



**Escalonamento de uma planta conceitual para processamento da
Taconita do projeto FERRO GAMELEIRA da Santa Fé Extração de
Minérios S.A. para produção de *pellet feed***

**Claudio L Schneider, Eng. de Minas
Ph.D. em Metalurgia Extrativa**

SERGEO – Serviços Geológicos e Representações Ltda
Rua Quinze, 71 – Centro – Ibiá – MG /CEP:38.950-000
Fones: (34) 3631-1981 / (61) 8111-1691
CNPJ: 06.346.450/0001-17

INTRODUÇÃO

O projeto básico contém etapas de britagem seguidas de uma etapa de moagem em circuito fechado com hidrociclones. Existem diversas alternativas a este circuito, porém é necessário partir de uma base e é sempre interessante que a base seja robusta, com um coeficiente de certeza, do ponto de vista de engenharia, bastante alto. Nada mais robusto do que desenvolver um circuito convencional de britagem e moagem e contemplar alternativas a partir disso.

A primeira etapa do trabalho é estabelecer o tamanho de alimentação do circuito de moagem. Ensaios foram realizados nesse sentido e o tamanho de alimentação pode ser determinado com bastante segurança, para uma carga de bolas convencional. O outro parâmetro importante do projeto é o P80 da moagem e neste projeto será utilizado um P80 = 75 micrômetros. Este número advém de ensaios de concentração realizados na Inbrás e na Fundação Gorceix, em WHIMS. Porém, em se tratando de um minério rico em magnetita, a planta antevista será constituída de separadores magnéticos de tambor, a exemplo de diversas plantas de concentração de Taconita no Iron Range, Minnesota. Existe a possibilidade de que a planta real opere com um P80 significativamente maior, porém para explorar esta situação mais ensaios de separação magnética em tambor serão necessários.

Com o tamanho de alimentação do circuito de moagem estabelecido, segue uma estimativa da granulação do ROM e o projeto de uma planta de britagem necessária para atender estes parâmetros.

Ao fim, alternativas serão apresentadas para moagem SAG e para HPGR com base em ensaios fundamentais, porém de cunho conceitual, já que não há, até o momento, ensaios específicos para o escalonamento destes processos.

Com a planta de britagem e moagem estabelecida, segue a planta de separação magnética. A primeira etapa visa recuperar a magnetita, utilizando separadores magnéticos de ímã permanente de tambor. Recuperada a magnetita, segue uma planta de separação magnética de alta intensidade, com separadores Jones, objetivando recuperar a hematita e a goetita, presentes no não-magnético da planta de recuperação de magnetita.

Estimativa da Granulação do ROM

A distribuição granulométrica do ROM é necessária para o dimensionamento da planta de britagem. Em geral, o dimensionamento da planta de britagem não é muito sensível à granulação do ROM porque os produtos das diversas etapas de britagem são praticamente independentes da granulação do ROM e altamente dependentes dos parâmetros geométricos dos britadores. Em outras palavras, a granulação dos produtos das etapas de britagem são uma forte função das aberturas OSS e CSS dos britadores. Por outro lado, as frações finas geradas no desmonte se propagam por serem independentes das aberturas OSS e CSS nas diversas etapas de britagem. Sendo assim, uma estimativa de granulação do ROM é necessária.

Uma estimativa empírica da granulação do ROM pode ser feita utilizando-se o modelo de Kuz-Ram. Este modelo leva em consideração os dados do plano de fogo e explosivo a ser utilizado, mas não considera as propriedades físicas de resistência da rocha como o módulo de elasticidade, UCS, densidade e características de continuidade. Para uma primeira estimativa, considerando-se que o escalonamento das etapas de britagem é largamente independente da granulação do ROM, o modelo de Kuz-Ram pode ser considerado apropriado.

Os dados utilizados no modelo são mostrados na Tabela 1, sendo que a maior parte dos parâmetros foram definidos no plano de fogo descrito no PAE.

Tabela 1: Parâmetros do modelo Kuz-Ram para estimativa da granulação do ROM

Parâmetro		Valor	Unidade
Tamanho mediano de partícula (x50)	xm	43.26	cm
Índice de uniformidade	n	1.598694	-
Rock Factor(0.8 a 22)	A	10.812	-
Powder factor (kg de explosivo por metro cúbico de rocha)	K	0.452	kg/m ³
Massa de explosivo no furo	Q	90.3	kg
Weight Strength relativa ao ANFO	RWS	115	-
Burden	B	4 ou 3	m
Espaçamento	S	5 ou 4	m
Desvio padrão de perfuração	W	0.567803	m
Comprimento da carga	L	11.5	m
Comprimento da carga de fundo	BCL	3.5	m
Comprimento da carga de coluna	CCL	8	m
Altura da bancada	H	10	m
Diâmetro do furo	d	100	mm
Densidade da rocha	ρ	3,2	t/m ³
Módulo de Elasticidade de Young	E	93	GPa
Uniaxial Compressive Strength	UCS	251	MPa
Rocha friável, juntas verticais ou Maciça	RMD	50	
Influência da densidade da rocha	RDI	30	
Fator de tenacidade	HF	50.2	
Espaçamento médio das juntas	Sj	1	m
Sobretamanho definido	x0	2	m
Espaçamento dos planos de junta	JPS	20	

Ângulo dos planos de junta	JPA	30
Fator de juntas	JF	50

A granulação do ROM estimada pelo modelo com os dados da Tabela 1 é mostrada na Tabela 2, e Figura 1, para Burden = 4 m e espaçamento = 3 m (plano original PAE) e para Burden = 3 m e espaçamento = 4 m (plano de fogo sugerido)

Tabela 2: Granulação do ROM estimada pelo modelo de Kuz-Ram

Tamanhos, cm	% Passante acum.	
	B=4, S = 5	B=3, S=4
400.0	100.0%	100.0%
282.8	100.0%	100.0%
200.0	100.0%	100.0%
141.4	99.0%	100.0%
100.0	92.9%	99.6%
70.7	78.1%	95.6%
50.0	58.3%	82.6%
35.4	39.5%	62.4%
25.0	25.1%	42.2%
17.7	15.3%	26.5%
12.5	9.1%	15.9%
8.8	5.3%	9.2%
6.3	3.1%	5.3%
4.4	1.8%	3.0%
3.1	1.0%	1.7%
2.2	0.6%	1.0%
1.6	0.3%	0.5%
1.1	0.2%	0.3%
0.8	0.1%	0.2%
0.6	0.1%	0.1%
0.4	0.0%	0.1%

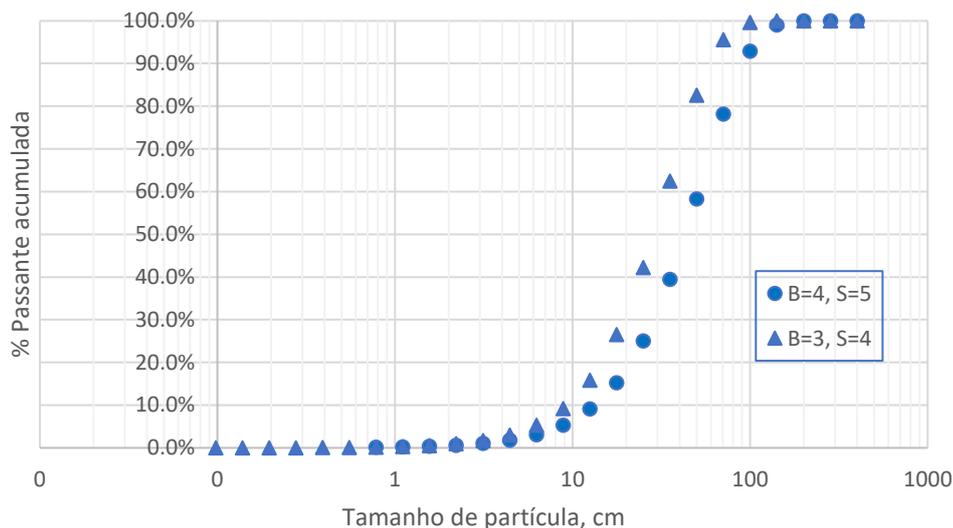


Figura 1: Granulação do ROM resultante de dois planos de fogo

Pode-se ver na Figura 1 que o plano de fogo alternativo não gera matacos acima de 1 m de tamanho de peneira, facilitando a operação do britador primário.

Estimativa da granulação requerida no produto da britagem

Aqui é necessário determinar o tamanho do produto do circuito de britagem, que é o top size da alimentação do circuito de moagem.

Os ensaios de moagem em batelada foram realizados com uma carga de bolas de equilíbrio, com o diâmetro da bola de reposição de 25 mm. Este é o tamanho máximo para o moinho de 250 mm de diâmetro. Várias alimentações foram preparadas com *top size* distintos, visando determinar o tamanho máximo que pode ser admitido no moinho. As alimentações testadas tinham *top size* de 3,35 mm, 4,75 mm, 6,70 mm, 9,50 mm e 13,2 mm. Para cada alimentação foram realizados ensaios a seco objetivando-se atingir $P_{80} = 75$ micrômetros no quarto tempo de moagem. Para cada tamanho também foi realizado um ensaio com 70% de sólidos com o tempo de moagem igual ao tempo de moagem da segunda moagem a seco. O objetivo da moagem a úmido é determinar a taxa de moagem a úmido que sempre é maior que a taxa de moagem a seco por um fator que varia de minério para minério.

Os resultados dos ensaios indicam claramente que a Taconita Santa Fé não admite tamanhos muito grandes na alimentação da moagem, como ilustrado nas Figuras 2 e 3. Este tipo de comportamento é muito comum em minérios de ferro itabiríticos devido a presença de hematita especular, mas pode ser considerado surpreendente em Taconitas. Basicamente só se pode afirmar que existem partículas, na Taconita Santa Fé, que não são facilmente impactadas por bolas de moagem relativamente pequenas.

Na Figura 2 já se pode observar a persistência de algumas partículas grossas que permanecem nos terceiro e quarto tempos de moagem. Isso é indicado pela seta. Por outro lado, o modelo de moagem, representado pelas linhas contínuas, interpola bem nesta região e por isso pode-se considerar que os processos de primeira ordem dominam de forma bastante significativa.

Na Figura 3 a presença de partículas que permanecem nas faixas mais grossas e que resistem a moagem é bastante relevante. Ao mesmo tempo o modelo de moagem, que é baseado em processos de primeira ordem, já não consegue descrever de forma apropriada o processo de moagem, indicando que existem processos de segunda ordem nesta região. Isso resulta em uma taxa de desaparecimento dessas partículas muito mais lenta, já que os processos de segunda ordem ocorrem, basicamente, na superfície das partículas, por abrasão. Nesta condição as partículas mais grosseiras se acumulam na carga a medida em que elas são alimentadas e, eventualmente, o moinho atinge a condição de *Overfill*.

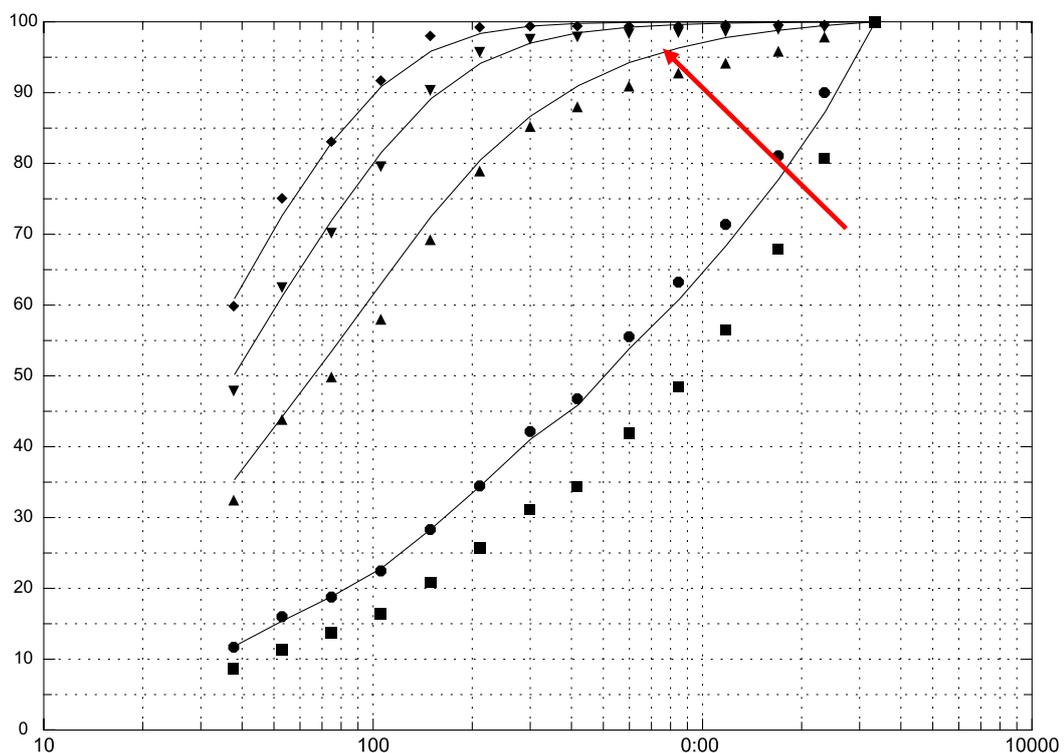


Figura 2: Distribuições granulométricas geradas em vários tempos de moagem a seco a partir de uma alimentação com granulação natural com *top size* 3,35 mm

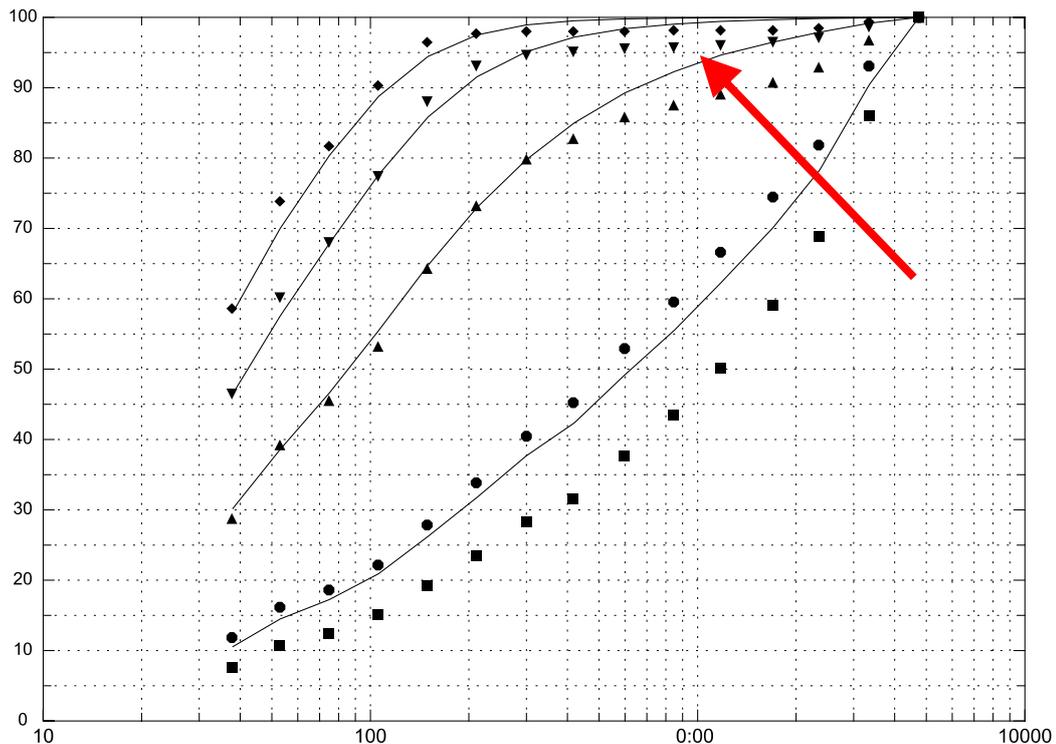


Figura 3: Distribuições granulométricas geradas em vários tempos de moagem a seco a partir de uma alimentação com granulação natural com top size 4,75 mm

Para evitar a condição de *Overfill*, o moinho deve ser operado com partículas suficientemente pequenas, compatível com a carga de bolas que será utilizada. Normalmente, os moinhos de bolas são operados com cargas de bolas de equilíbrio com bolas de reposição de 50 mm. Como os ensaios de moagem foram realizados com bolas de 25 mm, pode-se concluir que o moinho industrial poderá suportar partículas de até 6,7 mm na alimentação, mantida a razão top size/tamanho de bola de reposição. Existe ainda um fator que deve ser considerado que é o fato de moinhos de bolas de maior diâmetro admitirem partículas maiores na alimentação, por fenômenos de escalonamento. No entanto, e para todos os efeitos práticos, o máximo da função seleção não é alterado pelo diâmetro do moinho, sendo o diâmetro das bolas o único fator a ser considerado.

Escalonamento do Circuito de Britagem

Neste primeiro projeto conceitual, uma planta de britagem convencional será considerada. Isso implica em pelo menos um britador primário, que pode ser *In PIT*, e uma planta de britagem e peneiramento para reduzir o produto da britagem primária até um *top size* de 6,7 mm a partir da granulação do ROM mostrada na Tabela 2/Figura 1.

Britagem Primária

Idealmente um britador *In PIT* facilitaria muito o transporte pesado na mina. A melhor alternativa seria um britador de mandíbula primário de dois eixos (tipo Blake) porque estes britadores são indicados para materiais mais tenazes e abrasivos. Porém, com a alta demanda de potência esta alternativa pode não ter uma máquina disponível.

A curva de ROM indica em torno de 8% de material com diâmetro maior que 1m. Uma alternativa é reduzir a malha de perfuração para gerar um produto de detonação com menos partículas graúdas. Uma alternativa é utilizar uma grelha na alimentação da britagem primária para reduzir o *top size* da alimentação do britador primário. O material retido (em torno de 43 t/h) terá de ser quebrado com auxílio de um martelo pneumático, por exemplo. Como cada mataco de mais de 1 m³ pesa em torno de 3,2 toneladas, isso implica em torno de 14 matacos por hora, ou seja, um a cada 4 minutos. Isso torna a operação, muito provavelmente, inviável porque a operação do martelo demanda tempo e não é uma operação de fluxo contínuo. A alternativa seria fechar o plano de fogo. Fechar a malha para um espaçamento de 4 m e burden de 3 m resolve este problema. Um top size menor possibilita o uso de um britador primário de mandíbulas, que é uma solução mais interessante em termos de CAPEX. Porém há ainda a restrição de demanda de potência.

Admitindo-se a hipótese de fechamento da malha de perfuração, os dados necessários para o dimensionamento do britador primário são listados abaixo:

- Densidade do minério 3,2 t/m³
- Densidade aparente 1,9 t/m³
- CWI (kWh/t) 29,3 – 59,1 (54,7 medido)
- A80 47,6 cm
- Taxa de alimentação 533 t/h
- Top size da alimentação 89.55 cm
- Abertura de entrada requerida 112 cm

Os valores altos de CWI apontam para uma alta demanda de potência. Quando as aberturas OSS e CSS são fechadas para reduzir o tamanho dos produtos o valor alto de CWI causa um aumento de demanda de potência muito significativo. Isso dificulta o projeto de uma planta convencional de britagem, especialmente considerando que o produto do último estágio de britagem é relativamente pequeno.

Admitindo-se que o CWI do minério seja 50,0 kWh/t, um britador giratório pode ser ajustado para uma abertura aberta (OSS) no valor mínimo para que a potência do motor atenda 35% de capacidade de surge (surto). Para uma planta processando 533,2 t/h de minério, o britador giratório ajustado com OSS = 17 cm necessita de uma potência instalada igual a 309 kW. Para este valor de OSS a razão de redução RR fica em torno de 2,5, dentro da faixa recomendada para este tipo de operação.

Um equipamento que atende esta especificação é o britador giratório Sandvik CG810i. A capacidade deste modelo atende plenamente (1300 – 2700 t/h), a abertura de entrada é suficientemente grande (107 - 286 cm) para a malha de

detonação alternativa (espaçamento 4m, burden 3m), com top size da alimentação estimado em 89,55 cm.

Nestas condições os dados indicam 25.6% de "fall through" na alimentação do britador primário e para essa quantidade seria recomendável escalpar a alimentação. Porém, em função dos custos de capital adicionais, essa alternativa necessita de um estudo mais detalhado.

Britagem Secundária

A britagem secundária pode ser feita por britadores tipo cone, operando em circuito aberto e alimentado de uma pilha pulmão formado com o produto da britagem primária. A demanda de potência é alta e isso restringe bastante os modelos de britadores disponíveis para esta operação. Novamente a Sandvik oferece um modelo de britador capaz de atender os requerimentos. Os dados relevantes referentes à etapa de britagem secundária são os seguintes:

- Top size da alimentação = 379 mm (max 428 mm)
- Abertura requerida 443 mm
- CSS = 60 mm
- A80 = 187,8 mm
- P80 = 61,76 mm
- RR = 3.04
- Potência requerida = 457 kW
- Tipo de britador: Sandvik CH890i ou equivalente, 750 kW.
- Número de britadores: 1

Britagem terciária

Para a etapa de britagem terciária foram estudadas as seguintes configurações: escalpar a alimentação, operação em circuito fechado escalpando a alimentação e operação em circuito aberto. A melhoria de desempenho na operação em circuito fechado com escalpe não é justificada porque o número de britadores requeridos é igual nas duas configurações. Também, ao utilizar uma peneira de escalpe na alimentação da britagem terciária reduz a demanda de capacidade, mas aumenta a razão de redução, e o aumento da demanda de potência iguala o número de britadores requeridos na operação em circuito aberto sem escalpe. Em suma, o menor custo de capital será com a britagem terciária em circuito aberto.

Os dados relevantes referentes à etapa de britagem terciária são os seguintes:

- Top size da alimentação = 101 mm (max 123 mm)
- Abertura requerida 127 mm
- CSS = 19 mm

- A80 = 61,76 mm
- P80 = 19,48 mm
- RR = 3.17
- Potência requerida = 837 kW
- Tipo de britador: Sandvik CH865i ou equivalente, 500 kW.
- Número de britadores: 2

A abertura CSS = 19 mm resulta em um RR = 3,17 sendo este valor considerado adequado para a operação desta etapa.

Britagem quaternária

Para garantir o *top size* do produto, a britagem quaternária deve ser necessariamente em circuito fechado com peneiras vibratórias com abertura de 6,7 mm. O produto do circuito de britagem quaternária deve alimentar uma pilha pulmão que, por sua vez, alimentará o circuito de moagem. Isso viabiliza uma operação estável da planta porque a moagem não dependerá diretamente da etapa de britagem.

Um trabalho de otimização do circuito de britagem quaternária foi feito buscando um valor apropriado de CSS para esta etapa. Os resultados deste trabalho são mostrados na Tabela 3.

Tabela 3: Escalonamento dos britadores de cone quaternários

CSS, mm	TPH alim.	Capacidade TPH	N. britadores	A80	P80	RR	kW
5	562.7	88	6.4	19.1	7.33	2.61	1250
6	673.6	97	6.9	17.74	8.14	2.18	1200
7	829.4	105	7.9	16.24	8.76	1.85	1180

As configurações com CSS 5 e 6 mm requerem 7 britadores portanto o valor de CSS recomendado para esta etapa é 6 mm. Os dados referentes à esta etapa são mostrados abaixo:

- *Top size* da alimentação = 25,8 mm (max 211 mm)
- Abertura requerida 32,2 mm
- CSS = 6 mm
- A80 = 17,74 mm
- P80 = 8,14 mm
- RR = 2.18
- Potência requerida = 1200 kW
- Tipo de britador: Sandvik CH830i ou equivalente, 250 kW.
- Número de britadores: 7

Peneiramento da britagem quaternária

Para o peneiramento da britagem quaternária foram considerados os seguintes parâmetros:

- Taxa de alimentação das peneiras: 1206,7 t/h
- Taxa de undersize na alimentação: 533,1 t/h
- Eficiência de peneiramento de projeto: 90%
- Porcentagem de oversize na alimentação: 51%
- Fator de oversize: 1,185
- Porcentagem de meio tamanho na alimentação: 25,17%
- Fator de meio-tamanho: 0.703
- Fator de locação do deck: 1.0
- Fator de densidade aparente: 1,2
- Área de peneiramento requerida: 33,339 m²
- Largura da peneira: 2,438 m (10')
- Comprimento da peneira: 6,096 m (20')
- Área de peneiramento: 18,581 m²
- Número de peneiras requeridas: 2

Para estas especificações, duas peneiras horizontais Sandvik SH 3061 de um deck atendem os requerimentos.

Balço de massas do circuito de britagem

Para as etapas de britagem foi considerado 100% de sólidos, ou seja, não há água prevista nos fluxos de britagem. O circuito é ilustrado na Figura 4.

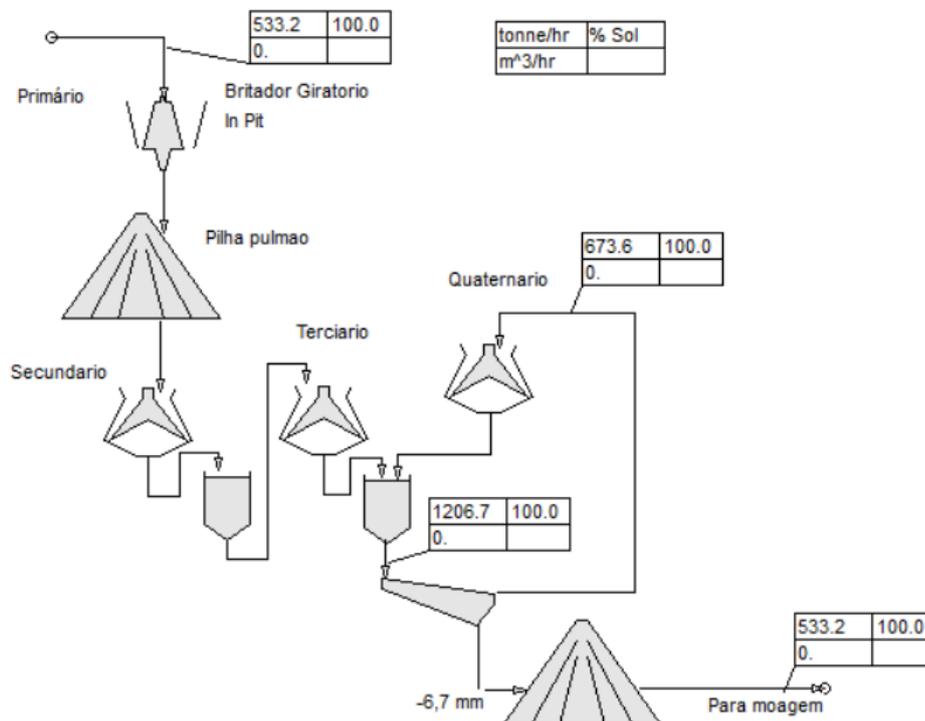


Figura 4: Circuito de britagem convencional para o projeto Gameleiras

As distribuições granulométricas previstas nos produtos das diversas etapas de britagem são mostradas na Figura 5. Os valores da distribuição granulométrica no produto do circuito de britagem são mostrados na Tabela 4. Estes valores são usados como base para o escalonamento do circuito de moagem.

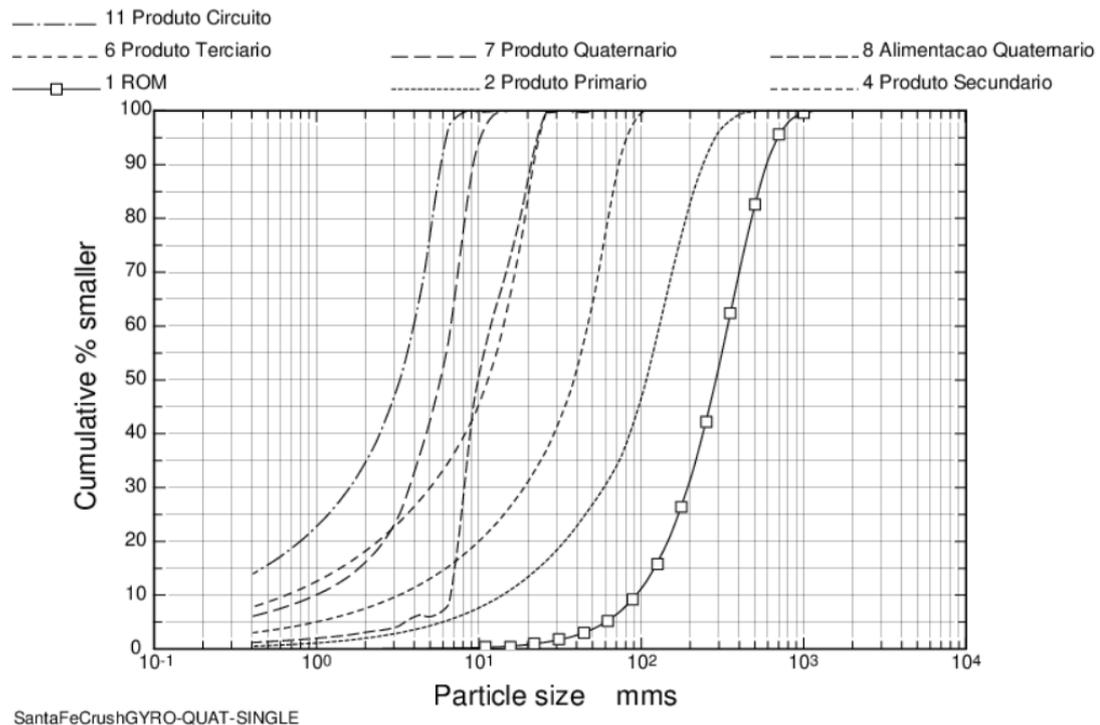


Figura 5: Distribuições granulométricas no circuito de britagem convencional

Tabela 4: Distribuição granulométrica prevista na alimentação do circuito de moagem

Tamanho, mm	% Passante Acum.
9.26	100
6.55	97.14
4.63	70.106
3.28	50.146
2.31	38.266
1.64	30.394
1.16	24.701
0.82	20.328
0.58	16.844
0.41	14.01

Tabela 5: Balanço de massas do circuito de britagem convencional

Fluxo	Taxa, t/h	Rendimento, %
Alimentação	533.16	100.0

Produto Cone Quaternário	673.56	126.3
Alimentação Peneira	1206.72	226.3
Produto Circuito	533.16	100.0

Circuito de Moagem

O escalonamento da etapa de moagem objetiva a produção de um produto com 80% passante em 75 micrômetros. Trata-se de uma moagem fina, porém este tamanho produziu resultados favoráveis em ensaios de separação magnética realizados em Diadema-SP pela Inbrás e em Ouro Preto-MG pela Fundação Gorceix. A alimentação da etapa de moagem é o produto da britagem convencional, mostrado na Tabela 4.

Os parâmetros para escalonamento foram obtidos em um moinho de 10"x10" com uma carga de bolas de equilíbrio com bolas de reposição de 25,4 mm (1"). OS parâmetros de escalonamento obtidos para a carga de teste devem ser corrigidos para uma carga de bolas industrial com bolas de reposição de 50 mm (2"), permitindo a moagem de partículas mais grossas (aqui, 6,7 mm foi detectado como limite de tamanho de partículas para alimentação de um moinho industrial com bolas de 50 mm).

Os resultados da análise são mostrados na Tabela 6 e na Figura.

Tabela 6: Parâmetros da função seleção obtidos para o moinho de teste e escalonados para o moinho industrial.

Parâmetro	Moinho teste	Moinho Industrial
	Carga 1"	Carga 2"
S1, (min ⁻¹)	0.2782	0.13934
Alpha	0.7395	0.74065
Mu (mm)	3.7983	5.36144
Lambda	1.9045	1.90167

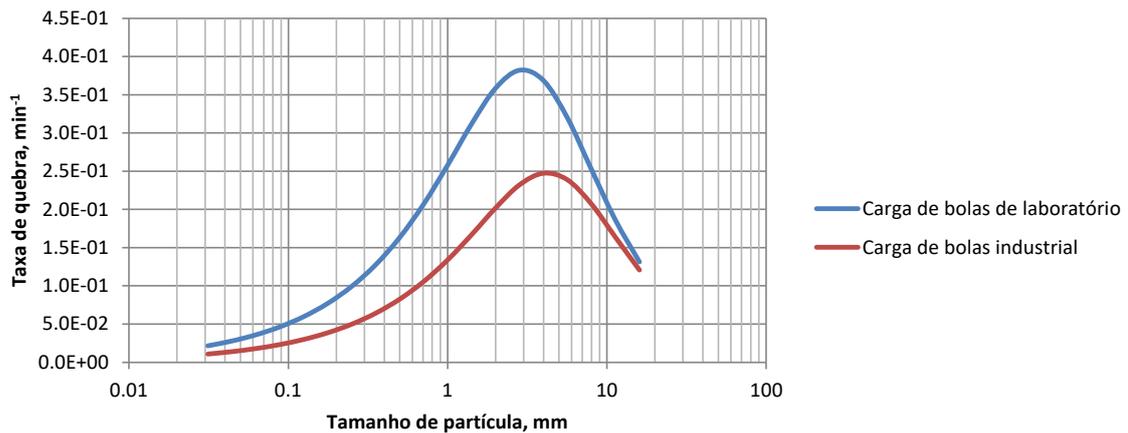


Figura 6: Funções seleção medida para a carga do moinho de teste e escalonada para o moinho industrial

Na Figura 6 pode-se ver que as bolas maiores moem menos, ou seja, taxas de moagem menores. Por outro lado, as bolas maiores permitem a moagem de partículas maiores. Não seria possível, por exemplo, alimentar partículas de 6,7 mm se o moinho fosse carregado com bolas de 25,4 mm (1").

Dados de potência foram obtidos durante os ensaios de moagem com moinho de 10"x10". Isso inclui a potência medida durante o ensaio a úmido, e a potência correspondente ao moinho operando em vazio (*No-load power*). Os resultados destas medições são mostrados nas Figuras

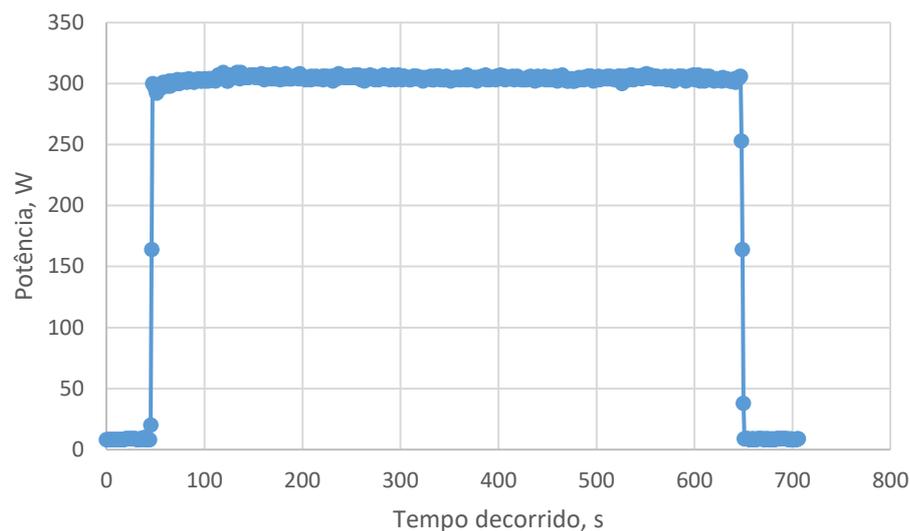


Figura 7: Registro de potência do moinho 10"x10" moendo a Taconita do projeto com a carga de bolas de equilíbrio e 70% de umidade.

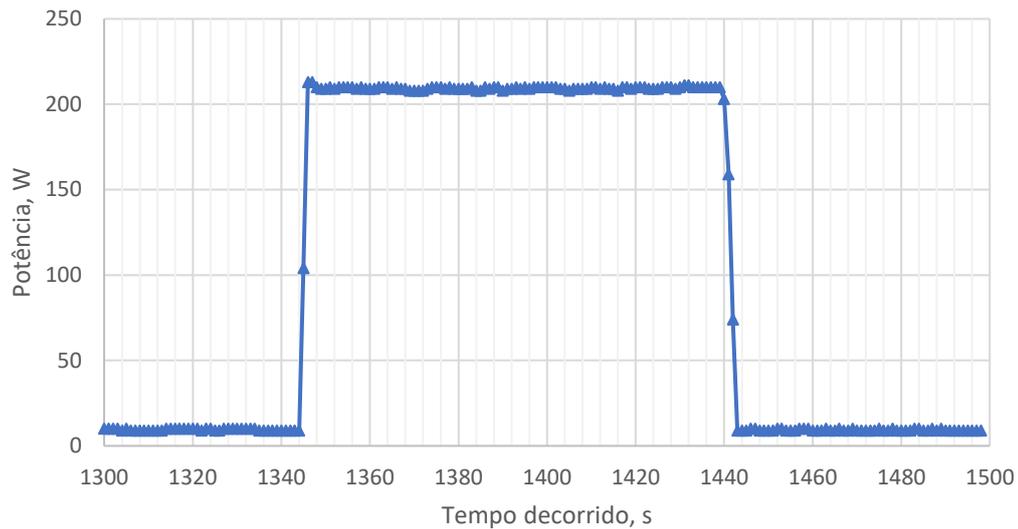


Figura 8: Registro de potência do moinho 10"x10" vazio.

Com os valores de potência e o Holdup da moagem, é possível converter a função seleção em uma função seleção específica em energia, que é necessária para o escalonamento. A conversão é feita com base em :

$$S1^E = \frac{S1 \times H}{P} \text{ t/kWh}$$

Onde:

Potência de moagem no moinho de teste = 304,28 W (Figura 7)

Potência vazio do moinho de teste = 209,45 W (Figura 8)

Potência de moagem "no pinhão" = $P_p = 94,83$ W

Fator de eficiência do motor e de transmissão = $95\% \times 95\% = 90.25\%$

Potência líquida de moagem = $P = 94,83 \times 0,9025 = 85,58$

Holdup = $H = 3,521$ kg

$S1 = 0,139 \text{ min}^{-1}$ (Tabela 6)

$S1^E = 0,341 \text{ t/kWh}$

Os valores obtidos para a função quebra da Taconita também foram obtidos a partir dos ensaios em batelada no moinho 10"×10". Os parâmetros de escalonamento são mostrados na Tabela 7.

Tabela 7: Parâmetros de escalonamento do moinho de bolas

Função	Moinho Industrial
Parâmetro	Carga 2"
$S1, (\text{min}^{-1})$	0.13934

Seleção,	S1E, t/kWh	0.3408
Modelo	Alpha	0.74065
Austin	Mu (mm)	5.36144
	Lambda	1.90167
Quebra,	Gamma	0.7852
Austin	Beta	0.872148
Normalizável	Phi	0.763239

Parâmetros de classificação interna do moinho são importantes quando a viscosidade do holdup é baixa. Como a moagem é fina e o moinho está sendo projetado para operar com 70% de sólidos, a classificação interna (no overflow do moinho) é incipiente, e todas as partículas do holdup são transportadas para o classificador externo normalmente. Para esta condição o tamanho de corte da classificação interna é um valor alto, relativamente ao corte do classificador externo. No escalonamento dos moinhos em Carajás foi medido $D_{50} = 1$ mm e $SI = 0,5$ para a classificação interna. Estes valores serão adotados aqui, e não devem influir significativamente no escalonamento.

Para os parâmetros de classificação externa (hidrociclones) é necessário utilizar parâmetros de moagens similares haja visto que não há resultados de ensaios disponíveis para o minério do projeto. Simulações da planta de pellet feed de Carajás moendo *Sinter Feed* foram calibradas com dados de amostragem na planta e resultaram em uma nitidez de separação $SI = 0,665$ e by-pass para underlow = 0,307. Inicialmente estes parâmetros serão adotados para o escalonamento do moinho e o tamanho de corte é ajustado para produzir $P_{80} \approx 75$ micrômetros. O escalonamento procura um tamanho de moinho para atingir estas especificações com 250% de Carga Circulante, ou seja em torno de 1866,2 t/h na alimentação do moinho e em torno de 1333,0 t/h no underflow da etapa de classificação.

O circuito escalonado é mostrado na Figura 9.

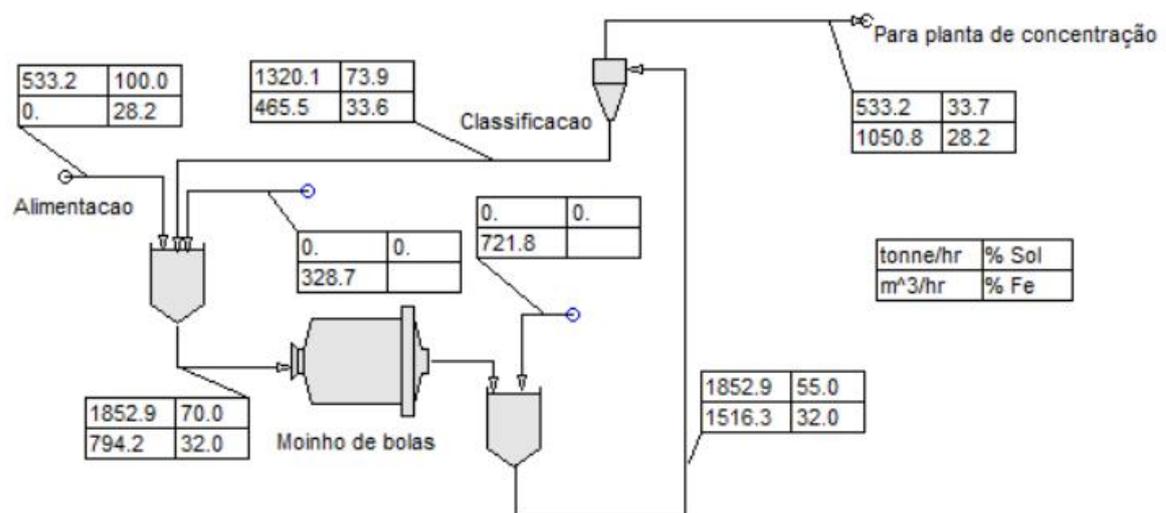


Figura 9: Circuito de moagem de bolas escalonado para o projeto FERRO GAMELEIRAS

Para a simulação do circuito foi utilizada uma alimentação realista com os dados de mineralogia obtidos por difração de Raios-X por Neumann/CETEM, Tabela 4 do relatório de caracterização mineralógica. Os teores de Fe mostrados no fluxograma são teores de Fe recuperável, ou seja, Fe contido na Goetita, Hematita e Magnetita. Pode-se ver que os minerais portadores de Fe se concentram no fluxo de *underflow* da classificação, sendo este processo normalmente observado em plantas industriais de moagem. O balanço do circuito escalonado é mostrado na Tabela 8.

Tabela 8: Balanço de massas no circuito escalonado do projeto FERRO GAMELEIRA

	Alimentação Nova	Alimentação do moinho	Alimentação do Hidrociclone	Underflow do Hidrociclone	Overflow do Hidrociclone
Minério, t/h	533.2	1853.4	1853.3	1320.5	533.2
Água, m ³ /h	0	794.2	1516.3	465.5	1050.8
Polpa, t/h	533.2	2647.08	3369.24	1785.6	1584
Polpa, m ³ /h	164.592	1347.84	2070	854.64	1215.36
Densidade polpa, t/m ³	3.24	1.964	1.628	2.089	1.303
% sólidos (volume)	100	41.07	26.74	45.53	13.54
% sólidos (peso)	100	70	55	73.93	33.66

Os resultados do escalonamento são mostrados na Tabela 9.

Tabela 9: Resultados do escalonamento da moagem de bolas do projeto Ferro Gameleira pelo método de Herbst-Fuerstenau

Parâmetro	Unidade	Valor
Diâmetro interno do moinho	m	6.73
Comprimento interno	m	8.1
Carga fracional de bolas	%	35
Diâmetro bolas de reposição	mm	50
Fração de velocidade crítica	%	74
Potência de moagem	kW	10509.9
Potência vazio	kW	552.15
Potência no pinhão	kW	11062.05
Consumo específico	kWh/t	20.75
P80	micrômetros	75
CC	%	247.7

Escalonamento dos hidrociclones

O escalonamento dos hidrociclones neste estágio do projeto pode ser feito preliminarmente porque não há resultados de ensaios de laboratório ou escala piloto disponíveis para embasar as propriedades reológicas da polpa do minério do projeto Ferro Gameleira. Os resultados do escalonamento preliminar dos hidrociclones, com base no balanço de massas da Tabela 8, e os parâmetros utilizados no escalonamento do circuito de moagem, são mostrados na Tabela 10.

Tabela 10: Resultados e memória de cálculo do dimensionamento dos hidrociclones de classificação

Parâmetro	Unidade	Valor
Taxa de polpa	l/s	580.52
Diâmetro do ciclone	cm	66
Densidade da polpa	g/cm ³	1.61
% sólidos em volume	%	27.45
Fator C1 (volume de sólidos)		2.84
Queda de pressão	kPa	70
Fator C2 (Pressão)		0.995
Fator C3 (Densidade)		0.86
D50c base	µm	45.1
D50c escalonado	µm	109.6
Número de ciclones		7 (6.5 calc.)
Taxa de undeflow	l/s	6.74
Diâmetro do Apex	cm	6.1
Diâmetro do Vortex Finder	cm	18.3

Escalonamento de um moinho de bolas pelo método de Bond

Existem informações suficientes para escalonar o moinho de bolas utilizando o método de Bond, que é uma metodologia arcaica, porém tradicional, podendo ser considerado um método base para o escalonamento de moinhos de bolas que é bem conhecido e praticado em todos os níveis de engenharia. Portanto, aqui o objetivo é fornecer uma informação padronizada e também produzir um contraponto ao método de escalonamento utilizado, como uma forma de conferência ou informação redundante.

Os resultados do escalonamento são mostrados na Tabela 11.

Tabela 11: Resultados e memória de cálculo do escalonamento do moinho de bolas pelo método de Bond.

WI Bolas	16.12	kWh/st		
WI Bolas	17.77	kWh/t		
Alim. Projeto	533	t/h		
A80	5080.0	micrômetros		
P80	75	micrômetros		
Potência cominuição	9613.78	kW	(segunda lei da energia (Bond))	
EF1	1	(moagem a úmido)		
EF2	1	(circuito fechado)		
EF3	0.914	(Assume que o diâmetro do moinho será > 3,81 m)		

Rr	67.7	Razão de redução		
F0	3592.0	Tamanho ótimo da alimentação, micrômetros		
EF4	1.06	Fator de oversize		
EF5	1.00	Fator de fineza do produto		
EF7	1.00	Razão de redução baixa		
Pot. req. moagem bolas corrigida	9277.13	kW		
Diâmetro interno	6.06	m	20.1	ft
Comprimento interno	8.10	m		
Carga (J)	35%			
% velocidade crítica	74%			
Potência escalonada	9277.1	kW	(Morrel)	
Potência vazio	446.0	kW		
Potência no Pinhão	9723.1	kW		
Potência do Motor	10773.6	kW		

Em comparação aos resultados da Tabela 9, o moinho resultante é menor, com um metro a menos de diâmetro interno em função de uma demanda de potência escalonada menor, em torno de 20% menor. Em geral espera-se que o método de Bond resulte em uma faixa de +- 20% de demanda de potência real, portanto o resultado não é completamente surpreendente. A diferença é, no entanto, significativa. O método de Bond é sabidamente problemático para escalonar moinhos de minérios de ferro Brasileiros, em geral os nossos Itabiritos. Os problemas relatados indicam um subdimensionamento pelo método, que é o que ocorre aqui. No entanto o minério do projeto Ferro Gameleira não tem muitas características em comum com itabiritos, exceto uma concentração relativamente baixa de hematita. A causa mais provável da discrepância é a dificuldade de moer partículas maiores, em relação ao tamanho das bolas de moagem, como ilustrado nas Figuras 2 e 3.

A recomendação é basear o escalonamento da moagem no método de Herbst-Fuerstenau. Um ensaio de moagem contínua em escala piloto também é recomendado nestes casos.

Circuitos alternativos

A britagem convencional seguida de moagem de bolas em moinho tubular, em circuito fechado com hidrociclones, é uma configuração de circuito tradicional e conservadora. Alternativas existem que podem produzir ganhos vantajosos em termos de custos operacionais e custos de capital. Algumas destas alternativas são exploradas aqui a nível de projeto preliminar, com base no banco de dados organizado por Steve Morrel, pelo método conhecido como SMC. <https://www.smctesting.com/tools/comminution-specific-energy>

Os parâmetros derivados para estimativas preliminares de circuitos alternativas, determinados no ensaio de quebra por impacto simplificado, são mostrados na Tabela 12.

Tabela 12: Parâmetros derivados do ensaio SMC.

Amostras	A	b	A*b	S.G	Dwi	Mia	Mib	Mic	Mih
	(%)	kWh/t	-	t/m ³	kWh/m ³	kWh/t	kWh/t	kWh/t	kWh/t
Taconita do projeto Ferro Gameleira	71.42	0.66	47.4	3.2	6.75	16.78	24.82	12.18	18.92

Os valores apresentados na Tabela 12 foram calculados com base em correlações publicadas por Alex Doll no Procemin2016, a partir dos resultados obtidos no ensaio de DWT realizado com a amostra de minério do projeto Ferro Gameleira.

Consumo específico na britagem convencional

O circuito de britagem convencional com quatro etapas de britagem descrito no escalonamento resulta em demandas energéticas calculadas com base em um CWI de 50 kWh/t, medido em uma amostra de partículas relativamente grandes (75x53 mm). No método SMC a energia específica de cada etapa de britagem varia de acordo com o tamanho de partícula, sendo menor para partículas maiores. Isso faz perfeito sentido, mas não foi o comportamento medido para o minério do projeto Ferro Gameleira. Na verdade, o comportamento medido foi bastante inusitado, com CWI = 50 kWh/t para britagem grosseira. De qualquer forma, as estimativas do método SMC são bastante confiáveis, e espera-se que os valores de energia específica estimados estejam em uma faixa de mais ou menos 10% da aplicação industrial, com algumas exceções nem tanto incomuns.

Os resultados estimados para a britagem convencional com quatro estágios de britagem sendo a britagem quaternária em circuito fechado com peneira vibratório são mostrados na Tabela 13. Na última linha são mostrados valores de CWI retrocalculados para cada etapa. No método SMC o índice de trabalho de britagem varia com o tamanho das partículas e com a etapa de britagem e consequentemente o CWI retrocalculado não é constante.

Tabela 13: Metodologia SMC aplicada ao circuito de britagem convencional escalonado para o projeto

	Etapa	Primária	Secundária	Terciária	Quaternária
Tenacidade de partículas grossas	Sc	0.354897	0.533927	-	-
Fator para britadores	Ks	55	55	-	-
Circuito aberto ou fechado	K2	1.19	1.19	1.19	1.00
P80 alimentação	x1	476000	187800	61760	19480

P80 produto	x2	187800	61760	19480	5080
Índice de trabalho da britagem	Mic	12.17	12.17	12.17	12.17
Energia específica	Wc	0.058	0.516	1.462	1.582
Índice de trabalho de britagem de Bond	CWI	6.71	30.09	46.55	23.04

Os valores de energia específica previstos para cada etapa de britagem são aditivos e, portanto, a energia específica total da britagem convencional para o circuito escalonado é prevista em 3,62 kWh/t. Os valores de CWI retrocalculados ficam bem abaixo do valor utilizado no escalonamento da planta de britagem. Isso pode ser considerado um indicativo favorável, e talvez a planta de britagem não necessite de quatro estágios para produzir uma alimentação adequada para a etapa de moagem.

Na Tabela 14 as energias específicas de cada etapa de britagem usando-se a metodologia SMC e o CWI são comparadas.

Tabela 14: Energias específicas estimadas para as diversas etapas de britagem pelos métodos SMC e Bond, em kWh/t

Etapa	Energia específica	Energia específica método Bond CWI = 50
Primária	0.058	0.430
Secundária	0.516	0.857
Terciária	1.462	1.570
Quaternária	1.582	2.251
Total	3.618	5.109

Consumo específico na moagem

Aqui temos três estimativas, pelo método Herbst-Fuerstenau, utilizado no escalonamento, método tradicional de Bond e a estimativa do método SMC, que inclui o cálculo da energia específica da moagem de bolas (W_b) e uma correção em energia específica para a distribuição granulométrica na alimentação do circuito de moagem de bolas. Os cálculos relativos ao método SMC, e a comparação dos resultados dos três métodos são mostrados na Tabela 15.

Tabela 15: Previsão da energia específica da moagem de bolas do circuito escalonado por SMC, Bond e Herbst-Fuerstenau

		SMC	Bond	Herbst-Fuerstenau
P80 no produto da britagem, μm	X1	19480		

P80 na alimentação do circuito, μm	x2	5080	A80	5080	5080
P80 no produto do circuito, μm	x3	75	P80	75	75
Malha de fechamento do ensaio de Bond, μm	P1	106			
Gramas por revolução do ensaio de Bond	Gpr	1.1			
P80 do produto do ensaio de Bond, μm	p80	85.18			
P80 do produto do ensaio de Bond, μm	f80	2228.18			
Índice de moabilidade SMC	Mib	24.82	BWI	17.77	
Ener. esp. da moagem de bolas, grossos, kWh/t	Wa	4.29			
Ener. esp. da moagem de bolas, finos, kWh/t	Wb	13.75			
Ener. esp. adicional para Distr. Gran., kWh/t	Ws	0.4142			
Energia específica estimada na moagem, kWh/t	Wb+Ws	18.45		18.24	20.75

O resultado da aplicação da metodologia SMC está abaixo da faixa esperada, se considerarmos $\pm 10\%$ do escalonamento por Herbst-Fuerstenau. Isso traz algumas dúvidas quanto ao escalonamento do circuito de moagem e, em contrapartida, não empresta grande credibilidade aos resultados do escalonamento das alternativas com HPGR e com moagem SAG. Sempre lembrando que todos os resultados derivam da caracterização física de uma única amostra.

Estratégias alternativas para os processos de cominuição

Tendo sido escalonada a alternativa de britagem/moagem convencional, a metodologia SMC pode ser utilizada para estimar o consumo específico de circuitos alternativos, especificamente um circuito com moagem autógena e um circuito com HPGR, ambas alternativas substituindo em parte etapas de britagem. Deve ficar claro que havendo vantagem destas alternativas, os ganhos não residem na redução dos requerimentos energéticos da britagem, e sim na moagem, em razão da redução da granulação da alimentação do circuito de moagem de bolas.

Para comparação, a energia específica total calculada pelo método SMC para o circuito convencional é a energia específica das quatro etapas de britagem somada à energia específica do circuito de moagem = $3.62 + 18.45 = 22.07$ kWh/t.

Moinho SAG com britador de *pebble*

Nesta alternativa o circuito é constituído por um britador primário que alimenta uma pilha pulmão que por sua vez alimenta um moinho Semi-Autógeno operando em circuito fechado com um britador de *pebble*, designado SABC.

Nesta configuração o P80 da alimentação do SAG = $187800 \mu\text{m}$ (Produto do britador primário) e o produto da moagem SAG tem P80 = $750 \mu\text{m}$ (padrão). Para o britador de *pebble*, assume-se uma abertura de *pebble port* = 70 mm (típico), resultando em uma alimentação de britador de *pebble* de 52.5 mm (75% abertura *pebble port*). O produto do britador de *pebble* é especificado em 12 mm .

A alimentação do britador de *pebbles* é estimada em 25% da alimentação nova do moinho. Isso implica que a energia específica da etapa de britagem de *pebbles* deve ser ajustada para refletir esta taxa reduzida, ou seja, energia específica do britador de *pebble* = $1.91 \times 25\% = 0.48$ kWh/t.

		SMC
Energia específica britagem primária, kWh/t	Wc	0.06
Energia específica da britagem de <i>pebble</i> , kWh/t	Wc	0.48
Ener. esp. da moagem de bolas, grossos, kWh/t	Wa	8.82
Ener. esp. da moagem de bolas, finos, kWh/t	Wb	13.75
Energia específica estimada na alternativa c/ SAG, kWh/t	Wc+Wa+Wb	23.1

Portanto a alternativa SAG é, para as condições estabelecidas, menos eficiente, energeticamente, quando comparada ao circuito de moagem convencional. Possivelmente, embora a menor eficiência operacional, uma redução no CAPEX favorecendo o circuito SAG/Britador de *pebble* e um moinho de bolas menor contra três etapas de britagem, sendo a última em circuito fechado com peneira, e um moinho de bolas maior. A questão de CAPEX deverá ser investigada em maior detalhe se houver interesse em adotar esta alternativa de circuito. Existe ainda a questão do consumo de aço que deve ser verificada.

Este tipo de resultado não é incomum, e pode ser considerado como padrão (moagem SAG menos eficiente energeticamente em comparação com a moagem/britagem convencional)

HPGR

Na alternativa com HPGR parece mais adequado utilizar duas etapas de britagem, com o britador secundário em circuito fechado para garantir o *top size* da alimentação do HPGR, seguida do HPGR também operando em circuito fechado, para garantir o *top size* da alimentação do circuito de moagem de bolas, e, é claro, seguido do circuito de moagem com bolas.

O circuito de britagem secundária, fechado com peneira vibratória, deve britar uma alimentação com P80 de 187,8 mm até um P80 no produto do circuito de 32 mm. O produto do circuito de HPGR alimenta o circuito de moagem de bolas com P80 de 4000 micrômetros.

		SMC
Energia específica britagem primária, kWh/t	Wc	0.06
Energia específica da britagem secundária, kWh/t	Wc	0.91
Energia específica do HPGR	Wh	3.17
Ener. esp. da moagem de bolas, grossos, kWh/t	Wa	3.85
Ener. esp. da moagem de bolas, finos, kWh/t	Wb	13.75

Esta alternativa com HPGR parece um pouco mais eficiente, energeticamente, quando comparada ao circuito de moagem/britagem convencional. O HPGR substitui duas etapas de britagem, mas inclui uma etapa de peneira a mais, e não parece haver grande vantagem em relação ao CAPEX.

Planta de concentração

A planta de concentração é por separação magnética. Como o minério contém uma quantidade relativamente grande de magnetita, uma etapa de separação magnética em tambores de imã permanente deve ser utilizada para separar o máximo possível da magnetita, produzindo um rejeito com a ganga e hematita/goetita, que são minerais de baixa susceptibilidade magnética e que podem ser recuperados em separadores rotativos tipo Jones (WHIMS).

Os concentrados de magnetita e hematita/goetita formam o concentrado final da planta de concentração.

Os cálculos referentes à planta de separação magnética em tambores de baixa intensidade magnética tem que ser feitos separadamente da planta de concentração Jones porque os modelos utilizados não permitem mais do que duas fases simultaneamente. Assim, o escalonamento dos tambores magnéticos é feito com base no desempenho da planta separando a magnetita dos minerais de baixa susceptibilidade magnética, sendo eles a ganga, a hematita e a goetita. Em princípio todos os cálculos tem como base as distribuições de teores dos minerais medidos na caracterização tecnológica do minério, como mostrado na Tabela 16.

Tabela 16: Composição mineralógica da alimentação da planta

Faixa de tamanho, μm	% Ganga	% Magnetita	% Hematita	% Goetita
0-38	63.9	12.8	7.5	15.8
38-53	62.6	18.9	9.4	9.1
53-75	62.1	19.6	9.5	8.8
75-106	59.5	21.4	10.9	8.2
106-150	57.1	23.2	12.2	7.5
150-212	55.0	23.8	13.5	7.7
212-300	55.8	22.5	13.4	8.3
300-Inf	59.3	20.0	11.0	9.7

Cada fase mineral contém um teor de ferro característico. Estes teores são necessários para calcular os teores de ferro nos diversos fluxos da planta e as recuperações associadas. Para os cálculos serão utilizados os seguintes conteúdos de ferro por fase mineral:

- Ganga = 0% Fe
- Magnetita = 72.36% Fe
- Hematita = 69.64% Fe
- Goetita = 62.85% Fe

Na moagem, as diversas fazes se reportam para os tamanhos menores em proporção à função quebra, que descreve a distribuição das partículas nos produtos da moagem, sendo que a origem das partículas determina o teor dos produtos de quebra. O cálculo é complexo e só pode ser feito utilizando-se modelos de balanço populacional. A alimentação da planta de concentração que é formada pelo produto do circuito de moagem, calculada desta forma apresenta as distribuições mostradas na Tabela 17.

Tabela 17: Distribuição mineralógica prevista após moagem em P80 = 75 micrômetros, calculada com base na mineralogia medida, mostrada na Tabela 16.

Faixa de tamanho, μm	% Ganga	% Magnetita	% Hematita	% Goetita
0-38	54.77	22.42	12.44	10.37
38-53	54.89	22.69	12.49	9.93
53-75	57.37	21.09	11.52	10.02
75-106	68.24	14.38	7.66	9.72
106-150	84.93	5.7	2.96	6.41
150-Inf	86.22	5.27	2.64	5.87

Os dados da Tabela 17 constituem a distribuição mineralógica de todas as fases que alimentam a planta de separação magnética. Na primeira etapa de concentração, separação magnética de baixa intensidade será utilizada para recuperar a magnetita, deixando a recuperação da hematita e da goetita para uma segunda etapa em separadores magnéticos de alta intensidade.

Desta forma, os cálculos da primeira etapa da separação magnética, de baixa intensidade, são feitos contra duas fases, a magnetita, mineral de alta susceptibilidade magnética, contra todos os outros componentes juntos, ganga, hematita e goetita, que serão chamados de não-magnéticos para este fim. Os valores que resultam para este sistema são mostrados na Tabela 18.

Tabela 18: Distribuição das fases e distribuição granulométrica para a planta de baixa intensidade

Faixa de tamanho, μm	% Não-magnéticos	% Magnetita	P(D), %
0-38	77.58	22.42	54.43
38-53	77.31	22.69	66.39
53-75	78.91	21.09	79.96
75-106	85.62	14.38	91.54
106-150	94.3	5.7	91.7
150-Inf	94.	5.27	100.0

Os balanços de massa e metalúrgico são feitos com base no teor de ferro e densidade das fases. Aqui serão utilizados o teor médio e a densidade média das fases que compõe os não-magnéticos, de acordo com a composição da fase e com base no teor e densidade da ganga, hematita e goetita.

- Densidade não-magnéticos = 3.69
- %Fe não-magnéticos = 17.47

A separação magnética em tambores de rolos se caracteriza pela alta recuperação da magnetita no concentrado. Uma amostragem detalhada em uma planta industrial de taconita, em Minnesota, com a liberação medida em detalhe em todos os fluxos, indicou que partículas com teores maiores que 10% em volume de magnetita se reportam ao concentrado. Como aqui todas as fases estão sendo consideradas liberadas, conseqüentemente toda a magnetita se reportará ao concentrado. Por outro lado, as outras fases também podem se reportar ao fluxo de concentrado, e o mecanismo é o aprisionamento de partículas não magnéticas no leito coeso de magnetita que se forma durante a separação. Isso faz com que diversas etapas de concentração sejam necessárias para limpar o fluxo de concentrados. Aqui, foram consideradas três etapas de concentração, Rougher, Cleaner e recleaner. O fluxograma é apresentado na Figura 10.

Os parâmetros utilizados são os mesmos em todas as etapas de concentração, e iguais aos parâmetros ajustados na amostragem da planta da Eveleth Mines, Mn.

$$SI = 0.8926$$

$$gv50 = 0.09$$

$$\text{By-pass} = 0.466$$

$$\text{Fator de redução do by-pass por tamanho} = 56$$

$$\text{Fator de divisão de água para o rejeito} = 78.4\%$$

Como não existem ensaios de separação magnética de baixa intensidade, os parâmetros de concentração da taconita da Eveleth Mines são, sem dúvida, os melhores parâmetros disponíveis.

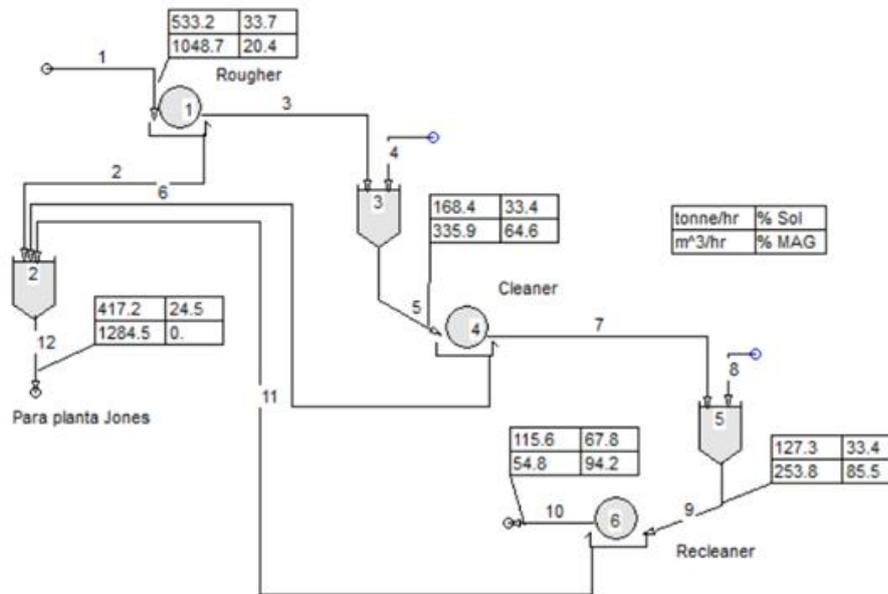


Figura 10: Fluxograma de uma planta de concentração magnética de baixa intensidade para o projeto Ferro Gameleira

Lembrando que o objetivo é um concentrado com teor de ferro entre 64,4 e 68,1 %, são necessárias três etapas de concentração, rougher, cleaner e recleaner. Os resultados para o fluxograma de Figura 10 são mostrados na Tabela 19.

Tabela 19: Propriedades dos fluxos da planta de concentração de baixa intensidade

Fluxo	%Fe	% Mag	Rec. Mag	Q sólidos, t/h	Q polpa, m3/h	% sólidos
Alimentação	28.4	20.4	100	533.1	1184.8	33.7
Conc. Rougher	52.8	64.6	100	168.4	263.6	42.7
Rej. Rougher	17.2	0	0	364.8	921.2	30.7
Alim. Cleaner	52.8	64.6	100	168.4	373.0	33.4
Conc. Cleaner	64.3	85.5	100	127.3	98.5	63.7
Rej. Cleaner	17.2	0	0	41.18	274.5	13.5
Alim. Recleaner	64.3	85.5	100	127.3	279.7	33.4
Conc. Recleaner	69.1	94.2	100	115.6	77.6	67.8
Rej. Recleaner	17.2	0	0	11.7	202.1	5.6
Alim. Jones	17.2	0	0	417.2	1397.5	24.5

O dimensionamento das três etapas necessita de ensaios a nível piloto ou pelo menos em escala de laboratório. No entanto uma estimativa preliminar é possível utilizando-se dados de desempenho da planta de separação magnética de baixa intensidade em Hoyt Lakes, Minnesota, da Erie Mining Company.

A capacidade de separadores magnéticos de tambor pode ser calculada e escalonada pela vazão de sólidos por metro de comprimento de tambor. Nas etapas rougher e cleaner, as capacidades são relativamente altas, em torno de 27 tph/m de tambor. Para estas separações os tambores utilizados eram de 91.4 cm (3') de diâmetro por 152.4 cm (5') de comprimento. As máquinas podem ser de um tambor único ou de dois tambores (duplo). Admitindo-se separadores de um tambor (para facilitar o escalonamento), equipados com campo de 700 Gauss (a 5 cm da superfície do rolo), girando com velocidade periférica de 20 RPM (189 fpm), temos 13 tambores para a etapa rougher e 4 tambores para a etapa cleaner.

A capacidade é consideravelmente menor na etapa recleaner, mesmo com uma razão de concentração menor, considerando-se que é necessário reduzir a contaminação do concentrado para um mínimo, de forma a atingir o teor necessário para o produto final. Novamente, os dados da planta em Hoyt Lakes, Minnesota, mostram uma capacidade de 2.3 t/m de rolo na etapa recleaner. Estes separadores tinham uma intensidade de campo menor (435 Gauss a 5 cm da superfície) de forma a melhorar a razão de concentração, haja visto que a recuperação de magnetita nestes separadores é sempre em torno de 99% ou maior. Aqui eram utilizados separadores de triplo rolos, com diâmetros de 76.2 cm (2 ½') e comprimento de 152.4 cm (5') e velocidades periféricas de 76.5 m/min (251 fpm), 54.8 m/min (180 fpm) e 54.8 m/min (180 fpm). O escalonamento resulta em 12 separadores de três tambores cada para a etapa recleaner.

Planta de concentração de alta intensidade

O objetivo aqui é recuperar o máximo possível de hematita e goetita contidas no rejeito da planta de concentração de baixa intensidade. É difícil prever o comportamento da goetita em separadores tipo Jones. Os ensaios realizados na Inbrás e na Gorceix foram realizados com um minério onde predomina a magnetita, e a concentração transcorreu muito bem nos ensaios de laboratório de batelada. Para separadores do tipo Jones operando de forma contínua, a presença de magnetita dificulta a operação de descarga do concentrado por um efeito de magnetismo residual ou histerese magnética. Como na planta industrial a magnetita é praticamente toda recuperada na planta de baixa intensidade, esses fenômenos se tornam irrelevantes. A alimentação prevista da planta de alta intensidade apresentará uma distribuição mineralógica calculada com base no fluxo não-magnético da planta de baixa intensidade. Essa distribuição é mostrada na Tabela 20, juntamente com a granulação.

Tabela 20: Distribuição mineralógica e distribuição granulométrica da alimentação da planta de alta intensidade prevista após separação magnética de baixa intensidade.

Faixa de tamanho, μm	% Ganga	% Hematita	% Goetita	p(D)
0-38	70.6	16.0	13.4	52.7
38-53	71.0	16.2	12.8	64.5
53-75	72.7	14.6	12.7	77.6
75-106	79.7	8.9	11.4	87.0
106-150	90.1	3.1	6.8	90.0
150-Inf	91.0	2.8	6.2	100.0

A eficiência de separação dos separadores Jones da planta da Mina da Conceição, amostragem de 1995, especificamente os Jones de finos, são a única fonte de informação disponível no momento para prever o desempenho deste tipo de separador com o material da Tabela 20. Na planta Conceição estavam instalados 12 separadores de carrossel Humbolt DP-317, com capacidade nominal de 120 t/h, de rotor duplo com 54 células. Na amostragem, dois separadores estavam parados e a planta processava 623.2 t/h. Um parâmetro importante na operação deste tipo de separador é a densidade da polpa, e os separadores operavam bem com 56% de sólidos na alimentação. Na operação, este parâmetro era controlado rigorosamente, já que quanto maior a densidade da polpa, maior a recuperação em massa e menor o teor de ferro no rejeito. Estes separadores eram operados sem a produção de mistos, ou seja, dois produtos, magnético e não-magnético. Uma diferença fundamental é que a alimentação dos separadores tinha em torno de 73% de hematita. O concentrado continha 94% de hematita com uma recuperação metalúrgica de mais de 92%. Estes valores serão o objetivo da planta de alta intensidade do projeto Ferro Gameleira.

Os parâmetros de separação determinados na amostragem de 1995 são:

- Altura relativa do corte do leito magnetizado = 43%
- Constante de separação = 0.0031

Em função do teor significativamente menor na alimentação dos separadores Jones da planta de alta intensidade do projeto Ferro Gameleira, a coesão do leito magnetizado será significativamente menor. Comparado a 73% de hematita na alimentação em Conceição, teremos somente 25% de hematita + goetita na alimentação no projeto Ferro Gameleira, que é em torno de 1/3 da quantidade de óxidos de ferro. Assim, é plausível que a altura do corte do leito magnetizado fique em torno de 1/3 do valor calibrado para a planta de Conceição, ou seja 14.3%.

Para os cálculos será considerado que a Hematita-Goetita contenha 65.5% de Fe na composição. As susceptibilidades magnéticas consideradas para as fases ganga e óxidos de ferro foram -2×10^{-5} e 2×10^{-2} m³/kg, respectivamente.

O fluxograma mostrado na Figura representa uma planta de concentração magnética de alta intensidade para o projeto Ferro Gameleira, baseada em duas etapas de concentração, rougher e cleaner. A etapa rougher serve também como desaguadora, porém uma alternativa com um espessador na alimentação da etapa rougher é uma possibilidade a ser considerada.

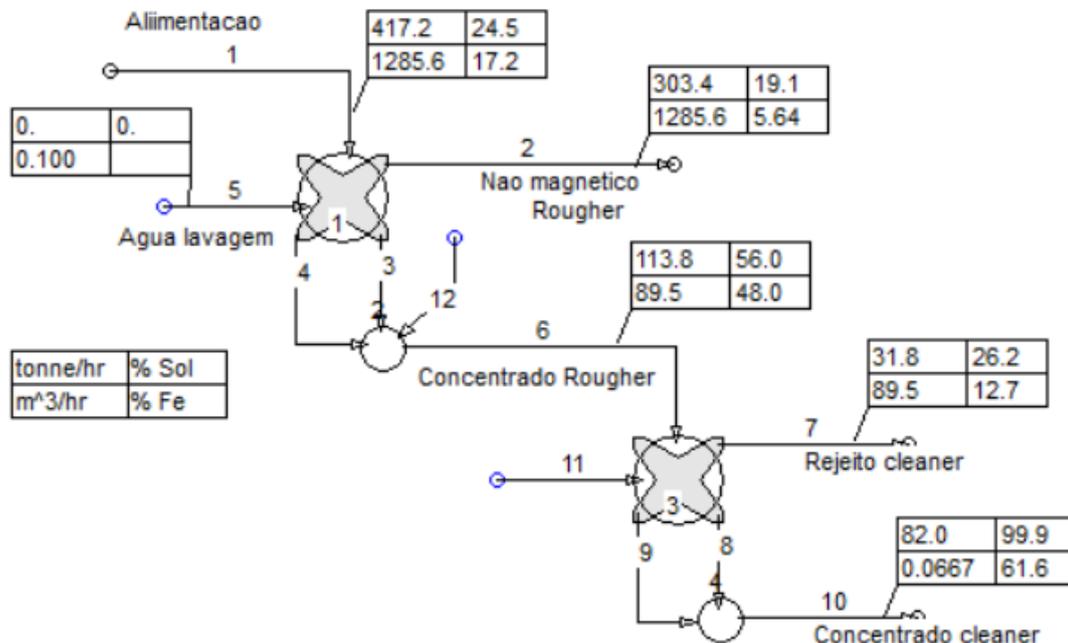


Figura 11: Circuito de concentração magnética de alta intensidade com duas etapas de separação Jones

A recuperação de Fe da planta de alta intensidade é relativamente baixa (quando comparada a recuperação de magnetita obtida na planta de baixa intensidade), e igual a 70.5%. O teor de ferro no concentrado final é de 61.6%. Este concentrado juntamente com o concentrado da planta de baixa intensidade compõem o produto final da planta de processamento do projeto Ferro Gameleira.

Se levarmos em consideração que em Conceição a capacidade efetiva dos separadores Humbolt DP-317 ficava em torno de 45% da capacidade nominal de 120 t/h, serão necessárias oito unidades para a etapa Rougher e duas unidades para a etapa Cleaner da planta de alta intensidade do projeto Ferro Gameleira.

Existe ainda a possibilidade de aumentar a recuperação desta etapa redirecionando o rejeito da etapa cleaner para a alimentação da etapa rougher.