado pelo autor.

Observa-se, da análise da Figura 5.14, uma ótima aderência do ensaio de jarro padrão, com o jarro de 8" x 10", ao ensaio com o jarro de 6" x 8". A aderência de ambos os resultados, no entanto, com o resultado industrial, foi muito ruim. Esse fato pode ser explicado pelo fato do circuito de remoagem da Caraíba operar em circuito aberto quando da época da amostragem.

A Figura 5.13 ilustra os resultados obtidos para a amostra da usina da Mineração Maracá, de dezembro de 2012.

Figura 5.15 - Resultados dos ensaios de jarro da amostra da usina da Mineração Maracá de dezembro de 2012

Fonte: Elaborado pelo autor.

Observa-se, da análise da Figura 5.15, que a aderência do resultado laboratorial ao resultado industrial, foi muito ruim. Esse fato pode ser explicado pelo fato do circuito de remoagem da Mineração Maracá operar com alimentação por sua porção superior quando da época da amostragem.

A Figura 5.16 ilustra os resultados obtidos para a amostra de alimentação da flotação da usina do Sossego, de dezembro de 2012, em comparação aos resultados obtidos para uma amostra de 13/12/11 da usina do Sossego de concentrado *rougher*.

Figura 5.16 - Resultados dos ensaios de jarro da amostra de alimentação nova da flotação da usina do Sossego de dezembro de 2012

Fonte: Elaborado pelo autor.

Pelos resultados da Figura 5.16, podemos observar claramente um maior consumo de energia para a cominuição da amostra de alimentação da flotação, em relação a amostra de concentrado *rougher*. Essa maior demanda de energia se explica pela presença de grande quantidade de minerais de ganga na amostra de alimentação da flotação, que apresentam maior resistência a moagem que os sulfetos, predominantes na amostra de concentrado *rougher*. Esse resultado ilustra a importância de sempre se utilizar uma amostra de concentrado da flotação para o dimensionamento dos circuitos de remoagem, e não uma amostra de alimentação da flotação.

A partir da análise dos resultados dos ensaios de jarro da terceira etapa, foi possível concluir o seguinte a respeito do ensaio desenvolvido:

- O mesmo pode ser aplicado a moinhos verticais que operem em circuito fechado e sejam alimentados por sua porção inferior, configuração está considerada a padrão em instalações de moinhos verticais para aplicações de remoagem de minérios metálicos;
- O ensaio de jarro laboratorial considerado padrão é realizado em uma mesa de rolos com velocidade variável, com um jarro de aço carbono, com revestimento interno liso, 40% de enchimento com corpos moedores com 12,7 mm de diâmetro de aço cromo, rotação do jarro de 76% da velocidade crítica, 50% de sólidos e polpa em quantidade suficiente para preencher os vazios da carga de corpos moedores. O

jarro a ser utilizado por ser de 6" x 8" ou de 8" x 10";

- A validação do ensaio de jarro de menor porte em relação aos usados convencionalmente, de 6" x 8", se mostra muito vantajoso para a indústria. A realização do ensaio neste jarro requer apenas 500 g de minério por ensaio, enquanto o jarro de 8" x 10" requer aproximadamente 1.000 g por ensaio. Considerando-se que para se traçar a curva de moagem são necessários 4 a 5 ensaios, a diferença de massa pode chegar a aproximadamente 2.500 g. Levando-se em conta que para se gerar 1.000 g de concentrado *rougher* pode ser necessário flotar 10 kg de minério, considerando-se uma recuperação em massa do estágio *rougher* de 10%, a menor demanda para o ensaio de jarro aqui proposto é de grande valia para as etapas iniciais de projetos, quando o concentrado *rougher* só pode ser produzido em ensaios laboratoriais ou custosas operações piloto.

Por fim, cabe destacar que não foram realizados mais ensaios de jarro com outras amostras industriais, a fim de validar o mesmo com uma base de dados mais amplos, devido a grande dificuldade de obtenção de amostras industriais representativas. No entanto, uma vez que as condições padrões do ensaio proposto foram definidas, uma maior quantidade de amostragens, em diferentes usinas, podem ser realizados para confirmar a validade do ensaio proposto.

5.2.2. Verificação da aplicação do modelo energético

Uma vez ilustrada a correlação entre os resultados industriais e os resultados de laboratório para o ensaio de jarro proposto, a etapa seguinte foi a de avaliar os resultados laboratoriais e as respectivas correlações com os modelos energéticos, derivados a partir da equação geral proposta por Charles (1957).

A fim de se avaliar a relação proposta por Rittinger, foi determinada a área específica dos produtos dos ensaios de jarro. Este parâmetro não foi determinado nos ensaios industriais por não ser o foco principal do presente estudo. Verificou-se a correlação entre os resultados de granulometria e área superficial e sua correlação com a energia gasta na moagem, conforme ilustrado nas Figuras 5.17 a 5.23. Cabe destacar que apesar das amostragens industriais da Mineração Caraíba e Maracá mostrarem que estas usinas estavam operando em condições que fogem a do

campo de validade do ensaio laboratorial proposto, os resultados dos ensaios laboratoriais das mesmas foram mantidos nesta etapa de análise, já que o foco nesta etapa é analisar apenas as relações obtidas em escala laboratorial entre a área específica, distribuição granulométrica e energia específica.

Figura 5.17 - Resultados de área superficial e D_{80} em função da energia específica no ensaio de jarro em moinho de 8" x 10" com a amostra do Sossego de 13 de dezembro de 2011

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura 5.18 - Resultados de área superficial e D_{80} em função da energia específica no ensaio de jarro em moinho de 6" x 8" com a amostra do Sossego de 13 de dezembro de 2011

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura 5.19 - Resultados de área superficial e D_{80} em função da energia específica no ensaio de jarro em moinho de 8" x 10" com a amostra do Sossego de 14 de dezembro de 2011

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura 5.20 - Resultados de área superficial e D_{80} em função da energia específica no ensaio de jarro em moinho de 8" x 10" com a amostra do Sossego de 15 de dezembro de 2011

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura 5.21 - Resultados de área superficial e D_{80} em função da energia específica no ensaio de jarro em moinho de 8" x 10" com a amostra da Caraíba de agosto de 2012

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura 5.22 - Resultados de área superficial e D_{80} em função da energia específica no ensaio de jarro em moinho de 6" x 8" com a amostra da Caraíba de agosto de 2012

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura 5.23 - Resultados de área superficial e D_{80} em função da energia específica no ensaio de jarro em moinho de 6" x 8" com a amostra da Chapada de dezembro de 2012

Fonte: Elaborado pelo autor.

Os dados obtidos para os ensaios realizados com todas as amostras ilustram uma relação linear entre a área superficial e a energia específica consumida. Esses resultados seguem o que foi observado por Donda (1998) e Rabello et al. (2007), que também mostraram a relação linear entre a área superficial e a energia gasta na moagem em aplicações de remoagem minério de ferro. Frente a este resultado, será avaliada a relação entre a área específica e a energia gasta na moagem em amostragens industriais futuras a se realizar na continuidade do presente estudo.

Quanto à avaliação da relação entre a granulometria e a energia específica consumida nos ensaios de jarro, observou-se um ótimo ajuste para uma equação de regressão potencial. Esse resultado indica que, plotando-se esta relação em um gráfico com escala logarítmica, a relação entre esses dois parâmetros também será uma reta, com variadas inclinações para os diferentes materiais ensaiados, como proposto por Charles (1957) e observado por Jimenez (1981).

6. CONCLUSÕES

A revisão bibliográfica realizada neste trabalho mostrou que existem diferentes equipamentos que podem substituir os moinhos tubulares de carga cadente, atualmente mais utilizados na indústria de mineração para aplicações de remoagem. Concluiu-se que nos últimos 20 anos tem crescido a utilização, em novos projetos ou em adequações de projetos existentes, dos moinhos de carga agitada por impelidores, principalmente pelos ganhos em termos de consumo de energia em relação aos moinhos tubulares de carga cadente. No Brasil, verifica-se o início da aplicação industrial deste equipamento apenas em 2004, com o início da operação da usina do Sossego, da Vale, com dois moinhos verticais. Atualmente, existem dez moinhos verticais em operação no Brasil e outros 32 estão previstos para projetos já em construção. Mesmo com esse aumento na capacidade instalada dos moinhos verticais, o Brasil só possui este tipo de equipamento, dentre os diversos moinhos de carga agitada disponíveis no mercado, para aplicações de minerais metálicos.

Devido ao desenvolvimento relativamente recente desta tecnologia, conclui-se que existem ainda poucas informações publicadas sobre o assunto, sendo quase nenhuma em português. Há poucos trabalhos com informações sobre o dimensionamento, a operação, o processo e otimização destes equipamentos. Não foram localizados pelo Autor modelos matemáticos para a simulação destes equipamentos nos programas para computador de simulação disponíveis no mercado. A literatura disponibiliza ainda pouca informação em relação a estudos comparativos entre as diferentes tecnologias de remoagem disponíveis atualmente. A maior parte das informações sobre os moinhos verticais fica restrita aos fornecedores destes equipamentos, evidenciando-se a necessidade da realização de mais pesquisas nesta área. Espera-se que o esforço para compilar informações sobre estes equipamentos contribua para o desenvolvimento e evolução das pesquisas nesta área no país, assim como para a minimização de riscos associados à utilização industrial destes moinhos.

Do estudo realizado para a avaliação do melhor método a ser utilizado para a determinação da distribuição granulométrica das amostras estudadas, conclui-se a

importância de se utilizar um ensaio que compreenda o peneiramento das frações mais grossas e a difração a laser para as frações mais finas, de forma a se evitar distorções nos resultados, principalmente nas frações mais grosseiras, que podem ser observadas quando se utiliza apenas a difração a laser. Conclui-se também que deve-se ter atenção ao se escolher o método de determinação da distribuição granulométrica, pois em alguns casos o desvio padrão entre diferentes medidas de uma mesma amostra pode ser alto, devido à pequena massa utilizada para a determinação. Quanto à escolha do método para determinação da área específica, conclui-se que tanto o método Blaine como os métodos que realizam a determinação da área específica a partir da distribuição granulométrica e da forma da partícula podem ser usados para a determinação deste parâmetro e fornecem resultados em uma mesma ordem de grandeza. O ensaio pelo método BET é o que fornece resultados mais preciso da área específica, por medir inclusive os poros existentes nas amostras, o que é apenas em parte capturado pelo método Blaine e definitivamente não é levado em conta na difração a laser e na análise dinâmica de imagens, que levam em conta o formato da partícula. Ressalta-se, no entanto, que o método BET possui um custo mais alto, o que em alguns casos inviabiliza a sua aplicação.

Das visitas às usinas em operação no Brasil e das amostragens, realizadas para avaliar o desempenho industrial dos moinhos verticais em operação, conclui-se serem corretas as informações da bibliografia de que os mesmos apresentam menores consumos de energia que os moinhos tubulares de carga cadente. A usina da Samarco, única no país que possui um moinho vertical operando em paralelo com um moinho tubular de carga cadente, obteve um consumo de energia 30% menor no moinho vertical, para mesmo trabalho de moagem. Em termos de manutenção, em todas as usinas visitadas foi relatado que o moinho vertical apresenta alta disponibilidade, com trocas pouco frequentes de partes do revestimento, requerendo assim um esforço de manutenção muito menor que nos moinhos tubulares e maior disponibilidade.

A partir das visitas às usinas, conclui-se, também, haver uma diversidade de configurações dos circuitos, que incluem desde a operação em circuito aberto, a alimentação pela porção superior ou inferior do moinho e o uso de recirculação interna dos finos. Não foi possível a comparação dessas diferentes configurações, já

que cada usina opera de forma diferente. No entanto, com base nos dados disponíveis conclui-se que os circuitos fechados com alimentação pela porção inferior são os que apresentam melhores resultados em termos de relação de redução e atingem os valores estipulados de produto. Deve-se destacar ainda que nenhuma das usinas visitadas realizou trabalhos significativos de otimização de seus circuitos com moinhos verticais, operando com condições iguais ou muito próximas às projetadas, o que reforça o potencial ainda maior de economia de energia destes equipamentos. Um ponto que também merece destaque é a grande oscilação observada na vazão de alimentação dos circuitos de remoagem. Esta grande variação se deve às oscilações de teor de alimentação, usuais em usinas que não possuem pilhas de homogeneização. Estas oscilações não impactam os estágios de britagem e moagem primária ou secundária, mas são um grande desafio para a operação dos circuitos de remoagem. Esta condição também explica a alta dispersão dos resultados observados nas amostragens industriais realizadas. Ressalta-se a importância de se levar esta característica particular dos circuitos de remoagem em consideração quando do projeto de novos circuitos.

Como contribuição aos trabalhos de otimização nesta área, a pesquisa inclui ainda o desenvolvimento de um ensaio laboratorial, para estimar o consumo de energia em circuitos industriais de remoagem que utilizem moinhos verticais. Conclui-se que o ensaio, desenvolvido a partir da realização de 133 ensaios individuais com 6 amostras, de diferentes usinas e condições operacionais, apresentou excelente aderência aos dados industriais da usina do Sossego e baixa variabilidade, podendo ser realizado com equipamentos de baixo custo e normalmente disponíveis nos laboratórios e nas usinas de beneficiamento de minérios. O ensaio de jarro laboratorial considerado padrão é realizado em uma mesa de rolos com velocidade variável, com um jarro de aço carbono, com revestimento interno liso, 40% de enchimento com corpos moedores com 12,7 mm de diâmetro de aço cromo, rotação de 76% da velocidade crítica, 50% de sólidos e polpa em quantidade suficiente para preencher os vazios da carga de corpos moedores. O jarro a ser utilizado pode ser de 6" x 8" ou de 8" x 10". Cabe destacar a validação do uso de um jarro de dimensões menores que os normalmente utilizados, o que permite a realização do ensaio com amostra de apenas 500 g, menor que as massas de ao menos 1 kg normalmente utilizados em ensaios desta natureza. Com

isto, facilita-se a realização destes ensaios em etapas iniciais dos projetos de mineração, nas quais não se dispõem de massa significativa para a geração dos concentrados de flotação necessários para as avaliações de remoagem. Mesmo em usinas já em operação, a necessidade de uma menor massa facilita os procedimentos de amostragem e realização dos ensaios.

Os resultados dos ensaios laboratoriais propostos foram comparados aos modelos energéticos existentes. Observou-se uma correlação linear entre a área superficial e a energia específica nos ensaios de jarro, concluindo-se por um comportamento semelhante ao relatado por Rittinger. A correlação entre o P_{80} e a energia específica também se mostrou linear em escala logarítmica, com curvas com inclinações variadas para diferentes materiais, como proposto por Charles. Deste modo, conclui-se que simulações utilizando-se os modelos de Rittinger e Charles podem ser aplicados para o dimensionamento e otimização destes circuitos após a realização do ensaio de jarro proposto.

A partir dos trabalhos realizados, pode-se concluir que os moinhos verticais são uma tecnologia recomendada para a remoagem de minérios de cobre, ferro e ouro, trazendo ganhos de processo, operação e manutenção em relação aos moinhos tubulares de carga cadente. O ensaio de jarro proposto irá facilitar o dimensionamento preliminar destes equipamentos, assim como servirá como guia para trabalhos de otimização de circuitos industriais.

Por fim, espera-se que este trabalho contribua para o desenvolvimento das pesquisas nesta área, visando suprir as lacunas observadas nas áreas de dimensionamento e otimização dos moinhos verticais e dos moinhos de carga agitada como um todo.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AUSTRALIAN COAL ASSOCIATION RESEARCH PROGRAM. **Hardgrovegrindability index**. Brisbane: ACARP, 2008. Disponível em <<http://www.acarp.com.au/Downloads/ACARPHardgroveGrindabilityIndex.pdf>>. Acesso em: 12 jan. 2012.

ALLEN, J. Advances in stirred milling: improving profitability of copper ore processing. In: INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING SEMINAR, 2009, Santiago. **PROCEMIN 2009**: proceedings. Santiago: Facultad de CienciasFisicas y Matematicas de la Universidad de Chile, 2009. v. 1, p. 83-90.

ALLEN, T. **Particle size measurement**. 5th ed. London: Chapman & Hall, 1997. 525 p. (v.1: Powder sampling and particle size measurement).

ALLEN, T. **Particle size measurement**. 5th ed. London: Chapman & Hall, 1997a. 251 p. (v.2: Surface área and pore size determination).

ALVES, V.K. Estudo de avaliação dos parâmetros que influenciam de maneira significativa nos resultados de ensaio de WI de Bond. In: ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E METALURGIA EXTRATIVA, 22., 2007, Ouro Preto. **Anais...** OuroPreto: s.n., 2007. v. 1, p. 151-156.

AN, B.; TANNANT, D.D. Grindability assessment using particle size or particle surface area. In: CIM MINING INDUSTRY CONFERENCE & EXHIBITION, Edmonton. **Proceedings**: CIM 2004. Westmount: CIM, 2004.1 CD-ROM.

ANDRADE, T.C.C.M. **Estudo do processo da usina hidrometalúrgica de Carajás, UHC**. 2006. 46 p. Monografia (Especialização em Operação e Manutenção de Sistemas Mínero-metalúrgicos) – Universidade Federal de Ouro Preto, Ouro Preto, 2006.

ANDRES, K.; HAUDE, F. Application of vibrating mills in ultra fine grinding circuits. In: **COMMINUTION' 08**, 2008, Falmouth. Proceedings. Falmouth: MEI, 2008.1 CD-ROM.

ARBURO, K.; SMITH, S. Recent applications of inert regrinding to improve efficiency of base and precious metals extraction. In: INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING SEMINAR, 2009, Santiago. **PROCEMIN 2009**: proceedings. Santiago: Facultad de CienciasFisicas y Matematicas de la Universidad de Chile, 2009. v. 2, p. 123-134.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR-11736**: Moinho de bolas – determinação do índice de trabalho. Rio de Janeiro, set. 1990. 4 p.

BARRATT, D.; SHERMAN, M. Factors which influence the selection of comminution circuits. In: MINERAL PROCESSING PLANT DESIGN, PRACTICE, AND CONTROL, 2002, Vancouver. **Proceedings...** Littleton: SME, 2002. v. 1, p. 539-565.

BEARMAN, R.A. Step change in the context of comminution. **Minerals Engineering**, v. 43-44, p. 2-11, Apr. 2013.

BERALDO, J.L. **Moagem de minérios em moinhos tubulares**. São Paulo: Editora Edgard Blucher, 1987. 143 p.

BERGERMAN, M.G. **Produção mais limpa no tratamento de minérios**: caso da Companhia Brasileira de Alumínio, Mina de Itamarati de Minas, MG. 2003. 37 p. Monografia (Trabalho de Formatura) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2003.

BERGERMAN, M.G. et al. Variability studies for the Sossego 41 ktpd grinding circuit. In: INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONFERENCE, 24th, 2008, Beijing. **Proceedings**. Beijing: Science Press, 2008. v.1, p. 407-416.

BERGERMAN, M.G. **Modelagem e simulação do circuito de moagem do Sossego**. 2009. 207 p. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2009.

BERGERMAN, M.G.; DELBONI, H.; NANKRAN, M. Estudo de variabilidade e otimização do circuito de moagem Sag da usina do Sossego. **Revista da Escola de Minas**, Ouro Preto, v. 62, n. 1, p. 93-97, jan./mar. 2009.

BERRY, T.F.; BRUCE, R.W. A simple method of determining the grindability of ores. **Canadian Mining Journal**, v. 87, p. 63-65, Jan. 1966.

BOND, F.C. The third theory of comminution. **Transactions of the American Institute of Mining and Metallurgical Engineers**, v. 193, n. 5, p. 484-494, May 1952.

BOND, F.C. Testing and calculations. In: WEISS, N.L. (Ed.). **SME mineral processing handbook**. New York: Society of Mining Engineers of AIME, 1985. p. 3A/16-3A/27.

BRISSETTE, M. Millpebs: energy savings in fine grinding mining applications. In: **COMMINUTION' 08**, 2008, Falmouth. Proceedings. Falmouth: MEI, 2008. 1 CD-ROM.

BURFORD, B.; NIVA, E. Comparing energy efficiency in grinding mills. In: METALLURGICAL PLANT DESIGN AND OPERATING STRATEGIES, 2008, Perth. **Proceedings**. Perth: AusIMM, 2008. p. 1-20.

CAMILOTTI, L.A. **Estudo de classificação de granas abrasivas de carbetto de silício por ciclone**. 1999. 99 p. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 1999.

CHARLES, R.J. Energy-size reduction relationships in comminution. **Transactions of the American Institute of Mining and Metallurgical Engineers**, v. 208, n. 1, p. 80-88, Jan. 1957.

CHAVES, A.P. **Teoria e prática do tratamento de minérios**. 2. ed. São Paulo: Signus Editora, 2002. v. 1.

CHAVES, A.P. **Teoria e prática do tratamento de minérios**. 3. ed. São Paulo: Signus Editora, 2006. v. 1.

CHAVES, A.P. **Teoria e prática do tratamento de minérios: britagem, peneiramento e moagem**. 4. ed. São Paulo: Signus Editora, 2009. v. 3.

CHAKRABARTI, D.M. Simple approach to estimation of work index. **Transactions of the Institution of Mining and Metallurgy. Section C: Mineral Processing and Extractive Metallurgy**, v. 109, p. C83-C89, May/Aug. 2000.

CHIEREGATI, A.C. **Reconciliação pró-ativa em empreendimentos mineiros**. 2007. 201 p. Tese (Doutorado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2007.

CHUMOKHVALOV, A.; TITOV, A. Advantages of planetary centrifugal grinding. In: **COMMINUTION' 08**, 2008, Falmouth. Proceedings. Falmouth: MEI, 2008.1 CD-ROM.

COMITTEE ON TECHNOLOGIES FOR THE MINING INDUSTRY. COMMITTEE ON EARTH SCIENCES RESOURCES. NATIONAL RESEARCH COUNCIL. **Evolutionary and revolutionary technologies for mining**. Washington: National Academy Press. 2002. 102 p. Disponível em: <<http://www.nap.edu/catalog/10318.html>>. Acesso em: 02 out. 2011.

CORDEIRO, G.C. et al. Ultrafine grinding of sugar cane bagasse ash for application as pozzolanic admixture in concrete. **Cement and Concrete Research**, v. 39, n. 2, p. 110-115, Febr. 2009.

DANIEL, M.J. Comminution efficiency attracts attention. **AusIMM Bulletin**, n. 5, p. 20-29, Oct. 2011.

DAVEY, G. Fine copper grinding using the Metso stirred media detritor (SMD). In: SME ANNUAL MEETING, 2003. p. 1-3. Disponível em: <<http://www.onemine.org>>. Acesso restrito em: 13 dez. 2009.

DAVEY, G. Ultrafine grinding application using the Metso stirred media detritor (SMD) in precious metal processing. In: **COMMINUTION' 08**, 2008, Falmouth. Proceedings. Falmouth: MEI, 2008. 1 CD-ROM.

DAVEY, G. Coarse grinding applications using the Metso Vertimill. In: **COMMINUTION' 10**, 2010, Cape Town. Proceedings. Cape Town: MEI, 2010.1 CD-ROM.

DAVIES, R. Size measurement. In: MASUDA, H.; HIGASHITANI, K.; YOSHIDA, H. (Ed.). **Powder technology handbook**. Boca Raton: CRC Press, 2006. p. 13-32.

DELBONI JUNIOR, H. **Modelagem e simulação de circuitos de cominuição e**

classificação. São Paulo: Universidade de São Paulo, 2003. Notas de Aula da Disciplina PMI – 5004: Modelagem e Simulação de Circuitos de Cominuição e Classificação.

DELBONI, H. et al. Optimization of the Sossego SAG mill. In: ADVANCES IN AUTOGENOUS AND SEMIAUTOGENOUS GRINDING TECHNOLOGY, 2006, Vancouver. **Proceedings.** Vancouver: University of British Columbia, 2006. v. 1, p. 139-150.

DELBONI JUNIOR, H. **Expansão do circuito de cominuição do Sossego.** São Paulo: HDA Serviços, 2009. 42 p. (Relatório Interno)*.

DONDA, J.D. **Estudo do comportamento de um itabirito do Quadrilátero Ferrífero quanto a superfície.** 1998. 180 p. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 1998.

DONDA, J.D. **Um método para prever o consumo específico de energia na (re)moagem de concentrados de minério de ferro em moinhos de bolas.** 2003. 71 f. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2003.

DUFFY, M.S. **Investigation into the performance characteristics of Tower Mills.** 1994. 259 p. Thesis (Master of Science) - Department of Mining, Minerals and Materials Engineering, University of Queensland, Brisbane, 1994.

EIRICH. **Tower Mill.** Hardheim: EIRICH, 2012. Disponível em <<http://www.nippon-eirich.co.jp/english/product/index.html#01>>. Acesso em: 08jun. 2012.

FERRAN, A.P.N. **A mineração e a flotação no Brasil: uma perspectiva histórica.** Brasília: DNPM, 2007. Disponível em <http://www.dnpm.gov.br/mostra_arquivo.asp?IDBancoArquivoArquivo=2483>. Acesso em: 13 dez. 2009.

FIGUEIRA, H.V.; LUZ, A.B.; ALMEIDA, S.L.M. Britagem e moagem. In: LUZ, A.B.; SAMPAIO, J.A.; FRANÇA, S.C.A. **Tratamento de minérios.** 5. ed. Rio de Janeiro: CETEM/MCT, 2010. p. 141-211.

FIGUEIRA, H.V.; PRETTI, L.A.; VALLE, L.R.M. **Estudo de um método simplificado para determinação do “índice de trabalho” e sua aplicação a remoagem.** Brasília: DNPM, 1985. 36 p. (Série Tecnologia Mineral, n. 36. Série Beneficiamento, n. 23).

FORSSBERG, E.; WANG, Y. **International overview and outlook on comminution technology.** Stockholm: Swedish Mineral Processing Research Association, 2003. 121 p. (Working Paper. Lulea University of Technology).

FUERSTENAU, D.W.; VAZQUEZ-FAVELA, J. On assessing and enhancing the

*Documento de acesso restrito, mediante autorização da empresa.

energy efficiency of comminution processes. **Minerals and Metallurgical Processing**, v. 14, n. 1, p. 41-48, Febr. 1997.

FUERSTENAU, M.C.; HAN, K.N. **Principles of mineral processing**. Littleton: Society for Mining, Metallurgy, and Exploration of SME, 2003. 573 p.

GAO, M.; HOLMES, R.; PEASE, J. The latest developments in fine and ultrafine grinding technologies. In: INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONGRESS, 23., 2006, Istanbul. **Proceedings**. Istanbul: IMPC, 2006. p. 30-37.

GAO, M.; HOLMES, R. **Developments in fine and ultrafine grinding technologies for the minerals industry**. London: The Institute of Materials, Minerals and Mining/ IOM3, 2008.

GENERAL KINEMATICS. **Vibra Drum**. Crystal Lake: GK, 2009. Disponível em <<http://www.gkmining.com/vibradrum.cfm>>. Acesso em: 13 dez. 2009.

GLEN, J.R.; ANDERSON, R.J. A review of tower milling at Hellyer. In: MILLS OPERATORS CONFERENCE, 4th, 1991, Burnie. **Proceedings**. Brisbane: AUSIMM, 1991. p. 13-17.

GODOY, M.L.S. et al. Development of the Salobo Project. In: CIM CONFERENCE AND EXHIBITION, 2010, Vancouver. **Proceedings...** Westmount: CIM, 2010. 1 CD-ROM.

GOES, M.A.; LUZ, A.B.; POSSA, M.V. Amostragem. In: LUZ, A.B. et al. **Tratamento de minérios**. 3 ed. Rio de Janeiro: CETEM/MCT, 2002. p. 19-51.

GUPTA, A.; YAN, D. **Mineral processing design and operation: an introduction**. Amsterdam: Elsevier, 2006. 693 p.

GY, P. **Sampling of heterogeneous and dynamic material systems: theories of heterogeneity, sampling and homogenizing**. Amsterdam: Elsevier, 1992. 653 p.

HALL, S.J.; LIDDELL, K.S. Ani-metprotech stirred vertical mills for ultra fine grinding: case studies in gold, nickel and lime slaking. In: **SME ANNUAL MEETING**, 2001, Denver. p.1-6. Disponível em <<http://www.onemine.org>> .Acesso restrito em: 13 dez. 2009.

HERBST, J.; RAJAMANI, R.K.; MULAR, A.; FLINTOFF, B. Mineral processing plant/circuit simulators: an overview. In: MINERAL PROCESSING PLANT DESIGN, PRACTICE, AND CONTROL, 2002, Vancouver. **Proceedings...** Littleton: SME, 2002. v. 1, p. 383-403.

HERBST, J.A.; LO, Y.C.; FLINTOFF, B. Size reduction and liberation. In: FUERSTENAU, M.C.; HAN, K.N. **Principles of mineral processing**. Colorado: SME, 2003. p. 61-118.

HIVELY, E.E.; JONES JUNIOR, S.M. Ultrafine grinding in a Tower Mill. In: SME ANNUAL MEETING, 1983, Atlanta. **[Papers]**. Englewood: SME, 1983. p. 1-3.

HOGG, R. Particle characterization. In: FUERSTENAU, M.C.; HAN, K.N. **Principles of mineral processing**. Littleton: SME, 2003. p. 9-60.

HORST, W.E.; BASSAREAR, J.H. Use of simplified ore grindability technique to evaluate plant performance. In: SME ANNUAL MEETING, 1975, Salt Lake City. **[Papers]**. Englewood: SME, 1975. p. 1-14.

HUKKI, R.T. Proposal for a solomonic settlement between the theories of Von Rittinger, Kick and Bond. **Transactions of the American Institute of Mining and Metallurgical Engineers**, v. 223, p. 403-408, Jan. 1961.

HUKKI, R.T. The principles of comminution: an analytical summary. **Engineering & Mining Journal**, v. 176, p. 106, 1975.

JANKOVIC, A. **Mathematical modeling of stirred mills**. 1999. 253 p. Thesis (Master of Science) - Department of Mining, Minerals and Materials Engineering, University of Queensland, Brisbane, 1999.

JANKOVIC, A.; YOUNG, M.; HINDS, D. Tower fine milling experience at Mount Isa mines. In: MINERAL PROCESSING & HYDROMETALLURGY PLANT DESIGN, 1999. **Proceedings....** Adelaide: Australian Mineral Foundation, 1999. p. 243-259. Disponível em: [http://www.metso.com/miningandconstruction/mct_service.nsf/WebWID/WTB-120116-22576-133D0/\\$File/063.pdf](http://www.metso.com/miningandconstruction/mct_service.nsf/WebWID/WTB-120116-22576-133D0/$File/063.pdf). Acesso em: 10 fev. 2013.

JANKOVIC, A. Media stress intensity analysis for vertical stirred mills. **Minerals Engineering**, v. 14, n. 10, p. 1177-1186, 2001.

JANKOVIC, A. Variables affecting the fine grinding of minerals using stirred mills. **Minerals Engineering**, v. 16, p. 337-345, 2003.

JANKOVIC, A.; VALERY JUNIOR, W. Design and operation of Vertimill® for secondary grinding. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON MINING AND METALLURGY, 36th, 2004, Bor Lake. **Proceedings....** Bor Lake: Australian Mineral Foundation, 2004. 1 CD-ROM.

JANKOVIC, A. **A review of regrinding and fine grinding technology: the facts and myths**. 2005. Disponível em: [http://www.metso.com/miningandconstruction/mct_service.nsf/WebWID/WTB-120106-22576-8888C/\\$File/038.pdf](http://www.metso.com/miningandconstruction/mct_service.nsf/WebWID/WTB-120106-22576-8888C/$File/038.pdf). Acesso em: 13 fev. 2013.

JANKOVIC, A.; VALERY JUNIOR, W.; LA ROSA, D. Fine grinding in the Australian mining industry. 2006. Disponível em: [http://www.metso.com/miningandconstruction/mct_service.nsf/WebWID/WTB-120106-22576-A45AE/\\$File/043.pdf](http://www.metso.com/miningandconstruction/mct_service.nsf/WebWID/WTB-120106-22576-A45AE/$File/043.pdf). Acesso em: 13 fev. 2013.

JAUREGUI, R.O. Simplified Bond Work Index determination, In: ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA, 9., 1982, Rio de Janeiro. **Anais**. Porto Alegre: Gráfica e Editora NSB, 1983. p. 358-367.

JIMENEZ, J.L.S. **A detailed study on stirred ball mil grinding**. 1981. 278 p. Thesis (Doctor of Philosophy) – Department of Metallurgy and Metallurgical Engineering, University of Utah, Salt Lake City, 1981.

JKTECH. **JKSIMMET**. Brisbane: JKTECH, 2013. Disponível em <<http://www.jktech.com.au/jksimmet>>. Acesso em: 20 jan. 2013.

JOHNSON, N.W. **Review of existing eco-efficient comminution devices**. [ca.2006]. Disponível em: <<http://ceecthefuture.org/abstracts/review-of-existing-eco-efficient-comminution-devices>>. Acesso em: 10 fev. 2013.

KELLY, E.G.; SPOTTISWOOD, D.J. **Introduction to mineral processing**. New York: Wiley, 1982. 491 p.

KHD HUMBOLT VEDAG. **Palla Vibration mill**. Colonia: 1975. 12 p. (2-170e)

KHD HUMBOLT VEDAG. **Palla Mill**. Colonia: KHD 2009. Disponível em <http://www.mbe-cmt.de/sites/default/files/products/brochures/pallabroschure_ansicht_xs.pdf>. Acesso em: 13 dez. 2009.

KIHLSTEDT, P. G. **Particle size distribution and separation results of selective flotation of complex sulphide ores**. 1968.

KNORR, B.R.; ALLEN, J. Selection criteria of stirred milling technology. In: **COMMINUTION' 10**, 2010, Cape Town. **Proceedings**. Cape Town: MEI, 2010. 1 CD-ROM.

KOUSAKA, Y.; ENDO, Y. Particle density. In: MASUDA, H.; HIGASHITANI, K.; YOSHIDA, H. (Ed.). **Powder technology handbook**. Boca Raton: CRC Press, 2006. p. 49-52.

LARSON, M.; MORRISON, R.; PIETERSEN, K. Measurement and comparison of very fine size distribution. In: **COMMINUTION' 08**, 2008, Falmouth. **Proceedings**. Falmouth: MEI, 2008. 1 CD- ROM.

LARSON, M.; ANDERSON, G.; BARNS, K.; VILADOLID, V. *IsaMill®* -1:1 Direct scale-up from ultrafine to coarse grinding. In: **COMMINUTION' 12**, 2012, Cape Town. **Proceedings**. Falmouth: MEI, 2012. 1 CD- ROM.

LARSON, M.; ANDERSON, G.; MORRISON R.; YOUNG, M. Regrind mills: challenges of scale-up. In: SME ANNUAL MEETING, 2011, Denver. **[Papers]**. Englewood: SME, 2011. Disponível em: <[http://isamill.com/EN/Downloads/Downloaded%20Technical%20Papers/Regrind%20Mills-%20Challenges%20of%20Scaleup%20%20\(Final\)%5B2%5D.pdf](http://isamill.com/EN/Downloads/Downloaded%20Technical%20Papers/Regrind%20Mills-%20Challenges%20of%20Scaleup%20%20(Final)%5B2%5D.pdf)>. Acesso em: 02 out. 2011.

LEVIN, J. Observations on the Bond standard grindability test, and a proposal for a standard grindability test for fine material. **Journal of the South African Institute of**

Mining and Metallurgy, v. 89, n. 1, p. 13-21, 1989

LICHTER, J.K.H.; DAVEY, G. Selection and sizing of ultrafine and stirred grinding. In: MINERAL PROCESSING PLANT DESIGN, PRACTICE, AND CONTROL, 2002, Vancouver. **Proceedings...** Littleton: SME, 2002. v. 1, p. 783-800.

LICHTER, J.K.H.; DAVEY, G. Selection and sizing of ultrafine and stirred grinding Mills. In: KAWATRA, K. **Advances in comminution**. Colorado: SME. 2006. p. 69-85.

LIMAVERDE, M.S.V. **Técnicas para análise do tamanho de partículas**: um estudo comparativo. 90 p. Monografia (Trabalho de Formatura) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2012.

LYNCH, A.J. **Mineral crushing and grinding circuits** :their simulation, optimisation, design, and control. New York: Elsevier, 1977. 342 p.

LO, Y.C. Advances in the theory and practice of novel comminution technology. In: INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONFERENCE, 21., 2000, Roma. **Proceedings**. Amsterdam: Elsevier, 2000. v.A4, p. 112-119.

LYNCH, A.J.; ROWLAND JUNIOR, C.A. **The history of grinding**. Littleton: SME. 209 p.

LUDOWICI, Hicom - **High intensity comminution mill**. Copenhagen: FLSmith, 2013. Disponível em <<http://www.ludowici.com.au/products-services/minerals-processing-equipment/hicom-high-intensity-comminution-mill/>>. Acesso em: 30 mai 2013.

MAGDALINOVIC, N. A procedure for rapid determination of the Bond Work Index. **International Journal of Mineral Processing**, v. 27, p. 125-132, 1989.

MAGDALINOVIC, N.et al. Determination of the Bond work index on samples of non-standart size. **International Journal of Mineral Processing**, v. 114/117, p. 48-50, 2012.

MALVERN, **A basic guide to particle characterization**. s.L., 2012. Inform White Paper.

MARSDEN, J.O. Keynote address: lessons learned from the copper industry applied to gold extraction. In: WORLD GOLD CONFERENCE, 2009, Misty Hills: **Proceedings**. Johnesburgh: The Southern Institute of Mining and Metallurgy, 2009. p. 231-240.

MARSDEN, J.O. Operating ideas that have saved me some bucks: copper milling at La Candelaria. In: PLANT OPERATOR'S FORUM, 1998, Orlando. **Proceedings**. Littleton: SME, 1998. Cap. 15, p. 119-124.

MARSDEN, J.O.; OGONOWSKI, D.L. The Candelaria concentrator expansion project. In: SME ANNUAL MEETING, 1999, Denver. [**Papers**]. Englewood: SME, 1999. p. 1-13.

MARTINS, M.A.S. Determinação do work index pelo método direto, comparativo e comparativo de remoagem de acordo com a 3ª teoria da cominuição. In: ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS, 10., 1984, Belo Horizonte. **Anais**. Belo Horizonte: s.n., 1984. p. 147-153.

MBE, **Palla® Vibrating Mill**. Cologne: MBE, 2012. Disponível em: <https://docs.google.com/viewer?url=http://www.mbe-cmt.de/sites/default/files/products/brochures/pallabroschure_ansicht_xs.pdf>. Acesso em: 23 ago. 2012.

MELOY, T.P.; CLARK, N.N. Modern particle shape analysis: it's meaning, relevance and problems. In: SYMPOSIUM HONORING NATHANIEL ARBITER ON HIS 75TH. BIRTHDAY, 1986, New Orleans. **Advances in mineral processing: a half-century of progress in application of theory to practice: proceedings....ed.** by P.Somasundaran. Littleton: SME, 1986. p. 67-80.

MENACHO, J.M.; REYES, J.M. El Molino de torre como alternative em la remolienda de concentrados de cobre. In: SIMPOSIUM SOBRE MOLIENDA, 5., 1987, Vinã del Mar. **Proceedings**: Vinã del Mar: ARMCO, 1987.

METSIM. **METSIM**. EUA: METSIM, 2013. Disponível em <<http://www.metsim.com/Applications.htm>>. Acesso em: 20 jan. 2013.

METSO MINERALS. **Manual de instalação, operação e manutenção**. s.L., 2003. (Vertimill VTM-1500-WB).

METSO MINERALS. **Manual de britagem**. 6. ed. Sorocaba: Metso Minerals, 2005.

METSO MINERALS. **Stirred media detritor brochure**. 2009. Disponível em <[http://www.metso.com/miningandconstruction/MaTobox7.nsf/DocsByID/53B338EE821BF913C1256C5A002E37C1/\\$File/Stirred Media Detritor EN.pdf](http://www.metso.com/miningandconstruction/MaTobox7.nsf/DocsByID/53B338EE821BF913C1256C5A002E37C1/$File/Stirred%20Media%20Detritor%20EN.pdf)>. Acesso em: 13 dez. 2009.

METSO MINERALS. **Vertimill® grinding mill reference list**. New York: Metso Minerals, 2011.

METSO MINERALS. Stirred milling. In: ANNUAL CONFERENCE IN MINERALS ENGINEERING, 2012, Lulea. **Proceedings**. Falmouth: MEI, 2012. 74 p.

METSO MINERALS. **Moinhos de bolas Metso**. 2012a. Disponível em <[http://www.metso.com/miningandconstruction/MaTobox7.nsf/DocsByID/B2AEC347D4F8559E8325725D00568381/\\$File/Ball%20Mill.pdf](http://www.metso.com/miningandconstruction/MaTobox7.nsf/DocsByID/B2AEC347D4F8559E8325725D00568381/$File/Ball%20Mill.pdf)>. Acesso em: 23 ago. 2012.

METSO MINERALS. **Moinho Vertical (VERTIMILL™)**. 2012b. Disponível em <[http://www.metso.com/miningandconstruction/MaTobox7.nsf/DocsByID/7BEA93126281A71E8325725D005BA2BC/\\$File/Vertimill.pdf](http://www.metso.com/miningandconstruction/MaTobox7.nsf/DocsByID/7BEA93126281A71E8325725D005BA2BC/$File/Vertimill.pdf)>. Acesso em: 23 ago. 2012.

METSO MINERALS. **USIMPAC**. Helsinque: METSO, 2013. Disponível em

<http://www.metso.com/in/miningandconstruction/MCT_India.nsf/WebWID/WTB-101028-22577-CCDC7?OpenDocument&mid=4B467760CA43A034C22577CA00317EB3>. Acesso em: 20 jan. 2013.

MINERAL TECHNOLOGIES. **MODSIM**. Salt Lake City: MTI, 2013. Disponível em <<http://www.mineraltech.com/MODSIM/>>. Acesso em: 20 jan. 2013.

MINING, I. Process design: the best flowsheet. **International Mining**, p. 36-56, Sept. 2011.

MONTE, M.B.M. et al. Ouro: RPM – Rio Paracatu Mineração. In: SAMPAIO, J.A.; LUZ, A.B.; LINS, F.F. **Usinas de beneficiamento de minérios no Brasil**. Rio de Janeiro: CETEM/MCT, 2001. p. 139-147.

MONTE, M.B.M. et al. Ferro: Samarco. In: SAMPAIO, J.A.; LUZ, A.B.; LINS, F.F. **Usinas de beneficiamento de minérios no Brasil**. Rio de Janeiro: CETEM/MCT, 2001a. p. 329-341.

MORRELL, S. An alternative energy-size relationship to that proposed by Bond for the desing and optimization of grinding circuits. **International Journal of Mineral Processing**, v. 74, p. 133-141, 2004.

MOURÃO, J.M.; STEGMILLER, L. Influência da estrutura dos minérios de ferro na sua moabilidade. In: ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA, 14., 1990, Salvador. **Anais**. : São Paulo: ABM, 1990. p. 228-243.

MOURÃO, J.M. et al. Avaliação da moabilidade dos finos de minério de ferro da CVRD e sua correlação com os parâmetros de produção dos moinhos industriais. In: ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA, 15., 1992, São Lourenço. **Tecnologia mineral**. Belo Horizonte:ABTM, 1992. v.1, pt.1, p. 367-386.

MOSHER, J.; BIGG, T. Bench-scale and pilot plant tests for comminution circuit design. In: MINERAL PROCESSING PLANT DESIGN, PRACTICE, AND CONTROL, 2002, Vancouver. **Proceedings...** Littleton: SME, 2002. v. 1, p. 123 - 135.

MUCSI, G. Fast test method for the determination of the grindability of fine materials. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 86, n. 4, p. 395-400, 2008.

MUCSI, G.; CSOKE, B. Development of grindability tests based on direct measurement of energy. In: INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONFERENCE, 25., 2010, Brisbane. **Smarter processing for the future: XXV IMPC: proceedings...** Brisbane: AusIMM, 2010. p. 1047-1055.

NAPIER-MUNN, T.J. et al. **Mineral comminution circuits**: their operation and optimization. Indoorroopilly: Julius Kruttschnitt Mineral Research Centre/University of Queensland, 1999. 413 p. (JKMRC Monograph Series in Mining and Mineral Processing).

NAPIER-MUNN, T.; WILLS, B.A. **Wills's mineral processing technology**: an introduction to the practical aspects of ore treatment and mineral recovery. 6th ed. Oxford: Elsevier, 2006.

NAPIER-MUNN, T.J. Comminution energy and how to reduce it. In: CEEC 2012 WORKSHOP. Disponível em: <https://www.google.com/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&ved=0CEQQFjAA&url=http%3A%2F%2Fwww.ceecthefuture.org%2Fdownload-document%2F107-ceec-presentation-120328&ei=lvDpUMGJBLo8qSkrlG4Dw&usq=AFQjCNHwhSaaqx_zMvDp-F0Np9UvFQqpxQ&bvm=bv.1355534169,d.eWU>. Acesso em: 10 fev. 2013.

NANKRAN, M. et al. Abertura do circuito de moagem da usina do sossego. In: ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS, 21., 2007, Ouro Preto. **Anais**. Ouro Preto: s.n., 2007. v. 1, p. 123-126.

NESBIT, P.Q.; MOYS, M.H. Load behaviour in the Hicomnutating mill. **Minerals Engineering**, v. 11, n. 10, p. 979-988, 1998.

NIITTI, T. Rapid evaluation of grindability by a simple batch test. In: INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONGRESS, 9th, 1970, Praga. **Proceedings**. Praga: IMPC, 1970. p. 41-45.

NORGATE, T.; JAHANSHAH, S. Reducing the greenhouse gas footprint of primary metal production: where should the focus be? **Minerals Engineering**, v. 24, p. 1563-1570, 2011.

NUNES, A.C. **Sistema computadorizado para ajuste de balanço de massas e metalúrgico**. 1992. 76 p. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 1992.

OLIVEIRA, M.L.; AQUINO, J.A. Amostragem. In: SAMPAIO, J.A.; FRANÇA, S.C.A.; BRAGA, P.F.A. **Tratamento de minérios**: práticas laboratoriais. Rio de Janeiro: CETEM/MCT. 2007. p. 3-34.

ORUMWENSE, O.A.; FORSSBERG, E. Superfine and ultrafine grinding: a literature survey. **Mineral Processing and Extractive Metallurgy Review**, v. 11, n. 1-2, p. 107-127, 1992.

OZER, C.E. **A new multi-component model for the vertical spindle mill**. 2011. 221 p. Thesis (Doctor of Philosophy) – Sustainable Minerals Institute, University of Queensland, Brisbane, 2011.

PARKER, B. et al. The decision to opt for high pressure grinding rolls for the Boddington expansion. In: ADVANCES IN AUTOGENOUS AND SEMIAUTOGENOUS GRINDING TECHNOLOGY, 2001, Vancouver. **Proceedings**. Vancouver: University of British Columbia, 2001. v. 3, p. III93/III106.

PARTYKA, T.; YAN, D. Fine grinding in a horizontal ball mill. **Minerals Engineering**,

v. 20, p. 320-326, 2007.

PARRY, J.; KLEIN, B.; LIN, D. Comparison of ultrafine grinding technologies. In: **ULTRAFINE GRINDING 06**, 2006, Falmouth. **Proceedings**. Falmouth: MEI, 2006. p.1-7.

PEASE, J. Transforming flowsheet design with inert grinding – the *IsaMill*[®]. In: CMP CONFERENCE, 2006, Ottawa. **Proceedings**. Ottawa: CIM, 2006. p.1-19.

PEASE, J. Elephant in the mill. In: INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONGRESS, 25., 2010, Brisbane. **Proceedings**. Brisbane: Ausimm, 2010. p. 1-10.

PENA, F. **Update on Vertimills for the mining industry**. In: SIMPOSIUM SOBRE MOLIENDA, 6., 1990, Vinã del Mar. **Anales**. s.L.: ARMCO, 1990.

PENA, F. Vertimill: continuing results for with wide ranging applications. In: SME ANNUAL MEETING, 1992, Phoenix. **Proceedings**. s.L.: SME, 1992. p. 1-28.

PEREIRA, C.A.; DONDA, J.D. O controle da eficiência energética na moagem: a aplicação na Caraíba Metais S/A. In: ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA, 10., 1984, Belo Horizonte. **Anais...** Belo Horizonte: CETEC, 1984. 179-186.

PETERSON, D.J.; LATOURRETE, T.; BARTINS, J.T. **New forces at wok in mining: industry views of critical technologies**. Santa Monica: RAND, 2001. 92 p.

POSSA, M.V.; FRANÇA, S.C.A.F.; CARDOSO, O.M. Chumbo e Zinco: CMM. In: SAMPAIO, J.A.; LUZ, A.B.; LINS, F.F. **Usinas de beneficiamento de minérios no Brasil**. Rio de Janeiro: CETEM/MCT, 2001. p. 39-47.

POWELL, M. et al. The value of rigorous surveys: the Los Bronces experience. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON AUTOGENOUS AND SEMIAUTOGENOUS GRINDING TECHNOLOGY, 2006, Vancouver. **Proceedings**: SAG 06. Vancouver: University of British Columbia, 2006. v. 1, p. I-233/I-248.

PRYOR, E.J. **Mineral processing**. 3rd ed. Essex: Elsevier Applied Science, 1965. 844 p.

RABELO, P.J.; DONDA, J.D.B.; PERES, A.E.C. Rittinger, 140 anos depois uma demonstração de sua aplicação a uma instalação industrial. **Metalurgia & Materiais**, v.3, n. 581, p. 463-466, 2007.

RAHAL, D.; ERASMUS, D.; MAJOR, K. Knelson-Deswik milling technology: bridging the gap between low and high speed stirred mills. In: ANNUAL CONFERENCE OF THE CANADIAN MINERAL PROCESSORS, 43rd, 2011, Otawa. **Proceedings**. Westmount: CIM, 2011. p. 557-587.

RAMSEY, T.L. Reducing grinding costs: the potential is great. **World Mining**, v. 35, p. 78-81, 1982.

RHODES, M. **Introduction to fine particle technology**. 2 ed. West Sussex: Willey, 2008. 450 p.

RHODES, M.; PENNA, F. Flowsheet development for the Sukari gold project in Egypt. In: WORLD GOLD CONFERENCE, 2009, Johannesburg. **Conference papers**. Johannesburg: The Southern African Institute of Mining and Metallurgy, 2009. p. 279-285.

ROSA, M. N.; RODRIGUES, W. J. Flotação do cobre em Sossego (CVRD). In: CHAVES, A. P. **Teoria e prática do tratamento de minérios: a flotação no Brasil**. 2. ed. São Paulo: Signus Editora, 2009. v. 4, p. 199-217.

ROSA, A.C. **Desempenho dos circuitos de moagem direto e inverso da Samarco**. 2012. Dissertação (Mestrado) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2012. Disponível em: <<http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/3/3134/tde-26072013-115108/>>. Acesso em: 06 set. 2013.

ROWLAND JUNIOR, C.A. The tools of power power: the Bond Work Index, a tool to measure grinding efficiency. In: SME ANNUAL MEETING, 1976, Denver. **Proceedings**. s.L.: SME, 1976. p. 1-22.

ROWLAND JUNIOR, C.A.; KJOS, D.M. Rod and ball mills. In: **MINERAL processing plant design**. Littleton: AIME, 1978. p. 239-278. Disponível em: <<http://www.onemine.org>> Acesso restrito em: 02 ago. 2008.

ROWLAND JUNIOR, C.A. Ball mill scale-up: diameter factors. In: SYMPOSIUM HONORING NATHANIEL ARBITER ON HIS 75TH BIRTHDAY, 1986, New Orleans. **Advances in mineral processing: a half- century of progress in application of theory to practice: proceedings**; ed. by P.Somasundaran. Littleton: SME, 1986. p. 605-617.

ROWLAND JUNIOR, C.A. Selection of rod mills, ball mills and regrind mills. In: ADVANCES IN MINERAL PROCESSING, 1986, Vancouver. **Proceedings....** Littleton: SME, 1986. v. 1, p. 393-438.

ROWLAND JUNIOR, C.A. Using the Bond work index to measure operating comminution efficiency. In: SME ANNUAL MEETING, 1998, Orlando. **Proceedings**. s.L.: SME, 1998. p. 1-8.

ROWLAND JUNIOR, C.A. Selection of rod mills, ball mills and regrind mills. In: MINERAL PROCESSING PLANT DESIGN, PRACTICE, AND CONTROL, 2002, Vancouver. **Proceedings...** Littleton: SME, 2002. v. 1, p. 710-754.

RUBIO, J. et al. Enhanced flotation of sulfide fines using the emulsified oil extender technique. **International Journal of Mineral Processing**, v. 84, p. 41-50, 2007.

RULE, C.M.; NEVILLE, P. 2020: What will the typical PGM concentrator flow sheet look like? In: COMMINUTION' 12., 2012, Cape Town. **Proceedings**. Falmouth: MEI, 2012.

SACHWEH, J. An eccentrically agitated ball mill for wet and dry grinding. In: INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONGRESS, 20th, 1997, Aachen. **Proceedings**. Clausthal-Zellerfeld: GMD, 1997.

SACHWEH, J. Tower Mill: advantages in wet grinding applications. In: INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONFERENCE, 25., 2010, Brisbane. **Proceedings**. Brisbane: AUSIMM, 2010. p. 1197-1206.

SAMPAIO, J.A.; CARVALHO, E.A.; ANDRADE, D.G. Cobre: Caraíba. In: SAMPAIO, J.A.; LUZ, A.B.; LINS, F.F. **Usinas de beneficiamento de minérios no Brasil**. Rio de Janeiro: CETEM/MCT, 2001. p. 253-261.

SAMPAIO, J.A.; CARVALHO, E.A.; FONSECA, B.F.F. Cromita: FERBARA / Mina Ipueira. In: SAMPAIO, J.A.; LUZ, A.B.; LINS, F.F. **Usinas de beneficiamento de minérios no Brasil**. Rio de Janeiro: CETEM/MCT, 2001. p. 139-147.

SANCHEZ, I.C.; MATSUSHITA, K.; PONS, F.C. **Moagem & moinhos**. São Paulo: Filk, 1987. 302 p.

SANTOS JUNIOR, L.T. et al. Vantagens e desvantagens do uso do moinho vertical na remoagem de concentrado da Kinross Paracatu. In: ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA, 24., 2011, Salvador. **Anais**. Salvador: UFBA, 2011. P. 1-8.

SANTOS JUNIOR, L.T. et al. Kinross Paracatu: start up e otimização do circuito de moagem SAG. In: ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA, 24., 2011a, Salvador. **Anais**. Salvador: UFBA, 2011. p. 432-429.

SCHONERT, K. **Aspects of very fine grinding**. Littleton: SME, 1990. Chap. 9, p. 155-172.

SCHONERT, K. Advances in comminution: fundamental and impacts on technology. In: INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONFERENCE, 17., 1991, Dresden. **Proceedings**. Dresden: IMPC, 1991. p. 1-21.

SCHULTZ, A.; PETCHEY, R. **Energy update 2010**. Canberra, July 2010. Disponível em: <http://adl.brs.gov.au/data/warehouse/pe_abarebrs99001693/energyUpdate2010ProdConsTrade1973to2009.pdf>. Acesso em: 01 out. 2011.

SCLIAR, C. **Mineração, base material da aventura humana**. Belo Horizonte: Editora Legado, 2004.

SEPULVEDA, J.E.; GUTIERREZ, L.R. **Dimensionamiento y optimizacion de plantas concentradores mediante técnicas de modelacion matemática**. s.L.: CIMM, 1986. 319 p.

SHELTON, D.C. Re grind mill sizing. In: INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONGRESS, 15., 1985, Cannes. **Proceedings**. [France]: BRGM, [1985?].

SHI, F. et al. Comparison of energy efficiency between ball mills and stirred mills in coarse grinding. **Minerals Engineering**, v. 22, p. 673-680, 2009.

SINNOTT, M.; CLEARY, P.W.; MORRISON, R.D. Is media shape important for grinding performance in stirred mills? **Minerals Engineering**, v. 24, p. 138-151, 2011.

SINNOTT, M.; CLEAR, P.W.; MORRISON, R.D. Slurry flow in a tower mill. **Minerals Engineering**, v. 24, p. 152-159, 2011a.

STIEF, D.E.; LAWRUK, W.A.; WILSON, J.L. The tower mill and its application to fine grinding. In: SME ANNUAL MEETING, 1984. p. 1-10. Disponível em: <<http://www.onemine.org>> .Acesso restrito em: 13 dez. 2009.

STIEF, D.E.; LAWRUK, W.A.; WILSON, J.L. The tower mill and its application to fine grinding. **Transactions of the American Institute of Mining and Metallurgical Engineers**, v. 282, 1987. Disponível em: <<http://www.onemine.org>> .Acesso restrito em: 13 dez. 2009.

TAGGART, A.F. **Handbook of mineral dressing**. New York: John Wiley, 1945. 1915 p.

TARJÁN, G. **Mineral processing 1: Fundamentals, comminution, sizing and classification**. Budapeste: Akademiai Kiado, 1981. 583 p.

THE NATIONAL MINING ASSOCIATION. **The future begins with mining: a vision of the mining industry of the future**. Washington, September 1998. Disponível em: <<http://www1.eere.energy.gov/industry/mining/pdfs/vision.pdf>>. Acesso em: 02 ago. 2008.

THE NATIONAL MINING ASSOCIATION. **Mineral processing technology roadmap, mining industry of the future**. September 2000. Disponível em <<http://www.netl.doe.gov/keyissues/mining/mptroadmap.pdf>>. Acesso em: 02 ago. 2008.

TROMANS, D. Mineral comminution: energy efficiency considerations. **Minerals Engineering**, v. 21, p. 613-620, 2008.

TTD. **Moinhos planetários**. São Petesburgo: TTD, 2011. Disponível em <<http://ttdspb.com/pt>>. Acesso em: 07 abr. 2011.

UNITED STATES. Department of Energy. **Mining industry energy bandwidth study**. June 2007, prepared by: BCS, incorporated. Disponível em: <http://www1.eere.energy.gov/industry/mining/pdfs/mining_bandwidth.pdf>. Acesso em: 27 mai. 2011.

UNITED STATES. Energy Information Administration. **International Energy Outlook 2008**. Disponível em <<http://www.eia.doe.gov/oiaf/ieo/index.html>>. Acesso em: 02 ago. 2008.

UNITED STATES. Energy Information Administration. **International Energy Outlook 2009**. Disponível em <<http://www.eia.doe.gov/oiaf/aeo/pdf/appendixes.pdf>>. Acesso em: 11 dez. 2009.

UNITED STATES. Department of Energy. **Impacts**: Industrial technologies Program: Summary of results fo CY 2008 – Boosting the productivity and competitiveness of U.S. Industry. 2010. Disponível em: <http://www1.eere.energy.gov/industry/about/pdfs/impacts2008_intro.pdf>. Acesso em: 01 out. 2011.

VALE. **Relatório de viabilidade do Projeto Sossego**. Carajás: Minerconsult, Bechtel, ECM e Concremat, 2001. 451 p. (Relatório interno)*.

VALERY JUNIOR, W.; EVELIN, S.S.; OLIVEIRA, R.N. Comparação de técnicas de análise granulométrica de partículas finas e ultrafinas. In: SIMPÓSIO EPUSP DE CARACTERIZAÇÃO TECNOLÓGICA EM ENGENHARIA E INDÚSTRIA MINERAL, 1990, São Paulo. **Anais**. São Paulo: A Escola, 1990. p. 179-209.

VALERY JUNIOR, W.; JANKOVIC, A. The future of comminution. In: IOC ON MINING AND METALLURGY CONFERENCE, 34th, 2002, Bor Lake, Yugoslavia. **Proceedings**. [s.L.: s.n.], 2002. p. 287-298.

VANDERBEEK, J.L. Tertiary grinding circuit installation at Chino mines company. In: KAWATRA, S.K. (Ed.). **Comminution practices**. Littleton: SME, 1988. Cap. 31, p. 241-248.

VUOLO, J.H. **Fundamentos da teoria de erros**. 2. ed. São Paulo: Edgard Blucher, 1996. 249 p.

WARD-SMITH, R.S.; GUMMERY, N.; RAWLE, A.F. **Validation of wet and dry laser diffraction particle characterization methods**. Worcestershire: Malvern Instruments, [2003].

WELLENKAMP, F.J. **Moagem fina e ultrafina de minerais industriais**: uma revisão. Rio de Janeiro: CETEM/MCT, 1999. 56 p. (Série tecnologia mineral, 75).

WELLER, K.R.; GAO, M. Ultra-fine grinding. In: AJM CRUSHING AND GRINDING CONFERENCE, 1999. **Proceedings**. Kalgoorlie, Australia: AUSIMM, 1999. p. 1-24.

WELLER, K.R.; MORRELL, S.; GOTTLIEB, P. Use of grinding and liberation models to simulate tower mill circuit performance in a lead/zinc concentrator to increase flotation recovery. **International Journal of Mineral Processing**, v. 44/45, p. 683-702, 1996.

WESTERMANN, J. Particle size distributions: dynamic image analysis beats laser diffraction in a micron to millimeter range. **G.I.T. Laboratory Journal Europe**, n.

* Documento de acesso restrito, mediante autorização da empresa.

9/10, p. 39-41, 2010

WHITE, R.L. Major classes of machines. In: Weiss, N.L. **SME mineral processing handbook**. New York: SME, 1985. v.1, p. 3A-11/3A-27.

XIAO, X. et al. The liberation effect of magnetite fine ground by vertical stirred mill and ball mill. **Minerals Engineering**, v. 34, p. 63-69, 2012.

XSTRATA TECHNOLOGY. **ISAMILL® quebrando limites**: moagem de alta intensidade, com eficiência energética, proporciona soluções versáteis ao setor de metalurgia. Brisbane: Xstrata, 2012. Disponível em: <[http://www.isamill.com/EN/Downloads/Documents/IsaMill_Brochure_Brazilian Portuguese.pdf](http://www.isamill.com/EN/Downloads/Documents/IsaMill_Brochure_Brazilian_Portuguese.pdf)>. Acesso em: 23 ago. 2012

XSTRATA TECHNOLOGY. **ISAMILL® Instalation List**. Brisbane: Xstrata, 2013. Disponível em: <<http://www.isamill.com/EN/Installation/Documents/IsaMillInstallations.pdf>>. Acesso em: 30 mai. 2013

YAN, D.S.; DUNNE, R.C.; FREEMAN, M.E. Efficiency of stirred ball mills. In: INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONFERENCE, 19., 1995, San Francisco. **Proceedings**. Littleton: SME, 1995. v. 1, cap. 13, p. 83-87.

YAP, R.F.; SEPULVEDA, J.L.; JAUREGUI, R. Determination of the Bond Work Index using an ordinary laboratory batch ball mill. In: MULAR, A. L.; JERGENSEN II, G.V. (Ed.). **Design and installation of comminution circuits**. New York: SME, 1982. p. 176-203.

ZHANG, G. et al. Research and application of vertical screw stirred mill. In: INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONGRESS, 25., 2010, Brisbane. **Proceedings**. Brisbane: Ausimm, 2010.p. 1437-1443.

ZHENG, J.; HARRIS, C.C.; SOMASUNDARAN, P. Power consumption of stirred media mills. **Minerals and Metallurgical Processing**, v. 12, n. 1, p. 34-40, Febr. 1995.

APÊNDICES

Apêndice 1 – Resultados dos ensaios de jarro

A Tabela A.1 ilustra os resultados de todos os ensaios de jarro realizados. As condições de realização de cada ensaio encontram-se detalhadas nas Tabelas 5.1 a 5.3.

Tabela A.1 – Resultados dos ensaios de jarro

Ensaio	Parâmetros determinados	Alimentação	Temo de moagem (min)						
			5	10	20	30	40	60	120
1.1	D ₉₈ (µm)	211,7	-	-	68,0	55,2	53,9	-	-
	D ₈₀ (µm)	104,4	-	34,3	-	24,9	24,0	-	-
	D ₅₀ (µm)	36,8	-	13,9	15,7	11,7	11,5	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	-	4,0	7,9	11,9	15,9	-	-
1.2	D ₉₈ (µm)	211,7	-	52,5	-	42,5	38,4	-	-
	D ₈₀ (µm)	104,4	-	25,9	-	19,6	17,8	-	-
	D ₅₀ (µm)	36,8	-	13,3	-	9,8	8,5	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	-	7,7	15,4	23,1	30,7	-	-
1.3	D ₉₈ (µm)	211,7	-	65,7	52,0	48,7	35,5	-	-
	D ₈₀ (µm)	104,4	-	33,0	22,1	20,7	16,4	-	-
	D ₅₀ (µm)	36,8	-	15,7	10,5	10,0	8,4	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	-	8,5	17,0	25,6	34,1	-	-
1.4	D ₉₈ (µm)	211,7	-	67,1	50,0	43,1	37,2	-	-
	D ₈₀ (µm)	104,4	-	38,2	23,7	19,9	17,0	-	-
	D ₅₀ (µm)	36,8	-	21,0	11,5	10,1	8,7	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	-	5,7	11,4	17,1	22,8	-	-
1.5	D ₉₈ (µm)	211,7	-	66,7	56,2	46,5	43,9	-	-
	D ₈₀ (µm)	104,4	-	33,6	24,9	22,3	21,5	-	-
	D ₅₀ (µm)	36,8	-	15,3	11,5	11,1	10,9	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	-	6,2	12,3	18,5	24,6	-	-
1.6	D ₉₈ (µm)	211,7	-	60,6	60,1	52,6	42,1	-	-
	D ₈₀ (µm)	104,4	-	33,2	28,1	25,3	21,0	-	-
	D ₅₀ (µm)	36,8	-	17,7	13,8	12,4	10,4	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	-	7,7	15,4	23,1	30,7	-	-
1.7	D ₉₈ (µm)	211,7	81,1	60,9	50,3	42,3	43,7	-	-
	D ₈₀ (µm)	104,4	32,1	30,5	25,7	22,0	21,7	-	-
	D ₅₀ (µm)	36,8	15,6	15,6	13,2	11,4	11,1	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,8	7,7	15,4	23,1	30,7	-	-
1.8	D ₉₈ (µm)	211,7	-	64,4	49,8	53,2	42,5	-	-
	D ₈₀ (µm)	104,4	-	30,2	25,9	24,9	19,7	-	-
	D ₅₀ (µm)	36,8	-	15,0	13,1	12,6	9,6	-	-

Ensaio	Parâmetros determinados	Alimentação	Temo de moagem (min)						
			5	10	20	30	40	60	120
	Energia específica (kWh/t)	0,0	-	7,7	15,4	23,1	30,7	-	-
1.9	D ₉₈ (μm)	211,7	-	50,5	42,9	-	30,3	-	-
	D ₈₀ (μm)	104,4	-	24,0	20,2	-	14,2	-	-
	D ₅₀ (μm)	36,8	-	12,0	10,5	-	7,6	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	-	7,7	15,4	23,1	30,7	-	-
1.10	D ₉₈ (μm)	211,7	-	70,0	53,9	48,9	46,1	-	-
	D ₈₀ (μm)	104,4	-	32,7	25,7	22,5	20,5	-	-
	D ₅₀ (μm)	36,8	-	15,1	12,7	11,1	9,9	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	-	6,2	12,5	18,7	24,9	-	-
2.1.1	D ₉₈ (μm)	208,1	-	69,1	57,0	53,4	49,6	-	-
	D ₈₀ (μm)	96,9	39,1	33,2	25,4	22,2	20,1	-	-
	D ₅₀ (μm)	35,0	16,8	14,6	11,7	10,4	9,5	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,8	7,6	15,2	22,8	30,5	-	-
2.1.2	D ₉₈ (μm)	208,1	-	68,5	60,6	48,8	45,9	-	-
	D ₈₀ (μm)	96,9	39,4	33,1	26,9	21,3	19,3	-	-
	D ₅₀ (μm)	35,0	16,6	14,9	12,3	10,0	9,0	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,8	7,6	15,2	22,8	30,5	-	-
2.1.3	D ₉₈ (μm)	208,1	-	70,1	59,0	49,8	42,9	-	-
	D ₈₀ (μm)	96,9	41,9	34,7	25,8	22,0	18,7	-	-
	D ₅₀ (μm)	35,0	17,8	15,6	11,7	10,3	8,9	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,8	7,6	15,2	22,8	30,5	-	-
2.1.4	D ₉₈ (μm)	208,1	-	66,7	-	-	-	-	-
	D ₈₀ (μm)	96,9	40,8	32,9	-	-	-	-	-
	D ₅₀ (μm)	35,0	17,1	14,6	-	-	-	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,8	7,6	-	-	-	-	-
2.1.5	D ₉₈ (μm)	208,1	-	68,5	-	-	-	-	-
	D ₈₀ (μm)	96,9	41,4	33,4	-	-	-	-	-
	D ₅₀ (μm)	35,0	17,6	14,7	-	-	-	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,8	7,6	-	-	-	-	-
2.1.6	D ₉₈ (μm)	208,1	-	-	-	-	-	-	-
	D ₈₀ (μm)	96,9	41,8	-	-	-	-	-	-
	D ₅₀ (μm)	35,0	17,5	-	-	-	-	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,8	-	-	-	-	-	-
2.1.7	D ₉₈ (μm)	208,1	-	-	-	-	-	-	-
	D ₈₀ (μm)	96,9	40,3	-	-	-	-	-	-
	D ₅₀ (μm)	35,0	17,1	-	-	-	-	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,8	-	-	-	-	-	-
2.1.8	D ₉₈ (μm)	208,1	-	-	-	-	-	-	-
	D ₈₀ (μm)	96,9	39,9	-	-	-	-	-	-
	D ₅₀ (μm)	35,0	17,0	-	-	-	-	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,8	-	-	-	-	-	-

Ensaio	Parâmetros determinados	Alimentação	Temo de moagem (min)						
			5	10	20	30	40	60	120
2.1.9	D ₉₈ (µm)	208,1	-	-	-	-	-	-	-
	D ₈₀ (µm)	96,9	42,1	-	-	-	-	-	-
	D ₅₀ (µm)	35,0	17,9	-	-	-	-	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,8	-	-	-	-	-	-
2.1.10	D ₉₈ (µm)	208,1	-	-	-	-	-	-	-
	D ₈₀ (µm)	96,9	41,8	-	-	-	-	-	-
	D ₅₀ (µm)	35,0	17,5	-	-	-	-	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,8	-	-	-	-	-	-
2.2	D ₉₈ (µm)	211,7	-	73,6	64,7	46,6	44,4	-	-
	D ₈₀ (µm)	104,4	43,0	35,7	27,9	21,1	19,3	-	-
	D ₅₀ (µm)	36,8	17,7	15,7	12,5	10,4	9,2	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,8	7,7	15,4	23,1	30,8	-	-
2.3	D ₉₈ (µm)	209,9	-	69,2	59,5	51,0	46,5	-	-
	D ₈₀ (µm)	93,6	40,9	33,5	26,2	22,4	20,2	-	-
	D ₅₀ (µm)	33,6	17,4	15,3	12,1	10,8	9,9	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,8	7,7	15,3	23,0	30,7	-	-
2.4	D ₉₈ (µm)	260,1	-	-	71,7	64,4	61,9	-	-
	D ₈₀ (µm)	85,9	45,2	37,8	32,7	27,7	25,8	-	-
	D ₅₀ (µm)	32,5	16,5	15,2	13,8	11,7	11,0	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,8	7,7	15,3	23,0	30,7	-	-
2.5	D ₉₈ (µm)	211,7	-	71,3	65,0	63,3	50,8	-	-
	D ₈₀ (µm)	104,4	43,2	35,6	31,8	24,8	21,6	-	-
	D ₅₀ (µm)	36,8	18,0	15,7	15,2	11,4	10,4	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,2	6,4	12,8	19,1	25,5	-	-
3.1	D ₉₈ (µm)	211,7	-	69,5	60,0	53,1	43,9	40,6	34,5
	D ₈₀ (µm)	104,4	39,8	33,4	27,3	23,4	20,2	17,9	13,5
	D ₅₀ (µm)	36,8	15,8	15,6	12,7	11,2	10,2	9,0	6,5
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,2	6,4	12,8	19,1	25,5	38,3	76,6
3.2	D ₉₈ (µm)	208,1	-	69,4	47,8	46,9	44,2	40,5	32,7
	D ₈₀ (µm)	96,9	40,8	33,9	22,8	21,5	20,4	18,0	13,5
	D ₅₀ (µm)	35,0	16,7	15,2	11,4	10,5	10,1	8,8	6,6
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,2	6,4	12,8	19,1	25,5	38,3	76,6
3.3	D ₉₈ (µm)	209,9	-	65,7	57,8	45,9	39,7	32,7	29,4
	D ₈₀ (µm)	93,6	31,9	29,9	25,4	22,1	17,6	15,5	13,3
	D ₅₀ (µm)	33,6	13,2	14,5	12,1	10,9	8,6	7,6	6,8
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,2	6,4	12,8	19,1	25,5	38,3	76,6
3.4	D ₉₈ (µm)	260,1	-	-	71,2	65,6	60,9	56,7	44,1
	D ₈₀ (µm)	85,9	48,5	39,0	33,8	27,9	25,9	23,7	17,5
	D ₅₀ (µm)	32,5	18,2	15,2	14,1	12,4	11,6	10,4	7,9
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,2	6,4	12,8	19,1	25,5	38,3	76,6

Ensaio	Parâmetros determinados	Alimentação	Temo de moagem (min)						
			5	10	20	30	40	60	120
3.5	D ₉₈ (µm)	211,7	-	64,1	52,5	42,8	43,7	36,3	29,8
	D ₈₀ (µm)	104,4	38,4	29,8	22,8	19,6	19,3	17,6	12,3
	D ₅₀ (µm)	36,8	16,1	14,1	11,0	4,1	9,3	8,8	6,0
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,8	7,7	15,4	23,1	30,8	46,1	92,3
3.6	D ₉₈ (µm)	339,1	-	-	74,0	69,8	69,0	-	-
	D ₈₀ (µm)	117,6	54,0	42,9	38,3	35,3	33,7	-	-
	D ₅₀ (µm)	41,8	22,2	18,4	17,0	15,8	15,2	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	3,9	7,8	15,5	23,3	31,1	-	-
3.7	D ₉₈ (µm)	423,5	212,0	-	70,5	-	-	-	-
	D ₈₀ (µm)	201,1	97,0	53,6	36,2	-	-	-	-
	D ₅₀ (µm)	74,4	30,1	22,0	16,1	-	-	-	-
	Energia específica (kWh/t)	0,0	4,0	8,0	16,0	-	-	-	-

ANEXO

Anexo 1 – Condições operacionais da usina do sossego na amostragem do dia 13 de dezembro de 2011

As Figuras A.1 a A.5 ilustram as condições operacionais da usina do Sossego durante o dia 13 de dezembro de 2011. As linhas vermelhas delimitam o período em que a amostragem foi realizada.

Figura A.1 – Vazão de alimentação do SAG

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura A.2 – Granulometria de alimentação da flotação *rougher*

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura A.3 – Teor de cobre de alimentação da flotação *rougher*

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura A.4 – Corrente do moinho vertical 01

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura A.5 – Vazão de polpa do *overflow* da ciclonagem da remoagem

Fonte: Elaborado pelo autor.

Anexo 2 – Condições operacionais da usina do sossego na amostragem do dia 14 de dezembro de 2011

As Figuras A.6 a A.11 ilustram as condições operacionais da usina do Sossego durante o dia 14 de dezembro de 2011. As linhas vermelhas delimitam o período em que a amostragem foi realizada.

Fonte: Elaborado pelo autor.

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura A.8 – Teor de cobre de alimentação da flotação *rougher*

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura A.9 – Corrente do moinho vertical 01

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura A.10 – Corrente do moinho vertical 02

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura A.11 – Vazão de polpa do *overflow* da ciclonagem da remoagem

Fonte: Elaborado pelo autor.

Anexo 3 – Condições operacionais da usina do sossego na amostragem do dia 15 de dezembro de 2011

As Figuras A.12 a A.16 ilustram as condições operacionais da usina do Sossego durante o dia 15 de dezembro de 2011. As linhas vermelhas delimitam o período em que a amostragem foi realizada.

Figura A.12 – Vazão de alimentação do SAG

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura A.13 – Teor de cobre de alimentação da flotação *rougher*

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura A.14 – Corrente do moinho vertical 01

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura A.15 – Corrente do moinho vertical 02

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura A.16 – Vazão de polpa do overflow da ciclonagem da remoagem

Fonte: Elaborado pelo autor.

Anexo 4 – Condições operacionais da usina da Kinross na amostragem do dia 09 de janeiro de 2012

As Figuras A.17 a A.19 ilustram as condições operacionais da usina do Kinross durante o dia 09 de janeiro de 2012. As linhas vermelhas delimitam o período em que a amostragem foi realizada.

Figura A.17 – Potência do moinho vertical

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura A.18 – Vazão de alimentação da ciclonagem da remoagem

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura A.19 – Vazão da bomba de *underflow* do espessador da flotação

Anexo 5 – Condições operacionais da usina da Caraíba na amostragem do dia 15 de agosto de 2012

As Figuras A.19 a A.22 ilustram as condições operacionais da usina do Caraíba durante o dia 15 de agosto de 2012. As linhas vermelhas delimitam o período em que a amostragem foi realizada.

Fonte: Sistema supervisor da usina da Caraíba.

Figura A.20 – Teor de alimentação, concentrado e rejeito da flotação

Fonte: Sistema supervisório da usina da Caraíba.

Figura A.21 – Granulometria de alimentação da flotação

Fonte: Sistema supervisorio da usina da Caraíba.

Figura A.22 – Corrente do moinho vertical - linha azul escura

Fonte: Sistema supervisorio da usina da Caraíba.

Anexo 6 – Condições operacionais da usina da Mineração Maracá na amostragem do dia 7 de dezembro de 2012

A Figura A.23 ilustram as condições operacionais da usina da Mineração Maracá durante o dia 7 de dezembro de 2012. As linhas vermelhas delimitam o período em que a amostragem foi realizada.

Figura A.23 – Pressão de alimentação da ciclonagem da remoagem – linha amarela

Fonte: Sistema supervisório da usina da Mineração Maracá.