



MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO
Universidade Federal de Ouro Preto
Escola de Minas
Departamento de Engenharia de Minas
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mineral – PPGEM



ESTUDO PARA RECUPERAÇÃO DO REJEITO DAS ESPIRAIS CONCENTRADORAS.

JOÃO PAULO SOUSA COELHO

Ouro Preto/MG
Novembro de 2017



MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO
Universidade Federal de Ouro Preto
Escola de Minas
Departamento de Engenharia de Minas
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mineral – PPGEM



ESTUDO PARA RECUPERAÇÃO DO REJEITO DAS ESPIRAIS CONCENTRADORAS

Autor: **JOÃO PAULO SOUSA COELHO**

Orientador: **PROF. DR. CARLOS ALBERTO PEREIRA**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação do Departamento de Engenharia de Minas da Escola de Minas da Universidade Federal de Ouro Preto, como parte integrante dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Mineral.

Área de concentração:
Tratamento de Minério

Ouro Preto/MG
Novembro de 2017

C672e Coelho, João Paulo Sousa.
Estudo para concentração do rejeito das espirais concentradoras [manuscrito]
/ João Paulo Sousa Coelho. - 2017.
101f.: il.: color; grafs; tabs.

Orientador: Prof. Dr. Carlos Alberto Pereira.

Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal de Ouro Preto. Escola de Minas. Departamento de Engenharia de Minas. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mineral.
Área de Concentração: Engenharia Mineral.

1. Beneficiamento de minério. 2. Separação magnética de minério. 3. Resíduos. I. Pereira, Carlos Alberto. II. Universidade Federal de Ouro Preto. III. Título.

CDU: 622.7

**“ESTUDO PARA RECUPERAÇÃO DO REJEITO DAS ESPIRAIS
CONCENTRADORAS”**

AUTOR: JOÃO PAULO SOUSA COELHO


Esta dissertação foi apresentada em sessão pública e aprovada em 16 de novembro de 2017, pela Banca Examinadora composta pelos seguintes membros:



Prof. Dr. Carlos Alberto Perreira (Orientador) – UFOP



Prof. Dr. Mario Luis Cabello Russo (Membro) – IFMG



Prof.ª Dra. Júnia Soares Alexandrino (Membro) – UEMG

AGRADECIMENTOS

Agradeço a todos, que de alguma forma, contribuíram para que eu alcançasse esse objetivo, particularmente:

A Deus, por ter me dado forças para perseverar e superar os obstáculos e, dessa maneira, chegar até aqui.

À minha esposa, Laura, por ter me apoiado em todos os momentos, especialmente naqueles mais difíceis.

Ao professor Carlos Alberto Pereira, pelo apoio, orientação, incentivo e confiança.

Aos professores Dra. Junia Alexandrino e Dr. Mário Luis Cabello Russo, pela disponibilidade e contribuições dadas a este trabalho.

À CSN Mineração e aos colegas da Gerência de Controle de Processos, em particular: ao Wellington Ribeiro Moreira, pelo apoio e incentivo; ao Anderson Willian Henrique Santini e a toda a equipe do Laboratório de Processos, pelas sugestões técnicas e colaboração na execução dos testes.

RESUMO

O esgotamento dos depósitos minerais hematíticos, no Quadrilátero Ferrífero, e o consequente aumento da participação dos itabiritos friáveis vêm impondo a necessidade de desenvolvimento de rotas de processo que contemplem a utilização de tecnologias de concentração das frações granulométricas mais finas (-1,0mm). Esse fato, aliado aos crescentes problemas relacionados à disposição final de rejeitos, torna imprescindível o desenvolvimento de rotas de processo mais sustentáveis e, portanto, mais eficientes, que possibilitem maximizar os índices de recuperação mássica e metalúrgica. Neste contexto, desenvolveu-se este trabalho, o qual objetivou avaliar o desempenho da espiral concentradora e a viabilidade técnica de se aplicar a separação magnética de alta intensidade para se recuperar os rejeitos nela gerados. Dessa forma, foram feitos diversos ensaios, que compreenderam desde os trabalhos de caracterização física, química e mineralógica dessas amostras, passando por testes metalúrgicos, com cinco amostras distintas de *sinter-feed* fino produzidos a partir de itabiritos friáveis. Avaliando-se os resultados obtidos, verificou-se que as presenças de partículas finas e de hematitas tabulares influíram negativamente sobre o desempenho da espiral concentradora. Além disso, os resultados dos testes de separação magnética com os rejeitos gerados, especialmente as médias dos índices de recuperação mássica e metálica, cujos valores foram, respectivamente, de 62,14% e 83,86%, e do teor de ferro do produto magnético, igual a 64,65%, atestaram a viabilidade técnica de se recuperá-los.

Palavras-chave: Espiral, Separação Magnética e Rejeito.

ABSTRACT

The depletion of hematite ores in Cuadrilátero Ferrífero, with the increase of participation of friable itabirite, has been imposed the need to development process routes composed by concentration methods to raise the iron content of finer particles (-1,0mm). This fact, allied to difficulty related to final discharge of tailings, turns out indispensable the adoption of process routes more efficient and sustainable, that maximizes the mass and metallurgical recoveries. In this context, this work aimed to evaluate the performance of spiral concentrator and technical feasibility of application of high intensity magnetic separation to concentrate the spiral tailings. Thus, they were done several tests that comprised chemical, physical and mineralogical analyses with these samples in addition to metallurgical tests with five different samples of sinter-feed fine. Examining the experimental results, it was possible to observe that the increase of content of fine particles and tabular hematite was associated to reduction of spiral performance. Besides this, the experimental data achieved by magnetic concentration of tailings generated in spiral tests, especially the average of mass and metallurgical recoveries, whose values were, respectively, of 62,14% and 83,86%, and iron grade of magnetic concentrated, equal to 64,65%, demonstrated the technical feasibility of recovering them.

Key words: Spiral, Magnetic Separation, Tailings.

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1: Deformação de um elemento de fluido. Fonte: Fox, 2006.....	23
Figura 3.2: Relação entre o número de Reynolds e o regime de escoamento da partícula. Fonte: Sampaio e Tavares, 2005.	27
Figura 3.3: Balanço de forças sobre um leito de partículas escoando em um plano inclinado. Fonte: Sampaio e Tavares, 2005.	33
Figura 3.4: Relação entre a faixa granulométrica e os equipamentos de concentração gravítica. Fonte: Sampaio; Tavares, 2005.	37
Figura 3.5: Configuração geométrica da espiral concentradora. Fonte: Jain; Rayasam, 2016.	39
Figura 3.6: Configuração do escoamento secundário na espiral concentradora. Fonte: Stokes, 2001.	40
Figura 3.7: Balanço de forças ao longo de uma linha de referência AA'. Fonte: Jain; Rayasam, 2016.	42
Figura 3.8: Desenho mostrando o perfil de escoamento da espiral concentradora FGL, obtido a partir da amostragem nos pontos assinalados. Fonte: Holtham, 1992.....	42
Figura 3.9: Desenho mostrando o perfil de escoamento da espiral concentradora LD, obtido a partir da amostragem nos pontos assinalados. Fonte: Holtham, 1992.	43
Figura 3.10: Balanço de forças que atuam sobre uma partícula escoando sobre o canal helicoidal de uma espiral concentradora. Fonte: Sampaio e Tavares, 2005.....	44
Figura 3.11: Divisão do escoamento na calha de uma espiral. Fonte: Holland-Batt, 1995.....	48
Figura 3.12: Sistemas de remoção do produto denso de dois modelos distintos de espirais concentradoras. Fonte: Sampaio; Tavares, 2005.	51
Figura 3.13: Comportamento dos índices de recuperação e enriquecimento em função da vazão da polpa de alimentação. Fonte: Sampaio; Tavares, 2005.	53
Figura 3.14: Comportamento dos índices de recuperação e do teor de ferro no produto denso em função da vazão e da concentração de sólidos da polpa de alimentação. Fonte: Sampaio; Tavares, 2005.	54
Figura 3.15: Densidade de separação e erro provável médio em função da posição do desviador, dada pela distância a partir da coluna central. Fonte: Sampaio e Tavares, 2005....	55
Figura 3.16: Curva de partição das partículas de óxido de ferro para o produto denso. Fonte: Sadeghi, Bazin e Renaud (2016).	56
Figura 3.17: Comportamento da indução magnética em função da intensidade do campo magnético aplicado, sendo as curvas: a característica dos materiais ferromagnéticos, b de materiais paramagnéticos e c de partículas diamagnéticas. Fonte: Luz et al, 2010.	59
Figura 3.18: Diagrama mostrando esquematicamente o mecanismo de separação de um separador magnético. Fonte: Fujita; Svoboda, 2003.	61
Figura 3.19: Esquema de classificação dos separadores magnéticos. Fonte: Luz et al, 2010..	62

Figura 3.20: Configuração de um campo magnético uniforme (à esquerda) e com gradiente magnético (à direita). Fonte: Wills, 1988.....	63
Figura 3.21: Localização da Mina de Casa de Pedra. Fonte: CSN MINERAÇÃO, 2017.	66
Figura 3.22: Fluxograma simplificado do processo de produção da Mina de Casa de Pedra. .	67
Figura 4.1: Localização dos pontos onde as amostras foram retiradas.	70
Figura 4.2: Fluxograma de realização dos ensaios.	72
Figura 4.3: Desenho esquemático mostrando o <i>loop</i> utilizado nos testes com espiral concentradora.....	73
Figura 5.1: Composição mineralógica das amostras de itabirito friável utilizada nos ensaios de concentração do <i>sinter-feed</i> fino.....	77
Figura 5.2: Distribuição granulométrica da amostra de alimentação dos testes de concentração do <i>sinter-feed</i> Fino.....	80
Figura 5.3: Composição mineralógica das amostras de alimentação dos ensaios de concentração do <i>sinter-feed</i> fino.....	81
Figura 5.4: Índices de liberação das partículas de quartzo das amostras de alimentação dos ensaios de concentração do <i>sinter-feed</i> fino.	81
Figura 5.5: Índices de liberação das partículas de óxido de ferro das amostras de alimentação dos ensaios de concentração do <i>sinter-feed</i> fino.	82
Figura 5.6: Comportamento dos índices de recuperação mássica obtidos nos testes de concentração com a espiral concentradora.	85
Figura 5.7: Comportamento dos índices de recuperação metálica obtidos nos testes de concentração com a espiral concentradora.	85
Figura 5.8: Comportamento dos teores de ferro no rejeito dos testes de concentração com a espiral concentradora.....	86
Figura 5.9: Distribuição granulométrica média das cinco amostras da alimentação <i>rougher</i> , concentrado <i>cleaner</i> e rejeito <i>scavenger</i>	87
Figura 5.10: Comportamento dos índices de recuperação mássica obtidos por faixa granulométrica nos ensaios com a espiral concentradora.....	88
Figura 5.11: Comportamento dos teores de ferro em função da faixa de tamanhos das partículas, constituintes das amostras de alimentação dos testes conduzidos com a espiral concentradora.....	88
Figura 5.12: Teores de ferro das amostras dos concentrados obtidos nos testes com a espiral concentradora.....	89
Figura 5.13: <i>Boxplot</i> mostrando o comportamento dos teores de ferro do concentrado e dos índices de recuperação mássica e metálica, obtidos nos ensaios de concentração magnética do rejeito da espiral concentradora.	92
Figura 5.13: Comportamento dos índices de recuperação mássica obtidos em função do tamanho das partículas, nos ensaios com o separador magnético de alta intensidade.	93

Figura 5.14: Comparativo entre os índices de recuperação mássica obtidos por faixa granulométrica nos ensaios conduzidos com a espiral concentradora e com o separador magnético de alta intensidade.....	93
Figura 5.15: Comportamento dos teores de ferro em função do tamanho das partículas do rejeito final da espiral concentradora.....	94
Figura 5.16: Distribuição granulométrica média das cinco amostras de alimentação, concentrado final e rejeito da separação magnética de alta intensidade.....	95

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1: Classe, nomenclatura, composição química e designação comum dos principais minerais de ferro.....	17
Tabela 3.2: Propriedades diferenciadoras e métodos de concentração.	21
Tabela 3.3: Relação entre os Critérios de Concentração e a dificuldade de separação em cada faixa granulométrica.	36
Tabela 3.4: Estimativa da velocidade radial nas espirais concentradoras.	43
Tabela 5.1: Características granuloquímicas da amostra AM-01 de itabirito friável usado nos ensaios de concentração do <i>sinter-feed</i> fino.	76
Tabela 5.2: Características granuloquímicas da amostra AM-02 de itabirito friável usado nos ensaios de concentração do <i>sinter-feed</i> fino.	76
Tabela 5.3: Características granuloquímicas da amostra AM-03 de itabirito friável usado nos ensaios de concentração do <i>sinter-feed</i> fino.	76
Tabela 5.4: Características granuloquímicas da amostra AM-04 de itabirito friável usado nos ensaios de concentração do <i>sinter-feed</i> fino.	77
Tabela 5.5: Características granuloquímicas da amostra AM-05 de itabirito friável usado nos ensaios de concentração do <i>sinter-feed</i> fino.	77
Tabela 5.6: Características granuloquímicas da amostra AM-01 de alimentação dos testes de concentração do <i>sinter-feed</i> fino.....	78
Tabela 5.7: Características granuloquímicas da amostra AM-02 de alimentação dos testes de concentração do <i>sinter-feed</i> fino.....	78
Tabela 5.8: Características granuloquímicas da amostra AM-03 de alimentação dos testes de concentração do <i>sinter-feed</i> fino.....	78
Tabela 5.9: Características granuloquímicas da amostra AM-04 de alimentação dos testes de concentração do <i>sinter-feed</i> fino.....	79
Tabela 5.10: Características granuloquímicas da amostra AM-05 de alimentação dos testes de concentração do <i>sinter-feed</i> fino.....	79
Tabela 5.11: Índices de partição com os teores presentes nos fluxos dos testes de concentração gravítica do <i>sinter-feed</i> fino com a amostra AM-01.	83
Tabela 5.12: Índices de partição com os teores presentes nos fluxos dos testes de concentração gravítica do <i>sinter-feed</i> fino com a amostra AM-02.	83
Tabela 5.13: Índices de partição com os teores presentes nos fluxos dos testes de concentração gravítica do <i>sinter-feed</i> fino com a amostra AM-03.	83
Tabela 5.14: Índices de partição com os teores presentes nos fluxos dos testes de concentração gravítica do <i>sinter-feed</i> fino com a amostra AM-04.	84
Tabela 5.15: Índices de partição com os teores presentes nos fluxos dos testes de concentração gravítica do <i>sinter-feed</i> fino com a amostra AM-05.	84

Tabela 5.16: Resultados dos testes da separação magnética do rejeito grosso (<i>underflow</i> do ciclone desaguador do rejeito <i>scavenger</i>) das espirais concentradoras com a AM-01.	90
Tabela 5.17: Resultados dos testes da separação magnética do rejeito grosso (<i>underflow</i> do ciclone desaguador do rejeito <i>scavenger</i>) das espirais concentradoras com a AM-02.	90
Tabela 5.18: Resultados dos testes da separação magnética do rejeito grosso (<i>underflow</i> do ciclone desaguador do rejeito <i>scavenger</i>) das espirais concentradoras com a AM-03.	90
Tabela 5.19: Resultados dos testes da separação magnética do rejeito grosso (<i>underflow</i> do ciclone desaguador do rejeito <i>scavenger</i>) das espirais concentradoras com a AM-04.	91
Tabela 5.20: Resultados dos testes da separação magnética do rejeito grosso (<i>underflow</i> do ciclone desaguador do rejeito <i>scavenger</i>) das espirais concentradoras com a AM-05.	91

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	14
2. OBJETIVOS.....	16
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	17
3.1. Minerais de ferro.....	17
3.1.1. Óxidos de ferro.....	17
3.1.1.1. Magnetita.....	18
3.1.1.2. Hematita.....	18
3.1.1.3. Goethita.....	19
3.1.2. Silicatos.....	19
3.1.2.1. Quartzo.....	20
3.2. Beneficiamento mineral.....	20
3.2.1. Métodos de concentração.....	21
3.2.1.1. Fluidodinâmica em sistemas particulados.....	21
3.2.1.1.1. Princípios de reologia.....	22
3.2.1.1.2. Fluidodinâmica de uma partícula isolada.....	24
3.2.1.1.3. Influência do grau de esfericidade no movimento de partículas não esféricas ..	29
3.2.1.1.4. Influência da concentração de sólidos no movimento de partículas ..	29
3.2.1.1.5. Razões de sedimentação.....	31
3.2.1.1.6. Forças de sustentação e dispersivas.....	31
3.2.2. Métodos de concentração gravítica.....	34
3.2.2.1. Classificação dos métodos de concentração gravítica.....	35
3.2.2.2. Critérios para seleção.....	35
3.2.2.3. Espiral concentradora.....	38
3.2.2.4. Escoamentos do fluido na espiral.....	39
3.2.2.5. Mecanismos de separação de partículas.....	44
3.2.2.6. Características construtivas.....	49
3.2.2.7. Variáveis operacionais.....	52
3.2.2.7.1. Vazão mássica de alimentação.....	53
3.2.2.7.2. Concentração de sólidos.....	54
3.2.2.7.3. Posição dos desviadores.....	54
3.2.2.7.4. Tamanho da partícula.....	55
3.2.3. Separação magnética.....	56
3.2.3.1. Tipos e equipamentos.....	61

3.2.3.1.1.	Separador magnético de alta intensidade a úmido.....	63
3.2.3.1.2.	Aplicações da separação magnética	64
3.3.	Mina de Casa de Pedra	65
3.3.1.	Processo de beneficiamento.....	66
4.	METODOLOGIA.....	69
4.1.	Origem e caracterização da amostra.....	70
4.2.	Realização dos ensaios	71
5.	RESULTADOS E DISCUSSÃO	76
5.1.	Caracterização da amostra.....	76
5.2.	Resultados dos ensaios	82
6.	CONCLUSÃO.....	96
7.	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	97
8.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	98

1. INTRODUÇÃO

O esgotamento dos depósitos minerais hematíticos e a crescente participação dos itabiritos nos minérios lavrados no Quadrilátero Ferrífero vêm impondo a necessidade de desenvolvimento de rotas de processo que contemplem a utilização de tecnologias de concentração das frações granulométricas mais finas. Esse fato, aliado aos crescentes problemas relacionados à disposição final de rejeitos, torna imprescindível o desenvolvimento de rotas de processo mais sustentáveis e, portanto, mais eficientes, que possibilitem maximizar os índices de recuperação mássica e metalúrgica.

Em se tratando dos itabiritos friáveis encontrados na Mina Casa de Pedra, verifica-se uma redução importante do teor de ferro nas suas frações granulométricas mais finas (>1,0mm), que abrange a fração mais fina do *sinter-feed*. Por esse motivo e tendo em mente que a participação destes tipos litológicos na composição do ROM, que alimentará a planta de beneficiamento nos próximos anos vai aumentar, será necessária a operacionalização da planta de concentração do *sinter-feed* fino, constituída por espirais concentradoras.

Segundo Davies, Goodman e Deschenps (1991), as primeiras aplicações industriais das espirais concentradoras remontam a 1943 e se deram na concentração de cromita. Valadão e Araújo (2007) registram a aplicação bem sucedida desses equipamentos no beneficiamento de areias contendo minerais pesados, como ilmenita, rutilo, zirconita e monazita e na concentração de *sinter-feed*.

As espirais consistem num canal, com formato semicircular, que descreve uma trajetória helicoidal em torno de um eixo vertical. A polpa, introduzida no topo da calha, se move sobre sua superfície sob a ação da força de gravidade. Esse movimento, aliado ao formato semicircular e à trajetória helicoidal do canal, é responsável pelo surgimento de um escoamento secundário, cuja direção radial é perpendicular ao movimento descendente do fluido. Esses movimentos condicionam a atuação de um conjunto de forças de naturezas distintas sobre as partículas, cujas magnitudes dependem de suas propriedades físicas, e determinará a posição radial de equilíbrio que cada uma ocupará no canal, e, por consequência, à qual fluxo (concentrado, médio e rejeito) ela se reportará.

Pelos motivos elencados no parágrafo anterior, pode-se afirmar que a eficiência de separação das espirais depende sobremaneira do formato e do tamanho dos grãos das espécies que se almeja separar. Partículas finas (<75 μ m) e/ou com formatos lamelares, ainda que detentoras de grande peso específico, são muito propensas à atuação da força de arraste

hidráulico, e tendem, por consequência, a seguirem de forma não seletiva a repartição do fluido e se reportarem preferencialmente para o rejeito.

Por sua vez, a separação magnética de alta intensidade, cujo princípio de separação se baseia nos diferentes graus de susceptibilidade magnética das espécies minerais, é menos susceptível à morfologia das partículas e, conforme mencionado por Queiroz (2008), podem ser empregados eficientemente na concentração de minérios de ferro com tamanhos de até 45 μ m.

Neste contexto, os estudos empreendidos neste trabalho têm o objetivo de estudar o comportamento dos itabiritos friáveis típicos da Mina Casa de Pedra, especificamente da fração mais fina do *sinter-feed*, em espirais concentradoras e, dessa forma, avaliar tecnicamente a viabilidade de se recuperar o rejeito nelas gerado, empregando-se para isso a separação magnética de alta intensidade.

2. OBJETIVOS

O objetivo geral deste trabalho é estudar o comportamento da fração granulométrica correspondente ao *sinter-feed* fino de itabiritos friáveis típicos da Mina Casa de Pedra nas espirais concentradoras e, dessa forma, avaliar tecnicamente a viabilidade de se recuperar o rejeito nela gerado, concentrando-o em separadores magnéticos de alta intensidade.

Como objetivos específicos, podem ser citados:

- Caracterizar física, química e mineralogicamente as amostras de itabiritos utilizadas nos ensaios de concentração;
- Calcular o balanço de massas e os respectivos índices de recuperação mássica e metálica das espirais concentradoras e da separação magnética;
- Calcular a recuperação mássica em função da faixa de tamanhos das partículas tanto na espiral concentradora quanto na separação magnética;

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Minerais de ferro

O ferro, cuja concentração na litosfera é de 4,2%, é o quarto elemento mais abundante na crosta terrestre, sendo, entre os metais, só superado pelo alumínio (WALDE, 1986).

A presença de ferro nativo na crosta terrestre é rara, sendo encontrado somente em meteoritos, basaltos da ilha de *Disko*, a oeste da Groelândia e sedimentos carbonáceos do *Missouri*, nos Estados Unidos. Devido à sua alta reatividade e capacidade de sofrer oxidação, ele, geralmente, é encontrado associado a outros elementos químicos, tais como: carbonatos, oxigênio, enxofre ou silício, constituindo minerais das classes dos carbonatos, óxidos, sulfetos e silicatos, conforme explicitado na Tabela 3.1.

Tabela 3.1: Classe, nomenclatura, composição química e designação comum dos principais minerais de ferro.

Classe	Nome mineralógico	Composição química do mineral puro	Teor de Fe (%)	Designação comum
Óxidos	Magnetita	Fe_3O_4	72,4	Óxido ferroso-férrico
	Hematita	Fe_2O_3	69,9	Óxido férrico
	Goethita	$\text{FeO}(\text{OH})$	62,8	Hidróxido de ferro
	Limonita	$\text{Fe}(\text{OH})_3 \cdot n\text{H}_2\text{O}$	-	
Carbonato	Siderita	FeCO_3	48,2	Carbonato de ferro
Sulfetos	Pirita	FeS_2	46,5	-
	Pirrotita	FeS	63,6	-
Silicatos	Fayalita	$\text{Fe}^{2+}(\text{SiO}_4)$	54,81	Grupo da Olivina
	Laihunita	$\text{Fe}^{2+}\text{Fe}^{3+}_2(\text{SiO}_4)_2$	47,64	Grupo da Olivina
	Greenalita	$\text{Fe}^{2+}_{2,3}\text{Fe}^{3+}_{0,5}\text{Si}_2\text{O}_5(\text{OH})_4$	44,14	Grupo da Serpentina
	Grunerita	$\text{Fe}^{2+}_7\text{Si}_8\text{O}_{22}(\text{OH})_2$	39,03	Grupo dos Anfibólios
	Antofilita	$\text{Fe}^{2+}_7\text{Si}_8\text{O}_{22}(\text{OH})_2$	39,03	Grupo dos Anfibólios

Segundo Takehara (2004), no atual contexto mercadológico, os únicos depósitos exploráveis são aqueles constituídos predominantemente pelos minerais pertencentes à classe dos óxidos.

3.1.1. Óxidos de ferro

Os óxidos e hidróxidos de ferro apresentam o octaedro como unidade estrutural básica. Neste tipo de estrutura, cada átomo de ferro se encontra coordenado por seis ânions, que podem ser oxigênio, hidroxilas ou ambos. Esses ânions podem se organizar em camadas de empacotamento hexagonal, como ocorre na goethita e hematita, ou cúbica, como na lepidocrocita e maghemita (KLEIN; HURLBUT JUNIOR, 1997).

Dentre os principais óxidos minerais, podem ser citados: magnetita, hematita e goethita.

3.1.1.1.Magnetita

A magnetita apresenta hábito cristalino octaédrico, cristalizando-se de acordo com o sistema isométrico, pertencendo à classe hexaoctaédrica. É usualmente maciça granular, com granulação média. Possui cor cinza a preta, traço escuro, propriedades ferromagnéticas, densidade igual a 5,2 g/cm³ e dureza igual a 6. Em relação à sua estrutura química, a magnetita é constituída por óxidos ferroso e férrico (FeO-Fe₂O₃), contendo 72,36% de ferro e 27,64% de oxigênio (KLEIN; HURLBUT JUNIOR, 1997), sendo que nas formas originárias de alta temperatura, o cátion Fe²⁺ pode ser substituído por Mn, Mg, Zn, Ni, Ti; e Fe³⁺ por Al, Ti, V e Cr. Geralmente é encontrada sob a forma de mineral acessório em muitas rochas magmáticas, podendo, graças à segregação magmática que ocorre em alguns tipos de rocha, tornar-se um dos um de seus principais constituintes, formando, assim, grandes corpos de minério de ferro. A magnetita também pode ser encontrada em rochas metamórficas antigas sob a forma de camadas ou lentes imensas, assim como em areias pretas das praias. Em condições brandas, a oxidação dos cátions ferrosos a íons férricos, geralmente sob ação de águas superficiais ou do lençol freático, conduz a transformação dos cristais de magnetita a grãos de uma forma de hematita, denominada martita. Neste processo, conhecido como martitização, os grãos de hematita conservam o hábito octaédrico original da magnetita.

3.1.1.2.Hematita

A hematita se cristaliza no sistema hexagonal, pertencendo à classe escalenoédrica-hexagonal, denominando-se martita quando possui forma octaédrica. Pode apresentar hábitos: romboédrico, tabular, laminar, botróidal, compacto e terroso. Apresenta densidade igual a 5,26g/cm³ e dureza variando entre 5,5 a 6,5. Possui fratura subconchoídal a ausente, brilho metálico nos cristais e opaco nas formas terrosas, caracterizando-se por ser paramagnética. Pode ter coloração vermelha, cinza metálico a preto e traço vermelho. Sua composição química, geralmente, é muito pura, apresentando 69,94% de Fe e 30,06% de Oxigênio. Arroyo (2014) afirma que as propriedades estruturais da hematita são fortemente dependentes das condições de sua formação, sendo que aquelas que se formaram em alta temperatura se

caracterizam por apresentar sob a forma de cristais puros, ao passo que aquelas que se desenvolveram em regiões de contato metossomático são comumente tabulares, apresentando-se geralmente sob a forma de finas lâminas.

3.1.1.3. Goethita

A goethita se cristaliza no sistema ortorrômbico e pertence à classe bipiramidal. Pode apresentar hábitos: acicular, maciço, reniforme, estalactítico e agregados fibrosos radiais. Possui densidade igual 3,8 g/cm³, dureza entre 5,0 e 5,5 e clivagem perfeita. Pode apresentar cores vermelha, preta, amarela e marrom; brilho adamantino a submetálico e traço castanho-amarelado. Sua composição química básica é constituída por 62,9% de ferro, 27% de oxigênio e 10,1% de água. Além desses três elementos, a goethita pode conter quantidades variáveis de Al₂O₃, CaO, BaO, SiO₂. Geralmente, a goethita se forma sob condições de oxidação, resultante de processos intempéricos atuantes sobre minerais portadores de ferro, constituindo o *grossan* sobre os filões ou vieiros metalíferos e mantos lateríticos residuais, resultantes da intemperização de serpentinas (KLEIN, 2002).

3.1.2. Silicatos

Klein (2002) afirma que os silicatos constituem uma classe de grande importância, visto que aproximadamente 95% da crosta terrestre é formada por aqueles e 27% dos minerais conhecidos pertencem a ela (classe).

A unidade fundamental de todos os silicatos consiste em um tetraedro, formado por quatro ânions de oxigênio, os quais são dispostos nos vértices e circuncidam um cátion de silício (Si⁴⁺) localizado no centro. De acordo com Klein (2002), a ligação entre os átomos de oxigênio e os de silício são extremamente fortes, possuindo caráter igualmente iônico e covalente. Nestas estruturas, cada ânion de oxigênio pode interagir com o cátion de silício (Si⁴⁺) de outro grupo, originando, assim, diferentes estruturas poliméricas, as quais resultarão na grande variedade de silicatos existentes.

Os minerais do grupo dos silicatos constituem os principais minerais de ganga dos minerais de ferro, sendo o quartzo o mais importante mineral dentre aqueles, embora, em alguns minérios itabiríticos, possam ser encontrados silicatos do grupo dos anfibólios.

3.1.2.1.Quartzo

O quartzo, que pertence à subclasse dos Tectossilicatos, cristaliza-se no sistema hexagonal pertencente à classe trapezoédrica hexagonal. Pode apresentar hábitos: granular, prismático, compacto, etc. Possui densidade igual a 2,65 g/cm³, dureza igual a 7 e clivagem imperfeita. Sua cor geralmente é transparente ou branca, podendo ser colorida, a depender da presença de impurezas em sua estrutura. Segundo Arroyo (2014), o quartzo constitui-se quase que integralmente por SiO₂, sendo que, em alguns casos, pode-se constatar a presença de pequenas quantidades de outros óxidos, devido às pequenas inclusões de outros minerais ou líquidos preenchendo cavidades em seu interior.

3.2.Beneficiamento mineral

Sampaio e Tavares (2005) afirmam que os recursos minerais não renováveis, indispensáveis ao conforto da vida moderna e que são extraídos da natureza, raramente se encontram, em seu jazimento, em condição de serem empregados diretamente para obtenção de bens de consumo e de produção, necessitando, portanto, de serem submetidos a algum tipo de processamento para adequação de suas características físicas e químicas.

Neste contexto, insere-se o beneficiamento, o qual pode ser definido como conjunto de operações unitárias, que são organizadas sequencialmente de modo a maximizar a recuperação dos minerais úteis e transformá-los em produtos, cujas características físicas e químicas estejam em conformidade com os requisitos de mercado (VALADÃO; ARAÚJO, 2007).

Segundo Valadão e Araújo (2007), geralmente, as operações unitárias envolvidas no beneficiamento mineral, compreendem: cominuição, que objetiva reduzir o tamanho das partículas, adequando-os aos requisitos demandados pelos processos subsequentes; classificação, que consiste no conjunto de etapas destinadas a separação das partículas em classes de tamanho estreitas; concentração, que pode ser definida como conjunto de operações que visam separar as distintas espécies minerais por meio de suas respectivas propriedades diferenciadoras; e separação sólido/líquido, que visa recuperar o volume de água empregado no beneficiamento, adequando o grau de diluição dos produtos finais do beneficiamento.

As peculiaridades e as características próprias de cada minério são fatores responsáveis pela necessidade de realização prévia de estudos tecnológicos antes do desenho

de rotas de processos, uma vez que não se pode garantir que processos tecnológicos adequados a um tipo específico de minério sejam os mais adequados para o beneficiamento de outros.

3.2.1. Métodos de concentração

A concentração é a etapa destinada a separar seletivamente as espécies minerais de interesse, denominadas de mineral-minério, dos minerais de ganga (minerais que não possuem interesse econômico imediato), aumentando a quantidade relativa daquelas. A separação é realizada em sistemas dinâmicos e explora as diferentes características físicas e químicas dos minerais, conhecidas como propriedades diferenciadoras.

Os métodos de concentração são classificados de acordo com as propriedades diferenciadoras sobre as quais se baseiam seus mecanismos de funcionamento. A Tabela 3.2 apresenta um resumo relacionando as propriedades diferenciadoras aos respectivos métodos de concentração (WILLS, 1988).

Tabela 3.2: Propriedades diferenciadoras e métodos de concentração.

Propriedades diferenciadoras	Métodos de concentração
Ótica (cor, brilho, fluorescência)	Escolha ótica (manual ou automática).
Densidade	Líquido denso, jigues, mesas vibratórias, espirais, cones, ciclones de meio denso, DWP, calhas, calhas estranguladas, hidrosseparadores.
Suscetibilidade Magnética	Separação magnética
Condutividade elétrica	Separação eletrostática ou de alta tensão
Propriedade superficial	Flotação e agregação ou dispersão seletiva

3.2.1.1. Fluidodinâmica em sistemas particulados

De acordo com Sampaio e Tavares (2005), os métodos gravíticos de concentração se baseiam no comportamento fluidodinâmico das partículas e a eficácia deles depende da adequada aplicação das forças fluidodinâmicas, responsáveis por potencializar as diferenças de densidade existentes entre as distintas espécies minerais, que se desejam separar.

Neste contexto, a análise da fluidodinâmica de partículas é extremamente importante, pois fornece subsídios indispensáveis para compreensão dos fenômenos observados nos métodos de concentração gravítica.

Massarini (2002) afirma ser indispensável à correta descrição dos fenômenos fluidodinâmicos da partícula conhecer as propriedades reológicas do fluido e as suas características físicas, notadamente a densidade, a dimensão e a forma. Como elementos característicos de dimensão e forma das partículas, adotam-se nos estudos de fluidodinâmica, respectivamente, o diâmetro volumétrico (3.1) e a esfericidade (3.2).

O diâmetro volumétrico, dado pela equação (3.1), consiste no diâmetro de uma esfera cujo volume é idêntico ao da partícula.

$$D_p = \left(\frac{6}{\pi} V_p \right)^{1/3} \quad (3.1)$$

A esfericidade, dada pela equação (3.2), constitui um fator de forma empírico e pode ser definida como a razão entre a superfície de uma esfera, com o mesmo volume que a partícula de área superficial igual a S_p . Neste contexto, uma partícula esférica tem esfericidade igual a um, enquanto aquelas produzidas, em processos de cominuição, apresentam valores entre 0,5 e 0,7 (MASSARANI, 2002).

$$\phi = \frac{\pi d_p^2}{S_p} \quad (3.2)$$

3.2.1.1.1. Princípios de reologia

A reologia é o ramo da ciência responsável pelo estudo da deformação e escoamento dos fluidos (FOX, 2006).

Isaac Newton foi pioneiro nos estudos sobre o escoamento de fluidos. Em sua análise, ele idealizou um modelo constituído por duas lâminas paralelas (Figura 3.1), separadas entre si por um espaço δy , o qual se encontra preenchido por um fluido. Ao se aplicar uma força constante δF à lâmina superior na direção x , ela se moverá com uma velocidade δu . Nesta condição, ao se manter fixa a placa inferior, será observado que, à medida que se aproxima dela, a velocidade do fluido será cada vez menor e se anulará na sua superfície. Esse gradiente de velocidade, perpendicular ao eixo x , será responsável pela deformação observada no fluido ($\delta\alpha$) e pelo surgimento de uma tensão paralela ao eixo x , denominada de tensão de cisalhamento (τ_{yx}), dada por (3.3):

$$\tau_{yx} = \lim_{\delta A_y \rightarrow 0} \frac{\delta F_x}{\delta A_y} = \frac{dF_x}{dA_y} \quad (3.3)$$

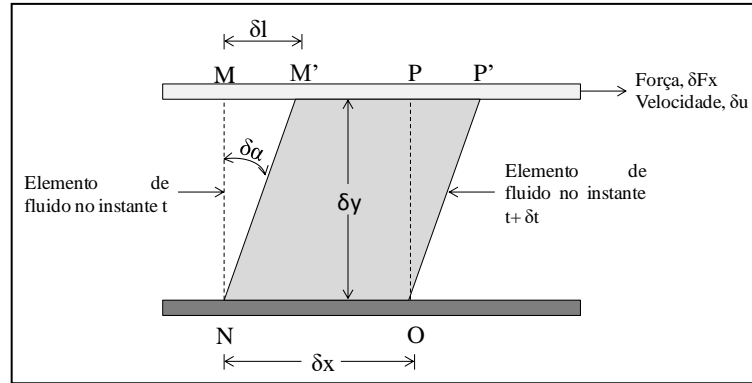


Figura 3.1: Deformação de um elemento de fluido. Fonte: Fox, 2006.

Por sua vez, a taxa de deformação do fluido, durante o intervalo de tempo δt , é igual a (3.4):

$$\frac{d\alpha}{dt} = \frac{du}{dy} \quad (3.4)$$

Em resumo, quando o elemento de fluido da Figura 3.1 está sujeito à ação da tensão cisalhante τ_{yx} , ele se deforma com uma taxa igual a $\frac{du}{dy}$. Ressalta-se que o tipo de relacionamento, entre essas duas variáveis, constitui o critério reológico que permite classificar o fluido em newtoniano e não-newtoniano.

O primeiro se caracteriza por exibir uma taxa de deformação diretamente proporcional à tensão de cisalhamento, conforme expresso pela equação (3.5). Nestes casos, a constante de proporcionalidade (equação 3.6), conhecida como viscosidade absoluta ou dinâmica μ , é constante e independente do tempo e da taxa de cisalhamento.

$$\tau_{yx} \propto \frac{du}{dy} \quad (3.5)$$

$$\tau_{yx} = \mu \frac{du}{dy} \quad (3.6)$$

O grupo dos fluidos não-newtoniano pode ser subdividido entre os que exibem uma taxa de deformação dependente da taxa de cisalhamento e aqueles, cuja dependência é em relação ao intervalo de tempo δt .

Na primeira categoria dos não-newtonianos, que descrevem o comportamento da maioria das polpas encontradas em tratamento de minérios, se encontram os seguintes fluidos: plásticos de Bingham, os quais se caracterizam por se comportar como sólidos até que a tensão de cisalhamento, a que são submetidos, exceda um valor crítico, a partir do qual elas passam a escoar e se comportar como fluidos newtonianos; os pseudoplásticos, cujo comportamento é típico da maioria das polpas minerais, caracterizando-se por exibir uma

relação decrescente entre a viscosidade aparente e a taxa de cisalhamento; e os dilatantes, cuja viscosidade aparente cresce com o aumento da taxa de cisalhamento, apresentando, portanto, comportamento reológico oposto ao dos pseudoplásticos.

Na segunda categoria de fluidos não newtonianos, se encontram os fluidos reopéticos, que se caracterizam por exibir um aumento da viscosidade aparente com o tempo; e os tixotrópicos, que exibem um comportamento inverso, apresentando uma relação decrescente entre a viscosidade aparente e o tempo.

De acordo com Heiskanen (1993) apud Sampaio e Tavares (2005), a reologia de uma suspensão é extremamente influenciada pela presença de partículas sólidas. Em geral, a viscosidade aparente da suspensão tende a aumentar nestas situações, fato que decorre da interação das partículas com o fluido.

3.2.1.1.2. Fluidodinâmica de uma partícula isolada

Segundo Sampaio e Tavares (2005), os mecanismos de separação das espécies minerais, nos equipamentos de concentração gravítica, se baseiam nas diferenças entre as respectivas velocidades relativas das partículas no fluido que as transporta (equação 3.7), as quais surgem como resultado da transferência da quantidade de movimento do meio a elas.

$$v = u - w \quad (3.7)$$

Sendo:

u: a velocidade do fluido;

w: a velocidade de translação da partícula;

A 2ª lei de Newton, dada pela equação (3.8), estabelece que a taxa de variação da quantidade de movimento de uma partícula isolada, será igual a resultante do somatório de forças ($\sum F$) que atuam sobre ela.

$$m_p \frac{\partial v}{\partial t} = \sum F \quad (3.8)$$

As forças, presentes na equação 3.8, são responsáveis pelo movimento da partícula e podem ser divididas em forças de campo (gravitacional, magnética, centrífuga, etc.); em forças de pressão, como o empuxo; em forças de superfície ou pelicular, as quais são resultado do movimento do fluido ao redor da partícula (força de arraste e força de sustentação); em forças difusivas, que resultam das colisões decorrentes do movimento aleatório das partículas (movimento *Browniano*); em forças dispersivas, que resultam da interação entre as partículas (CREMASCO, 2012; SAMPAIO; TAVARES, 2005).

As forças de campo e as inerciais, conhecidas como forças externas, podem ser determinadas por meio da equação (3.9).

$$F_e = \rho_s V_p b \quad (3.9)$$

Onde ρ_s e V_p representam, respectivamente, a densidade e o volume da partícula; e b a intensidade do campo aplicado (MASSARANI, 2002).

A força de pressão exercida pelo fluido sobre a partícula, que está relacionada ao gradiente de pressões ao seu redor, é constituída por uma componente dinâmica, que depende da velocidade do fluido e do formato da partícula; e outra estática, denominada de empuxo, de sentido contrário ao da força de campo e cujo módulo é igual ao peso do fluido deslocado pelo corpo multiplicado à aceleração da gravidade, conforme expresso pela equação (3.10):

$$F_b = \rho_f V_b g \quad (3.10)$$

De acordo com Sampaio e Tavares (2005), a componente dinâmica da força de pressão está intimamente relacionada ao formato da partícula, e, por isso, ela é mais adequadamente considerada como uma componente da força de arraste.

A determinação das forças de interação entre as partículas e as superfícies rígidas, muito importante nos processos de concentração em película de água, como as forças de Bagnold, é geralmente feita de forma empírica e indireta, visto que elas se caracterizam por serem de difícil quantificação (SAMPAIO; TAVARES, 2005).

As forças de superfície podem ser classificadas em dois tipos: sustentação, que se caracteriza por estar alinhada perpendicularmente à direção do movimento da partícula; e de arraste, cujo alinhamento se dá na mesma direção do movimento desta (CREMASCO, 2012).

Cremsco (2012) afirma que a força de sustentação pode ter sua origem relacionada a dois efeitos: de Saffman, que se relaciona à distribuição assimétrica do campo de pressão ao redor da superfície da partícula; de Magnus, o qual é resultado dos choques das partículas com superfícies sólidas.

A força de arraste está relacionada à resistência imposta pelo fluido ao deslocamento da partícula. Sua origem está associada a dois fenômenos: arraste viscoso, que decorre do atrito existente entre as camadas do fluido que estão ao seu redor; arraste de forma, cuja gênese se deve à distribuição assimétrica do campo de pressão ao seu redor, visto que à medida que ela se move, verifica-se um acréscimo de pressão na sua parte frontal.

Segundo Massarani (2002), a força de arraste depende:

- das dimensões e forma da partícula;
- do campo de velocidades do fluido não perturbado pela presença da partícula;

- da proximidade de superfícies rígidas e de outras partículas;
- da história de aceleração da partícula (no caso do movimento não-uniforme);

Massarani (2002) chama a atenção para o fato de que, no instante inicial ($t_0 = 0$), equação (3.11), a aceleração da partícula $a_{(0)}$ dependerá da magnitude da diferença entre os valores de densidade da partícula (ρ_s) e do fluido (ρ_f), tendendo ao valor da intensidade do campo gravitacional g , quando $\rho_s \gg \rho_f$, e nulo, no caso limite em que esses valores se igualam.

$$a_{(0)} = \frac{2(\rho_s - \rho_f)}{2\rho_s + \rho_f} g \quad (3.11)$$

Segundo Sampaio e Tavares (2005), no movimento relativo uniforme entre a partícula e o fluido, a força de arraste que aparece sobre a sua superfície (F_D), cuja área superficial é igual a A_c , pode ser obtida multiplicando-se um fator adimensional (C_D) pela energia cinética volumétrica do fluido ($\frac{1}{2}\rho_f v^2$), conforme pode ser visto na equação (3.12).

$$F_D = C_D \left(\frac{1}{2} \rho_f v^2 \right) A_c \quad (3.12)$$

Massarani (2002) afirma que o coeficiente de arraste C_D pode ser obtido por meio do valor da velocidade terminal da partícula v_t , o qual se refere à velocidade por ela alcançada sob condição de equilíbrio dinâmico.

Massarani (2002) cita que vários estudos experimentais, feitos com partículas isométricas, sugeriram que o valor do coeficiente de arraste depende do regime de escoamento e do grau de esfericidade da partícula: $C_D = f(\text{Re}_p, \phi)$.

De acordo com Sampaio e Tavares (2005), o regime de escoamento pode ser caracterizado pelo número de Reynolds (3.13), o qual consiste num número adimensional que representa a razão entre as forças inerciais e viscosas. Para uma partícula em movimento em um fluido, o número de Reynolds é dado por:

$$\text{Re}_p = \frac{d_p v \rho_f}{\rho} \quad (3.13)$$

Baseado nas informações contidas nos dois parágrafos anteriores, Massarani (2002) apresentou a equação (3.14) para determinação do coeficiente de arraste.

$$C_D = \frac{4(\rho_s - \rho_f)d_p g}{3\rho_f v_t^2} \quad (3.14)$$

Com base na equação (3.14), propuseram-se para os cálculos da velocidade terminal e do diâmetro crítico de uma partícula esférica os agrupamentos expressos pelas equações (3.15) e (3.16).

$$C_D Re_p^2 = \frac{4(\rho_s - \rho_f)d_p^3 g}{3\mu^2} \quad (3.15)$$

$$\frac{C_D}{Re_p} = \frac{4(\rho_s - \rho_f)\mu g}{3\rho_f^2 v_t^3} \quad (3.16)$$

A equação (3.15) presta-se para o cálculo de v_t , visto que ela não inclui esta variável, enquanto que a equação (3.16), por não incluir o diâmetro da partícula d_p , pode ser empregada para calculá-lo.

A Figura 3.2 apresenta a relação entre o regime de escoamento e o número de Reynolds da partícula (Re_p). Examinando-a, é possível identificar pelo menos quatro diferentes regimes de escoamento: Stokes, Intermediário, Newton e Turbulento.

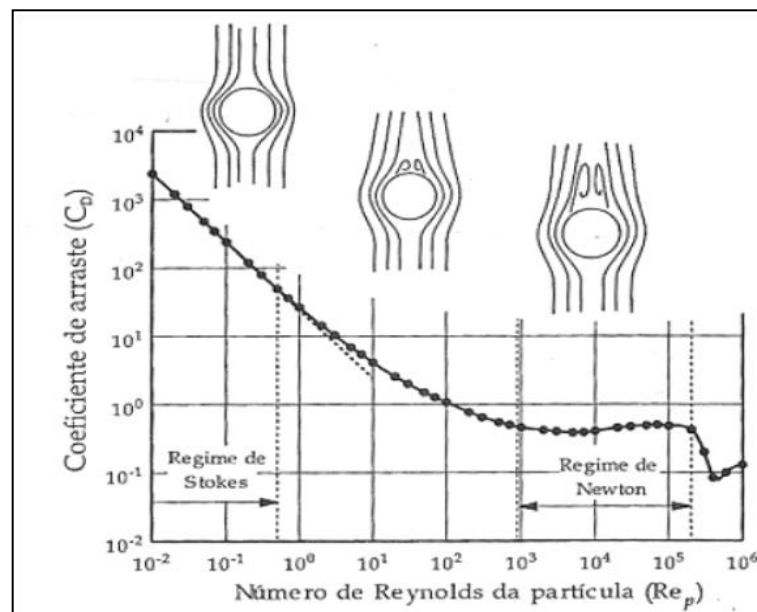


Figura 3.2: Relação entre o número de Reynolds e o regime de escoamento da partícula. Fonte: Sampaio e Tavares, 2005.

O primeiro regime (Stokes) se desenvolve com baixos números de Reynolds ($Re_p < 0,5$), em condições fluidodinâmicas de predominância das forças viscosas. Nesta situação, verifica-se que as linhas de fluxo contornam suavemente a superfície da partícula, caracterizando o regime laminar. Pode-se afirmar, portanto, que a maior parte da resistência, no Regime de Stokes, se deve às forças de cisalhamento entre as camadas do fluxo, as quais decorrem do atrito viscoso existente entre elas.

Neste contexto, a força de arraste (F_D) sobre uma partícula esférica, que se encontra isolada, pode ser calculada pela equação (3.17).

$$F_D = 3\pi d_p \mu v \quad (3.17)$$

Igualando-se as equações (3.12) e (3.17), obtém-se a equação (3.18), por meio da qual, pode ser calculado o coeficiente de arraste para o regime de Stokes.

$$C_D = \frac{24}{Re_p} \quad (3.18)$$

Examinando-se a equação (3.18), constata-se que, no regime de Stokes, há uma relação linear entre o coeficiente de arraste e o número de Reynolds, com o primeiro decrescendo à medida que se aumenta o valor do último.

Substituindo-se a equação (3.18) em (3.12), conclui-se que a velocidade terminal de sedimentação de uma partícula esférica, no regime de Stokes, é dada por:

$$v_\infty = \frac{(\rho_s - \rho_f) b d_p^2}{18\mu} \quad (3.19)$$

Para valores de Reynolds superiores a 1000, que abarca os regimes de Newton e Turbulento, característico de sólidos que se movimentam com altas velocidades relativas, verifica-se uma mudança abrupta do padrão de escoamento do fluido ao redor da superfície da partícula. Neste caso, as linhas de fluxo deixam de contorná-la suavemente e, como consequência da predominância das forças inerciais sobre as viscosas, há intensa formação de vórtices. Assim, a força de arraste exercida pelo fluido sobre a superfície da partícula passa a ser predominantemente de forma.

Para o regime de Newton ($10^3 < Re_p < 2 \times 10^5$), o coeficiente de arraste independe do número de Reynolds, assumindo um valor praticamente constante entre de 0,4 a 0,5 (CREMASCO, 2012). Considerando que para uma partícula esférica $C_D=0,44$ e substituindo-se esse valor na equação (3.12), obtém-se que a força de arraste é igual a (3.20):

$$F_D = 0,055\pi d_p^2 \mu v^2 \quad (3.20)$$

Substituindo-se a equação (3.20) em (3.12), obtém-se que a velocidade terminal de uma partícula esférica isolada no regime de Newton pode ser calculada pela equação (3.21):

$$v_\infty = \left[\frac{3gd_p(\rho_s - \rho_f)}{\rho_f} \right]^{1/2} \quad (3.21)$$

A equação (3.21) mostra que a velocidade de sedimentação, no regime de Newton, é independente da viscosidade do fluido, fato que decorre da insignificância da participação dos efeitos viscosos sobre o arraste exercido pelo fluido sobre a partícula.

Para valores de Reynolds compreendidos entre 0,5 e 1000, intervalo correspondente ao regime de escoamento intermediário ou transicional, verifica-se um crescimento acentuado da influência das forças inerciais. Assim, o efeito dissipativo, ocasionado pelo surgimento de microturbilhões em torno da partícula, começa, gradativamente, a ganhar importância em relação aos fenômenos dissipativos decorrentes do arraste viscoso.

Inúmeras equações empíricas têm sido propostas para calcular o coeficiente de arraste e a velocidade terminal da partícula esférica, especialmente para o regime transicional. Segundo Luz (2014), todas padecem do defeito de serem complexas e de somente fornecerem resultados com boa exatidão para intervalos específicos de Reynolds. Essas correlações podem ser encontradas nos trabalhos de Massarani (2002) e Cremasco (2012).

3.2.1.1.3. Influência do grau de esfericidade no movimento de partículas não esféricas

De acordo com Sampaio e Tavares (2005), partículas não esféricas apresentam área superficial específica muito superior às esféricas de mesmo tamanho. Além disso, o seu formato irregular é um elemento intensificador de movimentos vibratórios e oscilatórios, durante seu deslocamento pelo fluido.

Esses fatos contribuem significativamente para o aumento da força resistiva experimentado por essas partículas, sendo responsáveis pela menor velocidade de sedimentação delas em relação aos valores previstos para partículas esféricas de mesmo tamanho.

3.2.1.1.4. Influência da concentração de sólidos no movimento de partículas

Sampaio e Tavares (2005) afirmam que a necessidade de se processar grandes quantidades de minério impõe a necessidade de se manusear fluidos com percentuais de sólidos mais elevados, fazendo com que as condições prevalecentes, nos aparelhos de concentração gravítica, sejam substancialmente diferentes daquelas contempladas no ambiente de sedimentação livre.

Esse fato está relacionado ao fenômeno de sedimentação impedida, resultante das interações existentes entre as partículas, impondo uma resistência adicional à movimentação delas. Zimmels (1990) apud Sampaio e Tavares (2005) afirma que os processos de sedimentação impedida estão relacionados:

- ao aumento da viscosidade aparente da polpa causado pela presença de sólidos;
- à diminuição do peso aparente das partículas devido ao acréscimo da densidade do fluido;
- à aceleração da velocidade de aproximação do fluido devido à redução da área livre para o seu escoamento;
- ao aumento da difusão fluidodinâmica.

Os fenômenos de sedimentação impedida ocasionam desvios acentuados nos resultados fornecidos pelas equações, empregadas no cálculo da velocidade terminal de partículas isoladas. Dessa forma, Luz (2014) recomenda a aplicação de fatores de correção do tipo:

$$v_s = v_0 \times f(c_v) \quad (3.22)$$

Sendo:

v_s : velocidade de sedimentação [m/s];

v_0 : velocidade da partícula isolada [m/s];

$f(c_v)$: função da concentração volumétrica, cujas equações podem consultadas no trabalho de Luz (2014).

Massarani (2002) aponta que uma alternativa à metodologia precedente “consiste em considerar o comportamento isolado de uma partícula no seio de uma mistura sólido-fluido”, cuja caracterização pode ser feita pela densidade (ρ_a) e pela viscosidade da suspensão (μ_a). Dessa forma, o cálculo da velocidade terminal das partículas nos regimes de Stokes e Newton pode ser feito, respectivamente, pelas equações (3.23) e (3.24):

$$v_\infty = \frac{(\rho_s - \rho_a)bd_p^2}{18\mu_a} \quad (3.23)$$

$$v_\infty = \left[\frac{3gd_p(\rho_s - \rho_f)}{\rho_a} \right]^{1/2} \quad (3.24)$$

Onde a densidade da polpa ρ_a é dada por:

$$\rho_a = \phi\rho_s + (1 - \phi)\rho_f \quad (3.25)$$

Sendo ϕ a fração volumétrica de sólidos na polpa (razão entre os volumes de sólidos e da polpa).

A dificuldade de se aplicar a equação (3.23) relaciona-se à complexidade para se determinar a viscosidade da polpa, visto que seu valor não é uma função exclusiva da fração de sólidos, mas também da distribuição granulométrica e morfologia das partículas da polpa.

3.2.1.1.5. Razões de sedimentação

Partículas equicadentes são constituídas por materiais de diferentes densidades, mas que sedimentam com a mesma velocidade de sedimentação.

A razão entre os tamanhos de partículas equicadentes, ou razão de sedimentação, constitui o critério de concentração de Rittinger e é muito aplicado na avaliação da adequação de um determinado método gravítico à concentração de um bem mineral específico, visto que permite antever o grau de dificuldade para se separar duas espécies minerais distintas. Ele pode ser obtido igualando-se as equações da velocidade terminal de sedimentação, e seu resultado, portanto, dependerá do regime de escoamento da partícula. Para os regimes de Stokes e de Newton, a razão de sedimentação pode ser calculada, respectivamente, pelas equações (3.26) e (3.27).

$$\frac{d_l}{d_d} = \left(\frac{\rho_d - \rho_f}{\rho_l - \rho_f} \right)^{1/2} \quad (3.26)$$

$$\frac{d_l}{d_d} = \frac{\rho_d - \rho_f}{\rho_l - \rho_f} \quad (3.27)$$

Sendo ρ_l e ρ_d , respectivamente, as densidades dos componentes leve e denso; e ρ_f é a densidade do fluido.

É importante ressaltar que as equações (3.26) e (3.27) são empregadas em condições de sedimentação livre. Para situações onde se verifica a ocorrência de sedimentação impedida, é recomendável considerar o efeito da presença de outras partículas, fato que pode ser feito substituindo-se o valor da densidade do fluido pela densidade da polpa, conforme expresso pela equação (3.28):

$$\frac{d_l}{d_d} = \left(\frac{\rho_d - \rho_f}{\rho_l - \rho_a} \right)^q \quad (3.28)$$

Onde ρ_a constitui a densidade da polpa e o valor de q depende do regime de sedimentação, sendo iguais a 0,5, para o regime de Stokes, e 1, para o regime de Newton.

3.2.1.1.6. Forças de sustentação e dispersivas

As forças de sustentação e dispersivas se caracterizam por se orientar perpendicularmente em relação à direção do movimento relativo da partícula e sua origem se relaciona ao desenvolvimento de um campo assimétrico de pressão em torno da superfície de

uma partícula com formato irregular; assim como podem estar relacionadas às interações entre as partículas que constituem uma suspensão, especialmente, quando essa é constituída por elevadas concentrações de sólido.

Bagnold (1954), ao estudar o movimento de partículas esféricas de cera de mesmo diâmetro variando a magnitude da tensão cisalhante e a concentração volumétrica de sólidos (esferas) no fluido, baseado no valor de um número adimensional B, dado pela equação (3.29), constatou a existência de três regimes: macroviscoso ($B \leq 40$), transição ($40 < B < 450$) e inercial ($B \geq 450$).

$$B = \frac{1}{\mu} \rho_s C_L^{1/2} d_p^2 \frac{du}{dz} \quad (3.29)$$

Onde: du/dz consiste na taxa média de cisalhamento e C_L a concentração linear, a qual é relacionada à fração de sólidos na polpa pela expressão:

$$C_L = \frac{1}{\left(\frac{\phi_{\max}}{\phi}\right)^{1/3} - 1} \quad (3.30)$$

Sendo ϕ_{\max} a fração de sólidos máxima possível para a distribuição granulométrica do material.

O regime macroviscoso ($B \leq 40$) é aquele no qual as forças de sustentação, sobre as partículas imersas em uma suspensão, são transmitidas pelo atrito do fluido. Sua magnitude pode ser determinada por meio da equação (3.31).

$$F_B = 1,3 C_L^{3/2} \mu \frac{du}{dz} A_c \quad (3.31)$$

Examinando-se a equação (3.31), constata-se que neste regime, a força dispersiva é uma função das propriedades reológicas do fluido, nomeadamente da viscosidade e da taxa de cisalhamento.

No regime inercial de partícula, a força dispersiva, cujo valor pode ser calculado pela equação (3.32), é transmitida basicamente pelas colisões entre as partículas, e o fluido exerce uma influência secundária neste processo (SAMPAIO; TAVARES, 2005). Este fato pode ser notado pela ausência da viscosidade na equação (3.32), que é válida para $1,4 < C_L < 14$ (SAMPAIO; TAVARES, 2005).

$$F_B = \rho_s C_L^2 d_p^2 \left(\frac{du}{dz}\right)^2 A_c \quad (3.32)$$

Sampaio e Tavares (2005), ao aplicarem a segunda lei de Newton para o caso de uma partícula escoando em um plano inclinado com movimento uniforme, conforme demonstrado

na Figura 3.3, deduziram as equações (3.33) e (3.34) para os regimes macroviscoso e inercial, respectivamente.

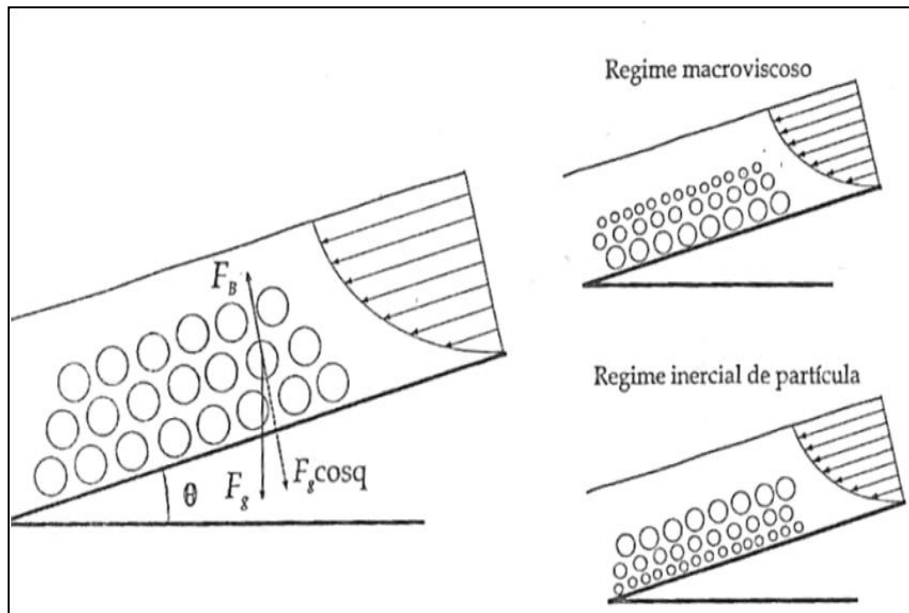


Figura 3.3: Balanço de forças sobre um leito de partículas escoando em um plano inclinado. Fonte: Sampaio e Tavares, 2005.

$$\frac{F_B}{F_g \cos \theta} = \frac{k_2}{d_p (\rho_s - \rho_f)} \left(\frac{du}{dz} \right) \quad (3.33)$$

$$\frac{F_B}{F_g \cos \theta} = k_3 d_p \frac{\rho_s}{(\rho_s - \rho_f)} \left(\frac{du}{dz} \right)^2 \quad (3.34)$$

Analisando-se as equações (3.33) e (3.34) e tendo em mente que quanto menor for a razão entre a força de Bagnold (F_B) e o peso aparente (P_a) da partícula, maior será a tendência para ela afundar, é possível constatar que o comportamento dos sólidos, suspensos em um fluido, dependerá do regime prevalecente no meio. Para o regime macroviscoso e com todas as demais variáveis constantes, verifica-se que há uma relação inversa entre a razão F_B/P_a e o diâmetro da partícula. Nesta situação, portanto, as partículas maiores tendem a afundar e se concentrar nas regiões mais próximas à superfície sólida do canal (zona de maior cisalhamento), ao passo que aquelas de granulação mais fina têm a tendência de flutuar e de se posicionar na superfície livre do escoamento.

Para o regime inercial e nas mesmas condições analisadas no parágrafo anterior, a razão F_B/P_a é diretamente proporcional ao diâmetro da partícula. Portanto, o comportamento exibido por partículas de diferentes tamanhos será inverso ao verificado no regime macroviscoso.

Sampaio e Tavares (2005) afirmam que, embora as condições experimentais empregadas por Bagnold (1954) sejam muito diferentes daquelas verificadas nos equipamentos de concentração gravítica, a força de Bagnold permite, ainda que qualitativamente, explicar inúmeros fenômenos observados na prática.

3.2.2. Métodos de concentração gravítica

Sampaio e Tavares (2005) afirmam que os processos de concentração gravítica é um dos métodos mais antigos empregados no beneficiamento mineral, uma vez que alguns, mais primitivos, têm registro de aplicação que datam de até 4000 a.C. e começaram a ser aplicados tão logo a lavra seletiva e a cata manual não foram mais suficientes para produzir a qualidade de concentrado desejado.

Neste contexto, a calha simples e a bateia foram, provavelmente, os primeiros equipamentos desenvolvidos, sendo amplamente empregados, no Egito Antigo e na Grécia, na concentração de minerais de ouro, prata e estanho (APLAN, 1985, apud SAMPAIO; TAVARES, 2005). A partir deste momento e até o início do século 19, diversos dispositivos, que se valiam do escoamento de um fluido num plano inclinado para concentrar os minerais, foram desenvolvidos. Apesar de existirem indícios de que a jigagem fosse aplicada de forma primitiva no Egito Antigo, foi a partir do século 15, na Idade Média, que sua utilização se disseminou, representando um grande avanço nos processos de beneficiamento mineral.

O desenvolvimento da separação em meio denso e dos jigsawes com pulsação a ar, em 1848, e das mesas concentradoras Wilfey, em 1895, foram decisivos para que os métodos gravíticos alcançassem, em termos de abrangência de aplicação, o ápice no século 19. Entretanto, no século 20, com o desenvolvimento da flotação e da separação magnética, houve redução do interesse pelos métodos gravíticos, levando a um declínio na participação deles, especialmente na concentração dos minerais metálicos sulfetados. Entretanto, é importante ressaltar que esse declínio não significou o abandono dos métodos gravíticos, visto que as espirais concentradoras e os ciclones de meio denso, amplamente empregados, respectivamente, na concentração de minerais pesados e de carvão, foram desenvolvidas na década de 40 (SAMPALIO; TAVARES, 2005).

Sampaio e Tavares (2005) registram que, graças às suas inúmeras vantagens, as últimas três décadas vêm registrando uma retomada no interesse pelos métodos de concentração gravítica. Dentre essas vantagens, podem ser citadas a alta capacidade de processamento e os

baixos custos de investimento e de operação desses métodos.

3.2.2.1. Classificação dos métodos de concentração gravítica

Sampaio e Tavares (2005), ao identificarem os mecanismos principais sobre os quais se baseiam os métodos gravíticos de concentração, dividiram-nos em três grupos principais:

- Densidade: caracterizam-se por utilizar um meio denso real ou autógeno para separar os minerais. Para isso, emprega-se um fluido com densidade intermediária às das espécies minerais que se almeja separar, de tal forma que aquelas mais densas afundem enquanto as mais leves flutuem. Estão inclusos, neste grupo, os processos de separação a meio denso;
- Estratificação: característico dos processos de jigagem, esse método se caracteriza por empregar movimentos verticais (pulsos), para criar correntes verticais que estratificam o leito de partículas, do topo da camada para a base, em ordem crescente de densidade, separando-as, dessa forma, de acordo com seus respectivos pesos específicos;
- Escoamento em película d'água: caracteriza-se por utilizar um escoamento laminar, para possibilitar o movimento diferencial de partículas, a fim de segregá-las de acordo com suas respectivas densidades. É o grupo que abarca o maior número de equipamentos de concentração gravítica, destacando-se, entre eles, as espirais concentradoras e o cone Reichert;

Faz-se necessário ressaltar que ultimamente diversos equipamentos de separação gravítica, que emprega o campo centrífugo em auxílio ao gravitacional para separar partículas mais finas, têm sido desenvolvidos (SAMPAIO; TAVARES, 2005).

3.2.2.2. Critérios para seleção

Segundo Sampaio e Tavares (2005), na escolha do equipamento ou do processo mais adequado, devem-se considerar a granulometria, a taxa de alimentação, o estágio em que é empregado o circuito, o custo, a eficiência, etc.

Para sistemas binários, Taggart (1945) apud Sampaio e Tavares (2005) propôs um índice, denominado critério de concentração, que pode ser calculado pela equação (3.27) e permite avaliar o grau de dificuldade para se separar duas espécies minerais através de processos gravíticos.

$$C. C. = \left[\frac{\rho_d - \rho_f}{\rho_l - \rho_f} \right] \quad (3.27)$$

Sendo:

$C. C.$: critério de concentração;

ρ_d : peso específico do mineral denso;

ρ_l : peso específico do mineral leve;

ρ_f : densidade do fluido;

Para considerar o efeito do formato das partículas sobre as suas respectivas velocidades de sedimentação, recomenda-se a multiplicação da equação (3.27) por um fator, denominado razão de forma (FRF), o qual consiste na razão entre os fatores de sedimentação dos minerais denso (FS_p) e leve (FS_l) (equações 3.35 e 3.36).

$$C. C. = \left[\frac{\rho_d - \rho_f}{\rho_l - \rho_f} \right] \times FRF \quad (3.35)$$

$$FRF = \frac{FS_p}{FS_l} \quad (3.36)$$

Conforme pode ser visto na equação (3.37), os fatores de sedimentação consistem na razão entre as velocidades terminais de sedimentação da partícula ($v_{p,l}$) e da esfera (v_e) de mesmo diâmetro.

$$FS_{p,l} = \frac{v_{p,l}}{v_e} \quad (3.37)$$

Luz et al (2010) afirma que de acordo com os índices C.C calculados, é possível relacionar o grau de dificuldade de separação aos respectivos tamanhos das partículas, conforme pode ser visto na Tabela 3.3.

Tabela 3.3: Relação entre os Critérios de Concentração e a dificuldade de separação em cada faixa granulométrica.

Critério de Concentração (CC)	Significado
>2,5	Separação eficiente até 74µm
2,5 – 1,75	Separação eficiente até 147 µm
1,75 – 1,50	Separação possível até 1,4mm, porém difícil.
1,70 – 1,20	Separação possível até 6mm, porém difícil

Fonte: Luz et al, 2010

É importante ressaltar que a análise, utilizando o critério de concentração, é válida somente para sistemas binários e em separações feitas por meio do campo gravitacional. Além

disso, o critério de concentração desconsidera o efeito da viscosidade do fluido, a qual assume valores significativos em fluidos com altas concentrações de sólido, inviabilizando sua aplicação na análise de métodos de concentração realizada em meios densos, além de pressupor a existência de liberação completa entre as espécies minerais.

A Figura 3.4 apresenta as faixas de aplicação de cada equipamento em função do range de tamanho das partículas, nos processos de separação gravíticos entre minerais pesados e gangas silicatadas (SAMPAIO; TAVARES, 2005).

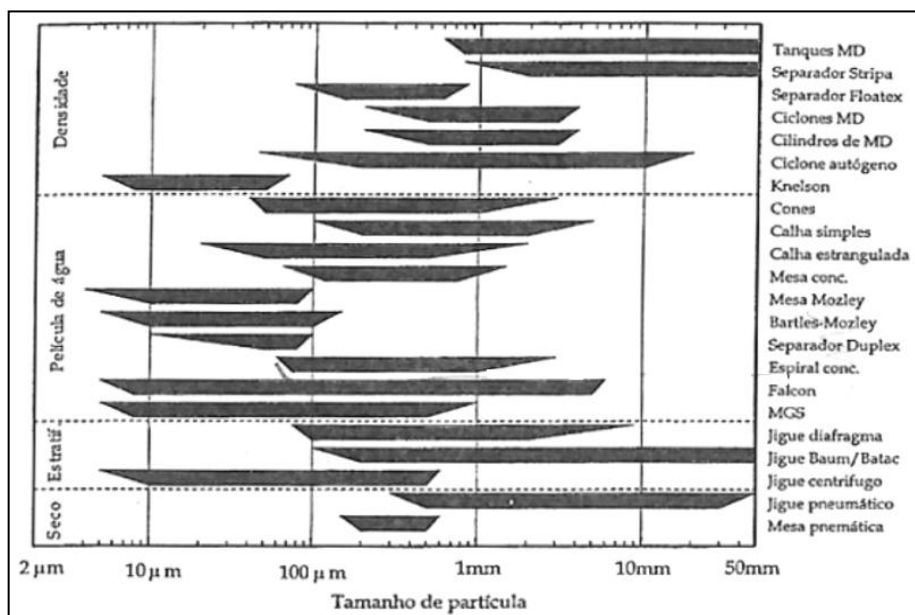


Figura 3.4: Relação entre a faixa granulométrica e os equipamentos de concentração gravítica. Fonte: Sampaio; Tavares, 2005.

Por meio da Figura 3.4, é possível constatar que a separação a meio denso e a jigagem são, basicamente, as únicas opções para minérios constituídos por partículas com granulação maior que 2mm. Comparando-se com os outros métodos, a separação a meio denso se caracteriza por sua maior precisão, proporcionando desempenho similar aos verificados nos ensaios de afunda/flutua, sendo, portanto, adequados à separação de espécies minerais cuja diferença entre as densidades seja muito pequena. Contudo, esse método apresenta custos de investimento e operação mais elevados. Já a jigagem, que se caracteriza por apresentar custos menores, possui índices de eficiência mais baixos (SAMPAIO; TAVARES, 2005).

No intervalo de tamanho entre 2mm e 100µm, verifica-se que o número de opções é maior, incluindo ciclones e cilindros a meio-denso, mesas concentradoras, calhas, jigues, espirais, etc. Neste grupo, destaca-se a mesa concentradora como o equipamento mais preciso e o que exhibe o maior custo específico de investimento. Entre as opções de menor precisão,

citam-se as espirais concentradoras, calhas, cones *Reichert* e ciclones autógenos, os quais, por terem maiores capacidades de processamento e custos mais baixos, constituem as melhores alternativas para os estágios de desbaste (*rougher*) e para processar minérios “liberados” compostos por espécies minerais com grande de diferença de densidade (SAMPAIO; TAVARES, 2005).

Na faixa de partículas com granulação mais fina, as opções são mais restritas e incluem apenas os separadores mais avançados, como o MGS, os separadores *Bartles-Mozley*, os separadores *Knelson* e *Falcon*, e o jigue centrífugo (SAMPAIO; TAVARES, 2005).

3.2.2.3.Espiral concentradora

Segundo Davies, Goodman e Deschenps (1991), a espiral concentradora foi criada, em 1941, por Ira B. Humphreys com a finalidade de separar partículas de piratas de ouro. Entretanto, devido à crise na indústria extrativa de ouro dos Estados Unidos, a primeira aplicação industrial só ocorreria dois anos mais tarde, em 1943, no estado de Oregon, no beneficiamento de cromita.

Os primeiros protótipos industriais se caracterizavam por se constituir de segmentos semicirculares de ferro fundido, os quais eram aparafusados, formando estruturas contendo de quatro a seis voltas, a depender da aplicação a que se destinavam (MILLARD, 1993, apud SAMPAIO; TAVARES, 2005). Por serem extremamente pesadas, pesando cerca de uma tonelada, era impossível se montar mais de uma hélice em cada coluna central.

Por volta de 1947, surgiram, na Austrália, os primeiros protótipos fabricados em concreto reforçado com asbesto, os quais eram utilizados na concentração de areias pesadas. Em meados da década de 50, Ernst Reichert inovou ao construir protótipos empregando fibras de vidro. Esse fato representou um significativo avanço, pois possibilitou a confecção de hélices contínuas e, portanto, sem a presença de ressalto decorrentes da montagem dos setores semicirculares, cuja existência introduzia distúrbios no fluxo. Além disso, as fibras de vidro eram materiais mais leves e que permitiam a confecção de pistas com paredes mais finas, tornando possível a montagem de duas ou até três calhas em uma mesma coluna, fato que resultou num significativo aumento de capacidade de processamento das espirais e em economia de espaço nas usinas (SAMPAIO; TAVARES, 2005).

Davies, Goodman e Deschenps (1991) registram que outros avanços ocorreram ao longo do tempo, modificando o modelo original de Humphreys. Entre esses, ele destaca a

substituição dos discos semicirculares, muito susceptíveis a obstrução, por canais internos para remoção do produto denso. Além disso, as modificações na geometria da pista, com alterações no passo, perfil, comprimento e diâmetro da espiral resultaram no surgimento de diversos modelos que dispensam a utilização de água de lavagem e podem ser customizados para determinada aplicação.

3.2.2.4. Escoamentos do fluido na espiral

Segundo Sampaio e Tavares (2005), o escoamento na espiral concentradora se caracteriza por ser o mais complexo dentre todos os equipamentos de separação gravítica, sendo influenciado e controlado por diversas forças que atuam sobre o fluido, as quais dependem das características geométricas da espiral, tais como: o passo, o perfil e o diâmetro (Figura 3.5).

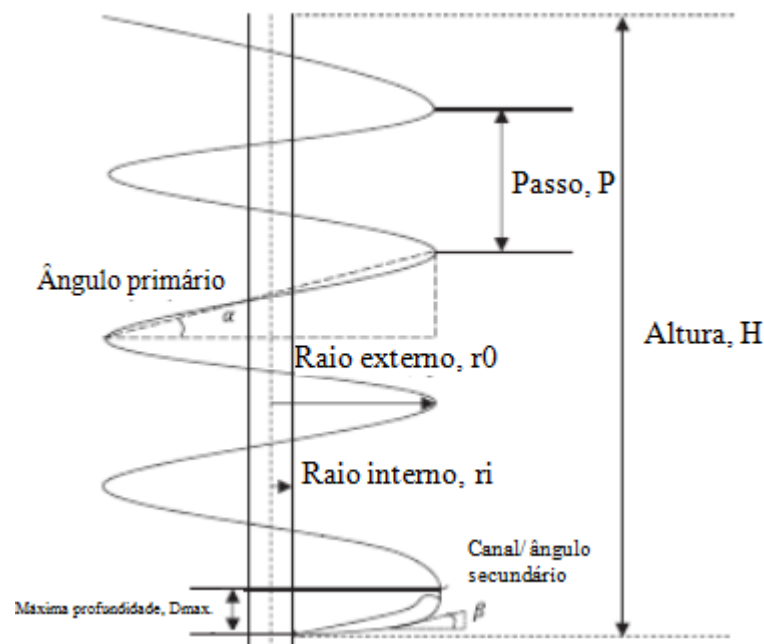


Figura 3.5: Configuração geométrica da espiral concentradora. Fonte: Jain; Rayasam, 2016.

Simplificadamente, o escoamento numa espiral pode ser decomposto em primário e secundário (Figura 3.6). O primeiro ocorre em direção descendente e tem, como elemento motriz, a diferença de pressão decorrente do desnível geométrico entre as sucessivas voltas do canal. O segundo ocorre perpendicularmente ao primeiro e surge como resposta à atuação das forças radiais, centrífuga e gravitacional, que atuam sobre o fluido.

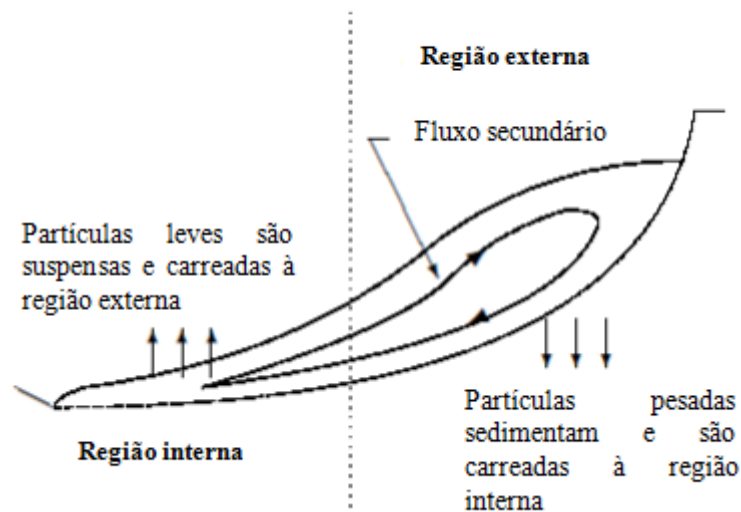


Figura 3.6: Configuração do escoamento secundário na espiral concentradora. Fonte: Stokes, 2001.

Jain e Rayasam (2016) afirmam que a análise da velocidade do fluido e do perfil do escoamento na espiral é fundamental para se compreender os mecanismos de separação das espécies minerais e se obter modelos que permitam fazer simulações de operações industriais. Segundo eles, há duas abordagens que podem ser empregadas neste processo. A primeira consiste na solução das equações de Navier-Stokes para as duas fases presentes (sólido e líquido) no sistema, adotando-se, para isso, condições de contorno apropriadas. Essa abordagem tem como desvantagem a complexidade e o enorme esforço computacional que geralmente não são compensados pela fidedignidade das soluções obtidas. Uma segunda abordagem, mais prática que a anterior, fundamenta-se na obtenção de um perfil de velocidade através da suposição de um regime de escoamento reinante naquela região.

Holtham (1992), ao analisar o escoamento de água limpa em dois modelos distintos de espirais concentradoras, notou que o escoamento pôde ser caracterizado como laminar, nas proximidades da coluna central da espiral e, turbulenta, na região próxima à extremidade da calha. Ele também observou que a região de transição, entre os dois regimes, se situou próximo à porção média do canal, sendo maior em espirais com perfil particularmente suave e que somente se curvam abruptamente próximo à extremidade externa.

Conforme previamente mencionado, o escoamento secundário do fluido ocorre devido à ação combinada das forças radiais, as quais causam a sua rotação.

A força centrífuga tem sua origem relacionada à geometria helicoidal do canal. À medida que o fluido desce e se acelera, contornando as sucessivas voltas da espiral, origina-se

uma força radial que desloca parcelas do fluido à periferia da calha, elevando o seu nível nesta região.

Jain e Rayassam (2016) identificam a força gravitacional como a outra força mais importante no balanço de forças radiais, que atuam sobre uma parcela do fluido que escoam na espiral. A componente radial dessa força se orienta na mesma direção da força centrífuga, mas em sentido contrário a esta. Sua magnitude depende do ângulo de inclinação radial do canal (β) e é independente da velocidade de deslocamento do fluido. Dessa forma, como o ângulo de inclinação secundário é constante para uma dada posição radial do canal, seu valor permanece inalterado ao longo do plano vertical que corta esse ponto.

Jain e Rayasam (2016) atribuem a origem do escoamento secundário à existência de um gradiente de velocidade radial no escoamento do fluido e sua influência sobre o balanço das forças radiais que atuam sobre ele. Para uma dada seção transversal do escoamento, num ponto específico da espira, as camadas que escoam mais próximo à superfície do canal estão mais sujeitas à ação da força de atrito, e, portanto, se movem com velocidade menor que aquelas que se posicionam mais acima, nas imediações da superfície livre do escoamento. Como a magnitude da força centrífuga aumenta com o acréscimo dos valores de velocidade, seu valor será maior nas imediações da superfície livre do fluido e menor à medida que se aproxima da superfície do canal.

A análise do balanço de forças radiais ao longo de uma linha de referência AA' do escoamento no canal, dado pela Figura 3.7, revela a existência de um ponto, denominado Ponto de Força Zero (ZFP), no qual a resultante dessas duas forças é nula. Jain e Rayassam (2016) afirmam que, devido à variação da força centrífuga com a altura do escoamento e a constância da componente radial da força gravitacional, o sentido da força resultante ao longo da linha de referência AA' dependerá da posição relativa ao ponto ZFP, sendo orientado interna ou externamente ao centro do canal, respectivamente, abaixo e acima dele.

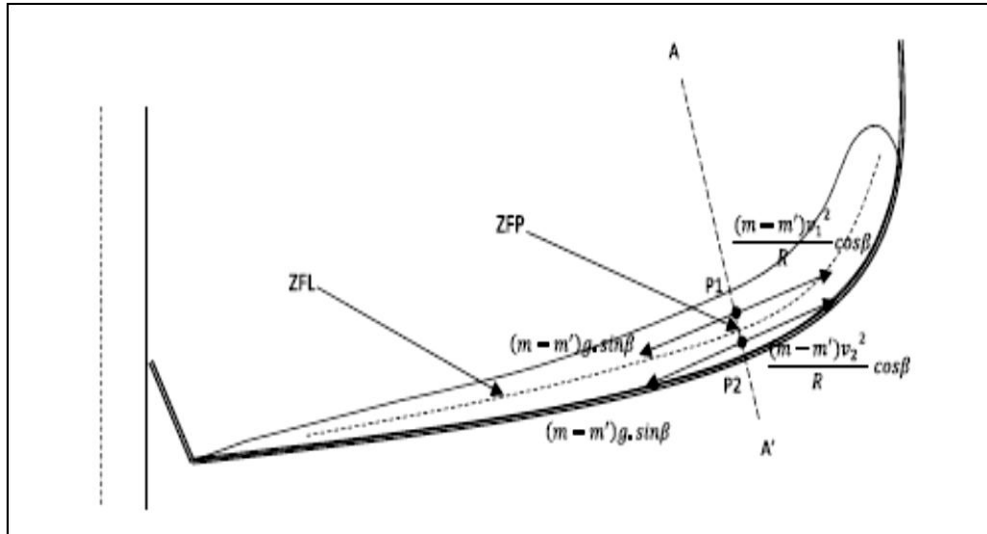


Figura 3.7: Balanço de forças ao longo de uma linha de referência AA'. Fonte: Jain; Rayasam, 2016.

É válido ressaltar que esses pontos de equilíbrio existem em toda a seção radial do canal, configurando, dessa forma, uma superfície de equilíbrio entre as duas forças. Extrapolando-se a análise do parágrafo anterior para toda a seção radial do canal, constata-se que o fluido se moverá à periferia do canal acima da superfície de equilíbrio e em sentido contrário a este abaixo dela.

Holtham (1992), ao estudar, em diversas posições radiais, o escoamento em dois modelos distintos de espirais concentradoras, conforme mostrado nas Figuras 3.8 e 3.9, obteve uma estimativa dos respectivos valores de velocidade média de seus fluxos secundários. Constata-se, analisando os dados da Tabela 3.4, que a velocidade nas imediações da superfície do canal é inferior à observada no topo do escoamento. Além disso, com o aumento da vazão volumétrica, observou-se um acréscimo na circulação secundária da parte mais externa de ambos os modelos, enquanto na região mais interna, ele praticamente não se alterou.

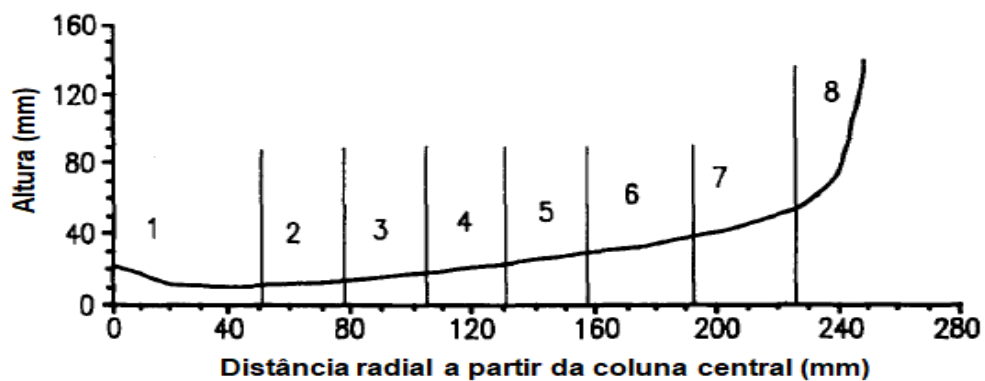


Figura 3.8: Desenho mostrando o perfil de escoamento da espiral concentradora FGL, obtido a partir da amostragem nos pontos assinalados. Fonte: Holtham, 1992.

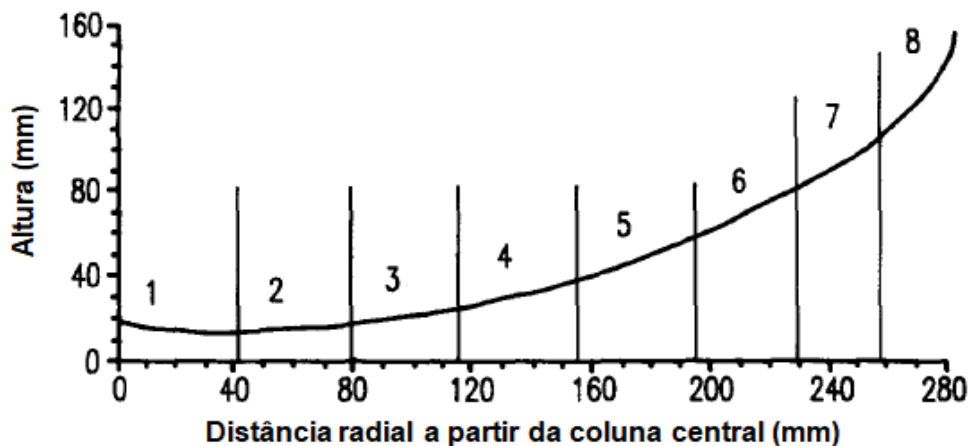


Figura 3.9: Desenho mostrando o perfil de escoamento da espiral concentradora LD, obtido a partir da amostragem nos pontos assinalados. Fonte: Holtham, 1992.

Tabela 3.4: Estimativa da velocidade radial nas espirais concentradoras.

Modelo	Vazão (m³/h)	Local	Posição						
			1	2	3	4	5	6	7+8
FGL	2	Base do canal	0,0001	0,0002	0,001	0,003	0,003	0,02	0,1
		Superfície livre	0,005	0,005	0,01	0,03	0,03	0,03	0,1
	6	Base do canal	0,001	0,002	0,001	0,003	0,003	0,01	0,1
		Superfície livre	0,01	0,01	0,02	0,03	0,03	0,05	0,3
LD9	4	Base do canal	0,001	0,002	0,006	0,01	0,02	0,02	0,2
		Superfície livre	0,01	0,01	0,03	0,03	0,04	0,05	0,5
	8	Base do canal	0,001	0,002	0,006	0,02	0,02	0,05	0,1
		Superfície livre	0,01	0,01	0,03	0,03	0,05	0,09	0,4

Fonte: Holtham, 1992.

Os escoamentos primário e secundário existirão para qualquer geometria da espiral, desde que o canal seja inclinado vertical e radialmente. À medida que a inclinação radial é reduzida, suprime-se o escoamento secundário.

Em relação à vazão, sua influência dependerá da presença ou não de sólidos no fluido. Para água limpa, ambos os escoamentos se desenvolverão independentemente dos valores de vazão volumétrica. Para baixas vazões, o fluxo secundário é atenuado devido à redução da tensão de cisalhamento e, por consequência, do gradiente radial de velocidades, ao passo que, aumentando-se a vazão volumétrica, incrementa-se a tensão cisalhante e, por consequência, o gradiente radial de velocidade, intensificando-se, dessa forma, a circulação secundária do fluido.

No caso de fluidos com sólidos (polpa), a existência do escoamento secundário dependerá da magnitude da vazão volumétrica, visto que em baixos valores desta, a

velocidade do fluxo torna-se insuficiente para manter as partículas mais grossas em suspensão, ocasionando a deposição delas ao longo do canal, suprimindo, dessa forma, o fluxo secundário. Além disso, o acréscimo da concentração de sólidos da polpa eleva a viscosidade do fluido, reduzindo a tensão cisalhante, e, por consequência, o escoamento secundário.

3.2.2.5. Mecanismos de separação de partículas

Segundo Kapur e Meloy (1999), os mecanismos dos processos de separação nas espirais concentradoras implicam, essencialmente, em contrabalançar a força gravitacional pela imposição de outras forças sobre as partículas. Os dois afirmam ainda que a eficiência de separação, nas espirais, depende da maneira como essas forças variam com o tamanho e densidade das partículas.

É importante ressaltar que a existência de diversos regimes de escoamento na calha da espiral, conforme foi visto no tópico anterior, tornam difíceis a identificação e a quantificação exata das forças responsáveis pelo processo de separação entre as espécies minerais, sendo possível apenas fazer estimativas grosseiras das principais forças envolvidas no processo: gravitacional, centrífuga, arraste hidráulico, sustentação e de atrito (KAPUR; MELOY, 1999).

A Figura 3.10, proposta por Sampaio e Tavares (2005), apresenta as principais forças que atuam sobre uma partícula que escoam sobre o canal helicoidal de uma espiral concentradora, ao passo que a equação (3.38) traduz a 2ª lei de Newton para esta situação.

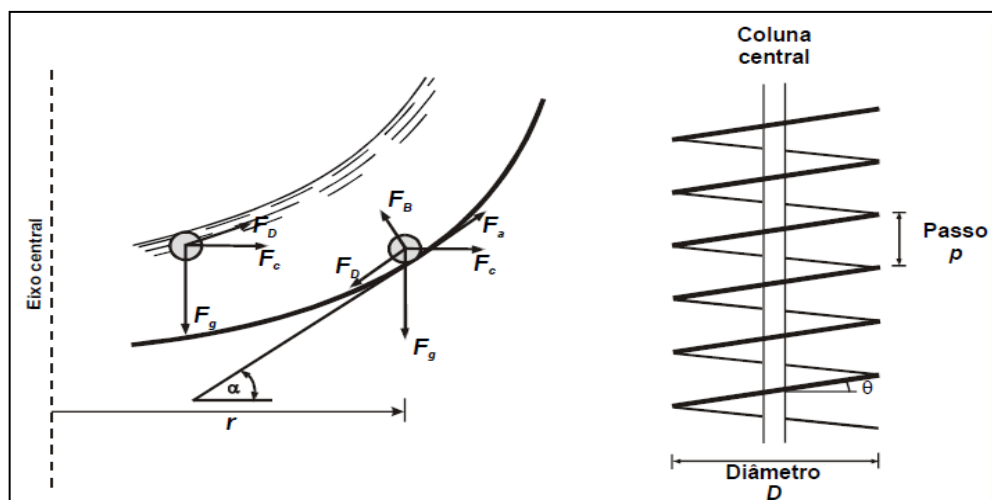


Figura 3.10: Balanço de forças que atuam sobre uma partícula escoando sobre o canal helicoidal de uma espiral concentradora. Fonte: Sampaio e Tavares, 2005.

$$m_p \frac{dw}{dt} = F_g + F_D + F_C + F_a + F_B \quad (3.38)$$

Nos próximos parágrafos, apresenta-se uma análise resumida de cada uma dessas forças que atuam sobre a partícula.

A força gravitacional (F_g), atuante sobre uma partícula esférica com densidade ρ_p e diâmetro d , que está submersa em um fluido de densidade ρ_f , pode ser calculada por meio da equação (3.39). Ela consiste na única força que é independente da geometria da espiral concentradora e segundo Kapur e Meloy (1999), para as condições gerais verificadas nas aplicações deste equipamento, possui valor inferior a $2 \times 10^{-4}N$.

$$F_g = \frac{\pi}{6} d^3 g (\rho_p - \rho_f) \quad (3.39)$$

Segundo Sampaio e Tavares (2005), a força centrífuga exerce um papel fundamental no processo de separação de uma espiral concentradora. Sua origem pode ser atribuída à ação conjunta entre o perfil curvilíneo da calha e a velocidade descendente do fluido na espiral. De acordo com Kapur e Meloy (1999), a força centrífuga que age sobre uma partícula esférica, submersa em um fluido, que escoar pelo canal de uma espiral concentradora, seguindo uma trajetória circular de raio r e com velocidade tangencial u_t , pode ser calculada por meio da equação (3.40).

$$F_c = \frac{\pi}{6} d_p^3 (\rho_s - \rho_f) \frac{u_t^2}{r} \quad (3.40)$$

Numa espiral, a velocidade de deslocamento de uma partícula e, por consequência, a força centrífuga que atua sobre ela, é uma função do seu tamanho, densidade e da posição que ela ocupa no fluido que escoar sobre o canal. Kapur e Meloy (1999) afirmam que, a depender desses fatores, o valor da força centrífuga pode variar em até duas ordens de grandeza de magnitude sendo, geralmente, inferior a $10^{-4}N$.

Conforme analisado em tópicos anteriores, uma partícula imersa em um fluido, ao se deslocar por ele, estará sujeita à ação de uma força superficial de arraste, que pode ser induzida, a depender do seu regime de escoamento, pelo atrito superficial entre as linhas de fluxo e a sua superfície ou pela distribuição assimétrica do campo de pressão ao seu redor. Seu valor pode ser calculado por meio da equação (3.12).

$$F_D = C_D \left(\frac{1}{2} \rho_f v^2 \right) A_c \quad (3.12)$$

De acordo com Kapur e Meloy (1999), nas condições verificadas nas aplicações das espirais concentradoras, os valores da força de arraste situam-se em torno de $10^{-5}N$.

Segundo kapur e Meloy (1999), as forças dispersivas se originam graças às interações entre a partícula e as superfícies vizinhas e à tensão cisalhante do fluido, sendo sua ocorrência observada principalmente com partículas grossas. Eles afirmam ainda que essas forças desempenham um papel crucial no processo de separação, que ocorre nas espirais concentradoras, pois auxiliam na dilatação e na mobilidade do leito, permitindo a segregação das partículas em função de sua densidade e tamanho.

Kapur e Meloy (1999) enunciam que as forças dispersivas F_B são diretamente proporcionais à força de arraste, podendo ser calculadas por meio da equação (3.41).

$$F_B = k_1 F_D \quad (3.41)$$

Sendo $k_1 = 0,33$ (KAPUR; MELOY, 1999).

A força de atrito de uma partícula é diretamente proporcional à componente normal das forças que atuam sobre ela (3.42). Se a partícula estiver em repouso ou em movimento, as constantes de proporcionalidade entre as duas forças são denominadas, respectivamente, de coeficientes de atrito estático e dinâmico. Segundo Kapur e Meloy (1999), os valores dos dois coeficientes são virtualmente iguais entre si e são dados por $\tan\phi$, onde ϕ é o ângulo de repouso da partícula.

$$F_{ae,ad} = k_{e,d} F_N \quad (3.42)$$

Onde $k_{e,d}$, o coeficiente de atrito estático ou dinâmico, é igual a 0,5.

Kapur e Meloy (1999), ao aplicarem a segunda lei de Newton na análise do movimento de uma partícula que se movimenta no canal de uma espiral, obtiveram duas expressões para descrição dos seus respectivos movimentos longitudinal e transversal.

A primeira considera o conjunto de forças que atua na direção descendente da partícula e é dado pela equação (3.43).

$$F_L = F_g \sin\theta \sin\alpha - F_c \cos\theta \sin\alpha + F_d \cos\delta - F_N = 0 \quad (3.43)$$

Onde: δ é o ângulo de desvio médio em relação ao fluxo primário, que pode ser calculado por meio da equação (3.44), e θ o ângulo de inclinação da calha, a qual pode ser determinado por meio da equação (3.45), H é a altura da espiral, r é o raio medido a partir da coluna central e D o diâmetro hidráulico do canal:

$$\tan\delta = 11 \frac{H}{r} \quad (3.44)$$

$$\tan\theta = \frac{P}{\pi D} \quad (3.45)$$

Similarmente, o balanço de forças que agem na direção radial sobre uma partícula estacionária é dada por (3.46):

$$F_c \cos\alpha \cos\theta + F_d \cos\delta - F_g \sin\alpha \cos\theta = 0 \quad (3.46)$$

Combinando-se as equações (3.43) e (3.46) para eliminar o termo referente à força centrífuga, obtém-se a equação (3.47):

$$\frac{F_1 \tan\phi + F_d \cos\delta - F_g (\tan\phi \cos\theta - \sin\alpha \sin\theta)}{\cos\theta \sin\alpha + \tan\phi \sin\theta} + \sec\alpha \sec\theta (F_d \sin\delta - F_g \cos\alpha \sin\theta) = 0 \quad (3.47)$$

Substituindo-se as expressões das forças na equação (3.47), verifica-se que a resultante das forças em equilíbrio, que atuam sobre uma partícula que escoar na espiral, pode ser resumida pela expressão (3.48), a qual evidencia a dependência delas em relação aos parâmetros geométricos da espiral e às características físicas da partícula.

$$F_{\text{equilíbrio}}(d, \rho_p, \rho_f, r, \phi, r_i, r_o, u, c_y) \quad (3.48)$$

Ao se atingir o equilíbrio transversal, a resultante das forças radiais que atuam sobre a partícula se anulará e o único movimento que ela descreverá será o descendente. Logo, a posição de equilíbrio radial determinará para qual fluxo ela vai se reportar. Como o equilíbrio depende, dentre outras variáveis, da densidade e do tamanho da partícula, espécies distintas ocuparão diferentes posições de equilíbrios radiais na calha, e, por consequência, se reportarão a fluxos diferentes.

Forsberg e Sivamohan (1985), ao analisarem o processo de concentração na espiral concentradora, enumeraram quatro mecanismos principais responsáveis pela separação das espécies minerais, nestes equipamentos, a saber: sedimentação impedida, consolidação intersticial, tendência à minimização da energia potencial e atuação das forças de Bagnold. O primeiro intensifica a ação do peso específico na sedimentação, ao passo que a dilatação do leito, que ocorre à medida que a polpa escoar pela calha, favorece a estratificação das partículas de modo a se minimizar a energia potencial do leito, com as pesadas e grossas posicionando-se abaixo das leves e mais finas. A consolidação intersticial consiste na sedimentação das partículas finas e pesadas nos interstícios formados entre as grossas pesadas. Já a força dispersiva de Bagnold provoca a elevação das partículas grossas e leves, posicionando-as na camada de fluido mais veloz.

A ação sinérgica dos quatro mecanismos é responsável pela estratificação vertical do leito de partículas observada na espiral, com as partículas mais pesadas posicionando-se no fundo do leito e as mais leves, acima dessas. Como a velocidade do fluxo varia com a profundidade do escoamento, decrescendo à medida que se aproxima da superfície do canal, as partículas que constituem a camada inferior se deslocam mais lentamente e, por isso, estão

sujeitas a atuação menos intensa da força centrífuga. Dessa forma, elas tenderão a se manter na região mais interna da calha, ao passo que as mais leves, ao se posicionarem mais próximas à superfície livre do escoamento, se deslocam velozmente e, portanto, estão sujeitas a atuação mais intensa da força centrífuga, que as empurra para a região mais externa da calha. Assim, as duas classes de partículas poderão ser removidas separadamente.

Holland-Batt (1995), ao analisar os mecanismos de separação, propôs a divisão do escoamento em três zonas (Figura 3.11): interna, transição e externa. Segundo ele, o comportamento na região interna pode ser caracterizado pelo movimento lento de um leito de partículas, o qual é sobreposto por uma região controlada pela circulação secundária do fluxo. O fluxo ascendente observado nesta região, que se move em direção à zona externa do canal, é responsável pelo arraste de partículas mais finas e mais leves, controlando, dessa forma, o teor e a pureza do concentrado.

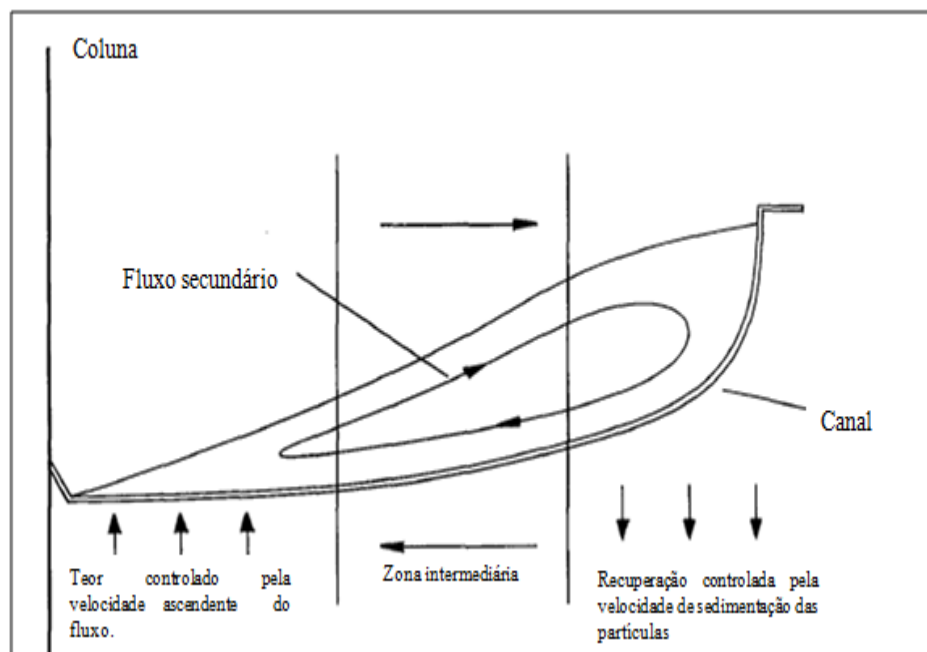


Figura 3.11: Divisão do escoamento na calha de uma espiral. Fonte: Holland-Batt, 1995.

Já a porção externa do canal constitui a zona de recuperação, visto que as partículas carregadas para este local têm a oportunidade de sedimentar e serem transportadas pelo fluxo inferior à zona interna do canal. A probabilidade de retorno dessas partículas à zona interna do canal depende de suas respectivas velocidades de sedimentação, diminuindo à medida que o peso específico e o tamanho delas se tornam menores.

A zona intermediária caracteriza-se por exibir uma região com movimentação livre do fluxo, o qual se sobrepõe a um leito de partículas menos concentrado e mais móvel que o

verificado na zona interna da calha. Sua influência na separação das espécies minerais depende da espessura do leito de partículas. Segundo Holland-Batt (1995), em condições normais, essa espessura não assume valores excessivos, e a maioria das partículas desta região se move com o fluxo secundário. No entanto, como nos casos envolvendo a concentração de minérios com altos teores, especialmente em etapas *cleaner*, a profundidade do leito pode crescer e se estender por essa região, suprimindo o fluxo secundário. Essa situação é propícia para se maximizar os índices de recuperação metalúrgica, por exemplo.

3.2.2.6. Características construtivas

De acordo com Sampaio e Tavares (2005), os principais parâmetros de projeto de uma espiral concentradora são: o passo, o perfil, o diâmetro da hélice, o sistema de descarga e a utilização, ou não, de água de lavagem. Segundo eles, a escolha do modelo mais adequado, para uma determinada aplicação, deve levar em consideração “o teor de minerais densos na alimentação, o estágio de operação e o critério de concentração”.

O passo consiste na distância vertical, em linha reta, entre dois pontos de voltas sucessivas da hélice da espiral. Ele determina a velocidade de escoamento da polpa, cujo valor cresce à medida que a inclinação do passo se torna mais íngreme, e deve ser escolhido, tendo em mente, a inclinação necessária para se garantir a fluidez das partículas. Espirais com passos maiores apresentam grandes capacidades de processamento e são adequadas para concentração de minérios densos, que apresentam baixa proporção de minerais de ganga e que registram elevados índices de critério de concentração. Já aquelas com passos menores, por sua vez, são mais adequadas para o processamento de minérios de baixo peso específico e que possuem baixos critérios de concentração (DAVIES; GOODMAN; DESCHENPS, 1991).

O diâmetro é um parâmetro chave na determinação da capacidade da espiral, cujo valor cresce à medida que se aumenta aquele. Além disso, espirais constituídas por calhas de grande diâmetro proporcionam melhores desempenhos no processamento de minérios com ampla distribuição granulométrica.

De acordo com Sampaio e Tavares (2005), os primeiros protótipos de espirais eram constituídos por calhas com diâmetro padrão de 600mm. Atualmente, os diversos modelos existentes apresentam calhas cujos diâmetros variam entre 580mm a 2000mm.

Em geral, fabricantes recomendam o uso de espirais de maior diâmetro no beneficiamento de carvão, de tamanho intermediário no beneficiamento de minério de ferro, e de pequeno diâmetro no beneficiamento de minerais pesados.

Os sistemas de remoção dos produtos desempenham um papel chave na eficiência das espirais concentradoras. Os *splitters* ou desviadores consistem em dispositivos montados sobre a calha da espiral que permitem a segregação e remoção dos fluxos de concentrado e médio, encaminhando-os para as suas respectivas saídas. Holland-Batt (1995) afirma que, atualmente, estão disponíveis diversos sistemas de separação, que utilizam *splitters* de diferentes perfis.

Os primeiros sistemas, empregados na espiral desenvolvida por Humphreys, consistiam em *splitters* rotativos, com formato de disco, que eram posicionados ao longo da calha, possibilitando desviar paulatinamente o produto denso do fluxo principal para um tubo de coleta (DAVIES; GOODMAN; DESCHENPS, 1991). Sampaio e Tavares (2005) afirmam que este sistema tem como vantagem a remoção quase imediata do produto denso, minimizando a probabilidade das partículas que o constituem de se reportarem ao fluxo errado. Como desvantagem, este sistema registra grande incidência de obstrução dos orifícios de descarga do produto denso, fato que pode ser apontado como causa de sua progressiva substituição por sistemas de remoção de fluxo em canal interno aberto.

Segundo Sampaio e Tavares (2005), outro sistema de remoção do produto denso é aquele que apresenta os *splitters* instalados no final da hélice (Figura 3.12), constituindo o tipo mais encontrado nos modelos atuais de espirais. Ele se caracteriza por não utilizar água de lavagem e efetuar a separação num regime de menor turbulência, proporcionando maior precisão e menor densidade de separação. Geralmente, são utilizados dois ou até três desviadores, possibilitando a segregação da polpa em três ou quatro produtos.

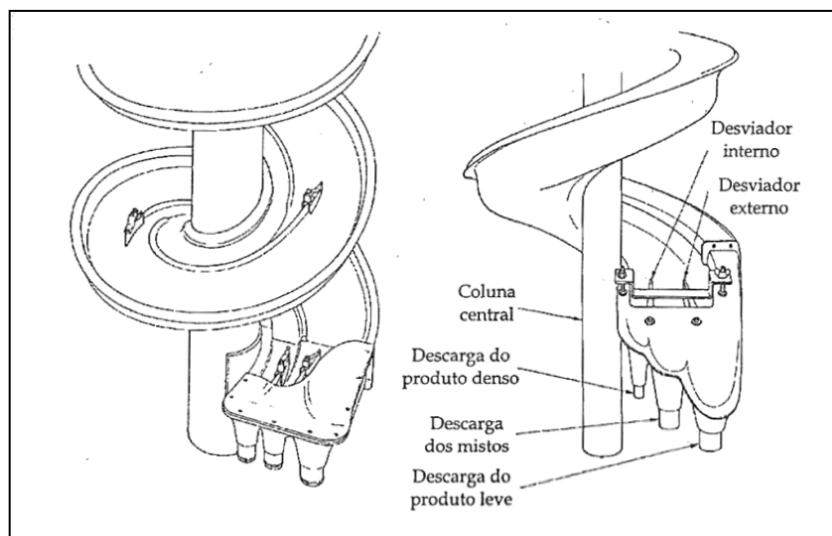


Figura 3.12: Sistemas de remoção do produto denso de dois modelos distintos de espirais concentradoras. Fonte: Sampaio; Tavares, 2005.

Sampaio e Tavares (2005) ressaltam que os *splitters* devem ter um perfil que permita separar os produtos sem causar grande turbulência no fluxo, visto que esse fenômeno reduz a precisão de separação. Neste contexto, Gallagher et al (1986) apud Sampaio e Tavares (2005) afirmam que desviadores mais longos propiciam a segregação do escoamento com o mínimo de turbulência.

Segundo Davies, Goodman e Deschenps (1991), o perfil básico de uma espiral pode ser entendido como o formato da calha onde os minerais mais densos são continuamente separados e direcionados para a parte interior do canal, separando-os dos mais leves. Ele deve ser desenhado, tendo como premissas, a garantia de fluidez da polpa, a obtenção de uma determinada eficiência de separação, o número e o tipo do sistema de divisão do fluxo e a capacidade da espiral. Além disso, segundo Sampaio e Tavares (2005), deve-se atentar para rugosidade da superfície do canal, que deve ter um valor pequeno a fim de se evitar distúrbios no escoamento da polpa.

Ainda de acordo com Sampaio e Tavares (2005), o perfil escolhido deve proporcionar um completo espalhamento da polpa sobre toda a extensão transversal da calha, pois, dessa forma, facilita-se a estratificação do leito de partículas e, conseqüentemente, a obtenção de uma boa precisão de separação. Geralmente, calhas com perfil mais curvilíneo se prestam à concentração de minerais de maior peso específico, ao passo que aquelas de menor curvatura à separação de minerais mais leves, como o carvão (RUBIO, 1988, apud SAMPAIO, 2005).

Outro parâmetro importante de uma espiral é o seu comprimento, que pode ser indicado pelo seu número de voltas. Em geral, ele é determinado considerando-se o grau de dificuldade

para se separar as espécies minerais, pois, quanto maior for este valor, maior deverá ser o tempo de residência da polpa na calha e, por consequência, o comprimento necessário para obtenção de uma boa precisão. Assim, espirais empregadas na etapa de polimento (*cleaner*) requerem um menor número de voltas que aquelas empregadas no estágio de desbaste (*rougher*), por exemplo (SIVAMOHAN; FORSSBERG, 1985).

A utilização de água de lavagem era imprescindível nos primeiros modelos de espirais concentradoras, visto que a sua ausência vinha acompanhada de problemas de desempenho ocasionados pela deposição de partículas ao longo da calha. Além disso, a adição de água de lavagem permitia a remoção das partículas finas leves, que eram arrastadas junto ao leito de partículas densas e contaminava o concentrado.

Não obstante a maior eficiência de espirais que empregam água de lavagem, Millard (1993) apud Sampaio e Tavares (2005) cita que a tendência atual é empregar modelos que dispensem seu uso, fato que se deve às dificuldades operacionais e aos custos associados com a manutenção dos seus canais de distribuição.

No entanto, a eliminação completa da água de lavagem encontra algumas barreiras, especialmente no processamento de minérios densos de alto teor, como ocorre nos estágios finais de polimento. Nestes casos, a grande concentração de sólidos observada nos fluxos de produto denso reduz consideravelmente a mobilidade do leito de partículas, favorecendo sua deposição. Uma das formas de se tentar contornar este problema é a utilização de espirais com número reduzido de voltas nestes estágios (DAVIES; GOODMAN; DESCHEPNS, 1991).

Além dos parâmetros apresentados nos parágrafos anteriores, Holland-Batt (1995) faz algumas ponderações que devem ser consideradas ao se projetar a caixa de alimentação das espirais. Segundo ele, para obtenção de uma boa precisão de separação, a polpa deve ser introduzida na calha numa direção paralela às suas paredes laterais e de forma a se minimizar a distância necessária para o estabelecimento das condições de escoamento permanente. Além disso, a polpa deve ser distribuída por toda a extensão transversal do canal.

3.2.2.7. Variáveis operacionais

Segundo Sampaio e Tavares (2005), a vazão mássica de alimentação, o percentual de sólidos da polpa e a distribuição granulométrica são as variáveis operacionais que exercem mais influencia sobre o desempenho das espirais concentradoras. Nos próximos tópicos, faz-se uma análise de cada uma delas.

3.2.2.7.1. Vazão mássica de alimentação

Sampaio e Tavares (2005) afirmam que a vazão mássica de alimentação constitui a variável operacional de maior influência sobre o desempenho das espirais concentradoras. Seu efeito está relacionado à dependência da intensidade do campo centrífugo com a velocidade de deslocamento do fluxo pelo canal helicoidal.

Conforme analisado anteriormente, à medida que se aumenta a velocidade de escoamento da polpa, intensifica-se o campo centrífugo observado na espiral. Assim, ao se elevar sua vazão mássica de alimentação, mantendo-se constante o percentual de sólidos da polpa, ocorre um incremento da velocidade de deslocamento da polpa e, por consequência, observa-se uma intensificação do campo centrífugo. Por esse motivo, as partículas finas densas e as mistas são empurradas para a lateral externa do canal, descarregando junto com o fluxo de rejeitos. Esse fato provoca a redução dos índices de recuperação do produto denso e o aumento de sua pureza.

Por outro lado, ao se reduzir a vazão mássica de alimentação, há uma redução na intensidade do campo centrífugo, culminando no arraste de partículas leves e grossas para a banda de material denso. Esse fato provoca a redução de sua pureza e uma elevação dos seus índices de recuperação.

Os efeitos, narrados nos parágrafos anteriores, podem ser constatados através da Figura 3.13, na qual é possível constatar que a vazão volumétrica que propiciou a maximização simultânea dos valores de recuperação metálica e de razão de enriquecimento, para uma amostra cujo teor de ferro de alimentação foi de 40%, foi de 70 litros por minuto.

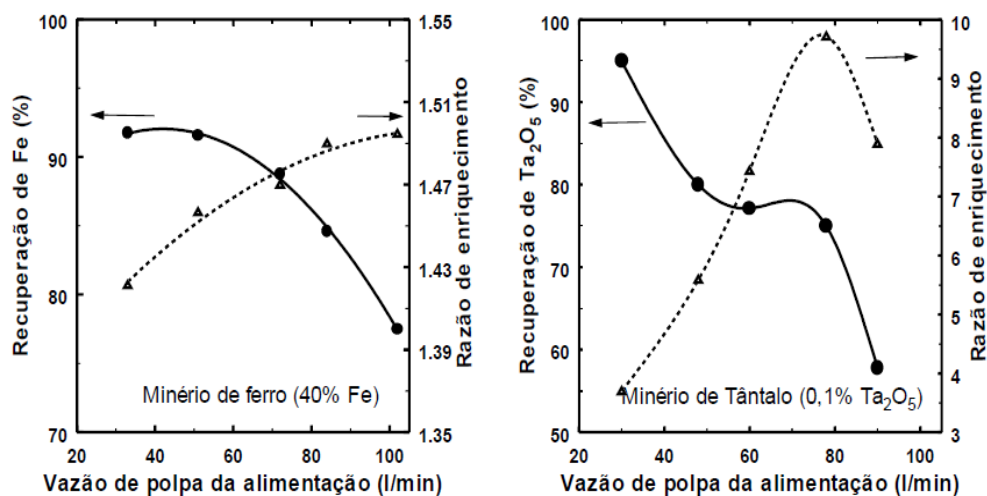


Figura 3.13: Comportamento dos índices de recuperação e enriquecimento em função da vazão da polpa de alimentação. Fonte: Sampaio; Tavares, 2005.

3.2.2.7.2. Concentração de sólidos

A Figura 3.14 apresenta o comportamento do teor de ferro e do índice de recuperação do produto denso em função da vazão e da concentração de sólidos da polpa de alimentação. Ao se examiná-la, é possível constatar que os melhores índices de recuperação metálica e de teor de ferro do produto denso foram alcançados com concentrações de sólido em torno de 30%. Além disso, é possível constatar que o efeito da percentagem de sólidos da polpa depende fundamentalmente da vazão volumétrica de alimentação. Em vazões menores, verifica-se uma queda importante nos índices de recuperação metálica e de teor de ferro do produto denso com a redução dos percentuais de sólido, ao passo que em altas vazões, o efeito observado é diametralmente oposto.

De acordo com Sampaio e Tavares (2005), os efeitos narrados no parágrafo anterior podem ser associados ao aumento da viscosidade da polpa com a concentração de sólidos e a influência desta sobre a intensidade das forças dispersivas de Bagnold.

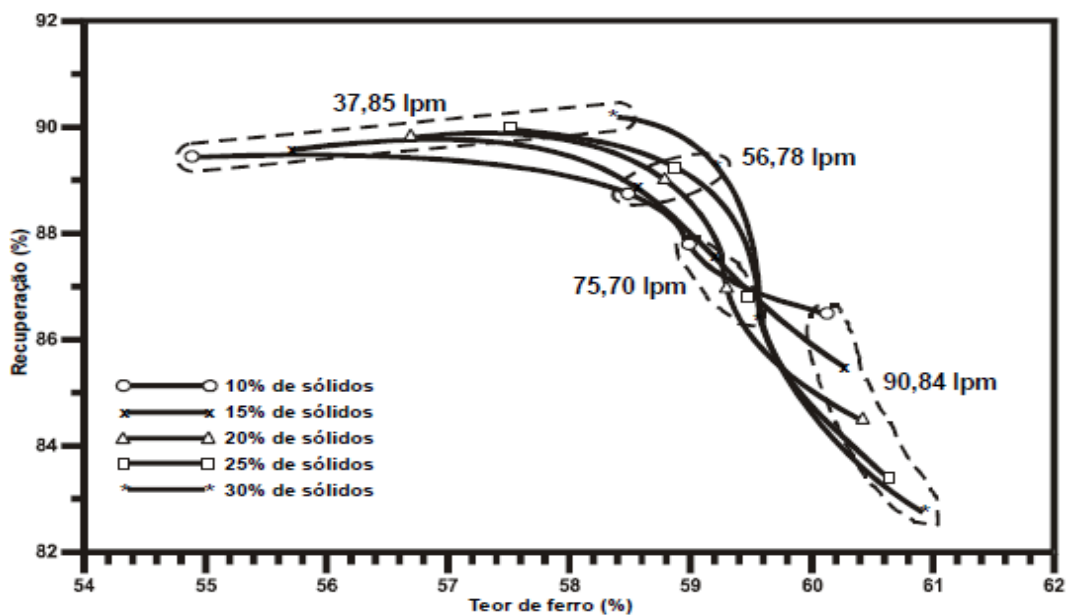


Figura 3.14: Comportamento dos índices de recuperação e do teor de ferro no produto denso em função da vazão e da concentração de sólidos da polpa de alimentação. Fonte: Sampaio; Tavares, 2005.

3.2.2.7.3. Posição dos desviadores

O ajuste da posição dos desviadores é realizado para modificar a densidade de separação e, dessa forma, adequar os índices de qualidade e recuperação do produto denso. Geralmente, ele é empreendido como resposta às mudanças na taxa e/ou nas características do fluxo de alimentação.

Segundo Sampaio e Tavares (2005), tanto a densidade quanto a precisão de separação diminuem à medida que a posição do desviador se aproxima da periferia da calha, onde o regime de escoamento é marcadamente turbulento. Esse fato pode ser constatado por meio da Figura 3.15.

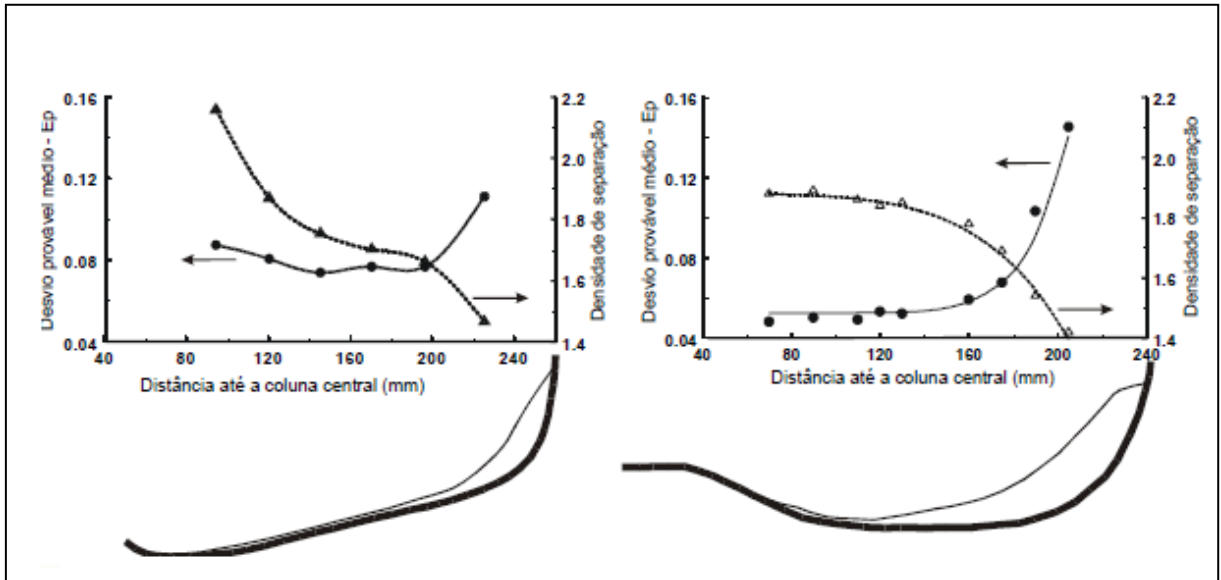


Figura 3.15: Densidade de separação e erro provável médio em função da posição do desviador, dada pela distância a partir da coluna central. Fonte: Sampaio e Tavares, 2005.

3.2.2.7.4. Tamanho da partícula

Como qualquer outro equipamento de concentração, a eficiência do processo de separação da espiral concentradora sofre redução acentuada, quando as partículas, que constituem o minério a ser concentrado, se distribuem num amplo intervalo de tamanhos. Além disso, é importante ressaltar que, à semelhança do que também ocorre com outras tecnologias de concentração, as espirais apresentam uma faixa de tamanhos ótima de processamento, cujos limites superior e inferior situam-se, respectivamente, entre 1,2 e 0,075mm (SAMPAIO; TAVARES, 2005).

Sampaio e Tavares (2005) afirmam que a existência do limite superior está relacionada ao fato de que partículas cujo tamanho é maior que 1,2mm, ainda que dotadas de grande peso específico, ao se interporem ao fluxo secundário, tendem a adquirir uma grande quantidade de movimento, sendo, dessa forma, carreadas para a região externa da calha e, por consequência, para o fluxo de produto leve. Já aquelas de tamanho inferior a 0,075mm, por possuir baixa velocidade de sedimentação, são facilmente arrastadas pelo fluido para a zona externa da calha, encaminhando-se, portanto, para a saída junto com o produto leve.

Sadeghi, Bazin e Renaud (2016), ao estudar a distribuição radial das partículas de óxido de ferro no rejeito de uma espiral concentradora, constataram que à medida que se reduziu o tamanho das partículas a partir de 75 μm , houve uma acentuada nos índices de recuperação dos grãos de óxido de ferro no produto denso, conforme pode se observado na Figura 3.16. Eles, citando Holtham (1992), atribuíram esse fato aos efeitos da força de Bagnold, cuja atuação no regime macroviscoso, prevalecente na zona externa do canal, provoca a elevação dessas partículas, mantendo-as posicionadas nas camadas superiores do fluido, impedindo-as de serem arrastadas, pelo fluxo secundário interno, de volta à banda de produto denso.

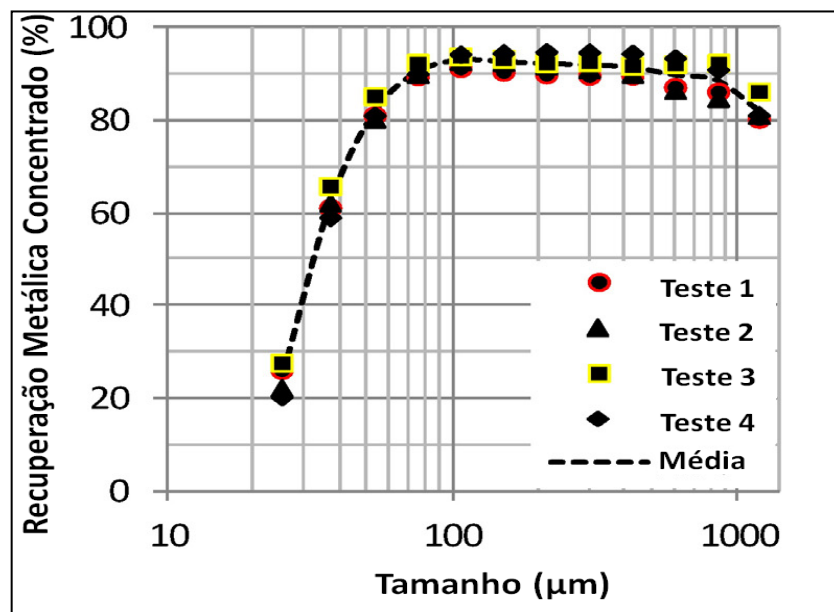


Figura 3.16: Curva de partição das partículas de óxido de ferro para o produto denso. Fonte: Sadeghi, Bazin e Renaud (2016).

Além do tamanho, o formato da partícula influencia significativamente a eficiência de separação das espirais. Partículas tabulares, ainda que densas, são, quando comparadas àquelas com formato isométrico, mais susceptíveis à força de arraste exercida pelo fluido, sendo, por consequência, mais facilmente arrastadas para a periferia da espiral e ao fluxo de partículas leves.

3.2.3. Separação magnética

Valadão e Araújo (2007) afirmam que a separação magnética constitui numa operação unitária cujos mecanismos de segregação das espécies minerais se baseiam nos

diferentes graus de susceptibilidade magnética que elas possuem. Como exemplo, eles citam o emprego dos separadores magnéticos para separar os óxidos de ferro de seu principal mineral de ganga, o quartzo.

De acordo com Parker (1977), a primeira patente de um protótipo de separador magnético foi registrada em 1792 por William Fullarton, o qual foi desenvolvido para concentrar minério de ferro. Não obstante esse fato, Fujita e Svoboda (2003) afirmam que a aplicação dos métodos de separação magnética só ganhou impulso em meados do século 19, quando Ball, Norton, Edison e outros demonstraram a viabilidade de se separar partículas grossas, fortemente magnéticas, de partículas de ganga diamagnéticas. Já no final do século 19, surgiu um grande número de equipamentos destinados a separar minerais de menor susceptibilidade. Já em meados do século 20, os avanços na compreensão dos fundamentos do magnetismo e o desenvolvimento de materiais supercondutores e de ímãs permanentes tornaram possível a extensão da aplicação da separação magnética à separação de partículas mais finas.

Wills (1988) afirma que todos os materiais são, em alguma medida, afetados quando colocados num campo magnético, embora esta influência, na maioria das substâncias, seja tão pequena que se torne imperceptível. Neste contexto, os materiais podem ser classificados, basicamente, em dois grandes grupos, conforme são atraídos ou repelidos pelo campo magnético: diamagnético e paramagnético.

Os materiais diamagnéticos são constituídos por partículas que, ao serem submetidas à ação de um campo magnético, são repelidas em direção à região onde ele é menos intenso. Eles se caracterizam por não possuir momento dipolar magnético permanente, o qual é induzido apenas quando este é submetido a um campo magnético externo. Além disso, a repulsão decorre da orientação contrária do campo induzido, no interior da partícula, ao do campo externo aplicado (HALLIDAY; RESNICK; MERRIL, 1994).

O segundo grupo é constituído por materiais que são atraídos pelo campo magnético, os quais podem ser subgrupados em paramagnéticos e ferromagnéticos. O paramagnetismo é observado em partículas cujos átomos possuem momento dipolar magnético diferente de zero, porém, por estarem orientados aleatoriamente, cancelam-se mutuamente. No entanto, ao serem expostos a um campo magnético externo, esses dipolos elementares se alinham parcialmente, resultando num momento dipolar magnético global diferente de zero (HALLIDAY; RESNICK; MERRIL, 1994).

O ferromagnetismo é observado em apenas alguns elementos, nomeadamente, no ferro, no cobalto e alguns compostos e ligas por eles constituídos. Nesses materiais, os momentos dipolares magnéticos dos átomos estão alinhados, resultando no surgimento de regiões com intensos momentos magnéticos. Neste contexto, a exposição deles a um campo magnético externo tem a capacidade de intensificar esse alinhamento, fazendo com que surja um forte campo magnético interno, o qual se orienta no mesmo sentido que o externo e permanece quando este é removido (HALLIDAY; RESNICK; MERRIL, 1994).

O campo magnético, medido no sistema internacional (S.I) em A/m, pode ser definido como a região do espaço onde se verifica a atuação de uma força magnética, dada pela equação (3.49). Ele consiste numa grandeza vetorial \vec{H} , ou seja, que se caracteriza por ter módulo, direção e sentido (WILLS, 1988).

$$\vec{F} = m\vec{H} \quad (3.49)$$

Onde m é um polo magnético hipotético, medido em Webber.

Segundo King (2001), uma partícula, ao ser exposta a um campo magnético, vai interagir com ele, tornando-se magnetizada. Conforme expresso pela equação (3.50), a intensidade de magnetização ou de indução magnética é diretamente proporcional à magnitude do campo magnético aplicado e à permeabilidade do meio μ .

$$\vec{B} = \mu\vec{H} \quad (3.50)$$

Sendo as unidades de \vec{B} e μ , no S.I., iguais a, respectivamente, Tesla (T) e $N \cdot A^{-2}$.

Conforme explicitado pela equação (3.51), a indução magnética de uma partícula é constituída por duas parcelas, uma relacionada ao campo magnético externo e outra que resulta de sua magnetização.

$$B' = \mu' = \mu_0 H' + J' \quad (3.51)$$

Onde J' é a parcela que expressa a magnetização da partícula e consiste no momento magnético dipolar induzido na partícula por unidade de volume ($Wb \cdot m/m^3$).

O momento dipolar magnético da partícula pode ser calculado através da equação (3.52), a qual evidencia que ele é diretamente proporcional à magnitude do campo que se estabelece em seu interior e a uma propriedade intrínseca do material, denominada susceptibilidade magnética (k), que, por sua vez, relaciona a sua magnetização à intensidade do campo nela induzida.

$$\vec{J}' = \mu_0 k \vec{H}' \quad (3.52)$$

Substituindo-se a equação (3.52) em (3.51) e comparando-se a expressão resultante com aquela expressa em (3.50), constata-se que a permeabilidade magnética se relaciona

diretamente com a susceptibilidade do material, intensificando ou reduzindo a intensidade da indução magnética a depender de seu valor.

$$B' = \mu_0 H' + \mu_0 k H' = \mu_0 (1 + k) H' \quad (3.53)$$

$$\mu = \mu_0 (1 + k) \quad (3.54)$$

A Figura 3.17 apresenta um gráfico que ilustra o comportamento da susceptibilidade magnética com a intensidade do campo magnético externo. Conforme pode ser constatado, a susceptibilidade magnética é uma propriedade intrínseca do material e sua relação com o campo magnético externo depende da classe à qual ela pertence. Os diamagnéticos e os paramagnéticos se caracterizam por exibir uma relação linear com a intensidade do campo, diferindo-se, entre si, pelo sinal do valor de k , que é negativo nos primeiros e positivos nos segundos. Já os ferromagnéticos apresentam valores de k muito maiores que aqueles verificados com os dois primeiros tipos de material, exibindo um comportamento não linear com o campo aplicado.

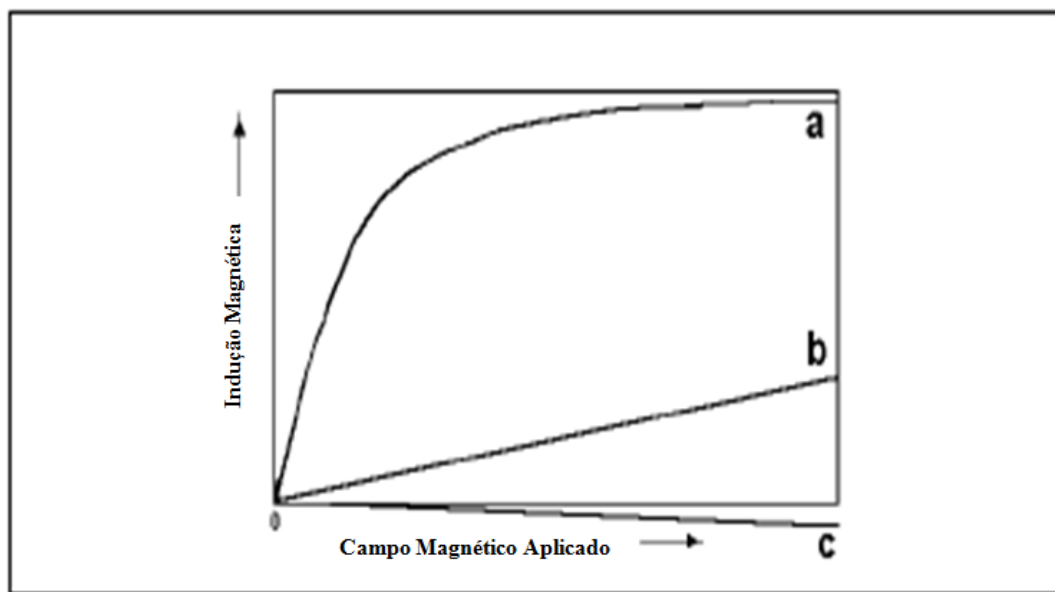


Figura 3.17: Comportamento da indução magnética em função da intensidade do campo magnético aplicado, sendo as curvas: a característica dos materiais ferromagnéticos, b de materiais paramagnéticos e c de partículas diamagnéticas. Fonte: Luz et al, 2010.

De acordo com Wills (1988), a capacidade de um ímã ou de um eletroímã de transladar uma partícula não depende somente da intensidade do campo magnético por eles gerados, mas também do seu gradiente, ou seja, de sua taxa de variação no espaço tridimensional.

King (2001), ao analisar a força magnética translacional, constatou que ela pode ser decomposta em dois componentes, dado por (3.55). O primeiro termo, com dimensões de m^3 , consiste no volume magnético e expressa a dependência da força translacional com as características físicas de uma partícula. Já o segundo (f_m), com dimensões de N/m^3 , constitui a densidade magnética e explicita a dependência entre essa grandeza e o gradiente do campo magnético (∇H), que, por sua vez, depende do projeto da máquina.

$$F = V_m f_m \quad (3.55)$$

Onde:

$$V_m = \frac{0,5 v_p \mu_0 k}{1 + kN} \quad (3.56)$$

sendo: v_p o volume da partícula; N o fator de desmagnetização, cujo valor depende da forma da partícula; μ_0 a permeabilidade magnética no vácuo.

e

$$f_m = \mu_0 \nabla H^2 \quad (3.57)$$

De acordo com Fujita e Svoboda (2003), além da força magnética, diversas outras, que se opõem a ela, atuam sobre uma partícula num separador magnético. Dentre estas forças, eles enumeram a gravitacional e a de arraste hidrodinâmico, cujos valores podem ser determinados pelas equações (3.10) e (3.12).

$$F_b = \rho_f V_b g \quad (3.10)$$

$$F_D = C_D \left(\frac{1}{2} \rho_f v^2 \right) A_c \quad (3.12)$$

Conforme esquematizado na Figura 3.18, o mecanismo de separação se baseia no balanço entre a força magnética e aquelas que se opõem a ela. Partículas magnéticas são separadas das demais, na medida em que nas primeiras, a força magnética é mais intensa que aquelas concorrem que com ela. Dessa forma, elas serão fortemente atraídas pelo campo magnético, separando-se das outras não magnéticas, que tendem a permanecer no fluxo.

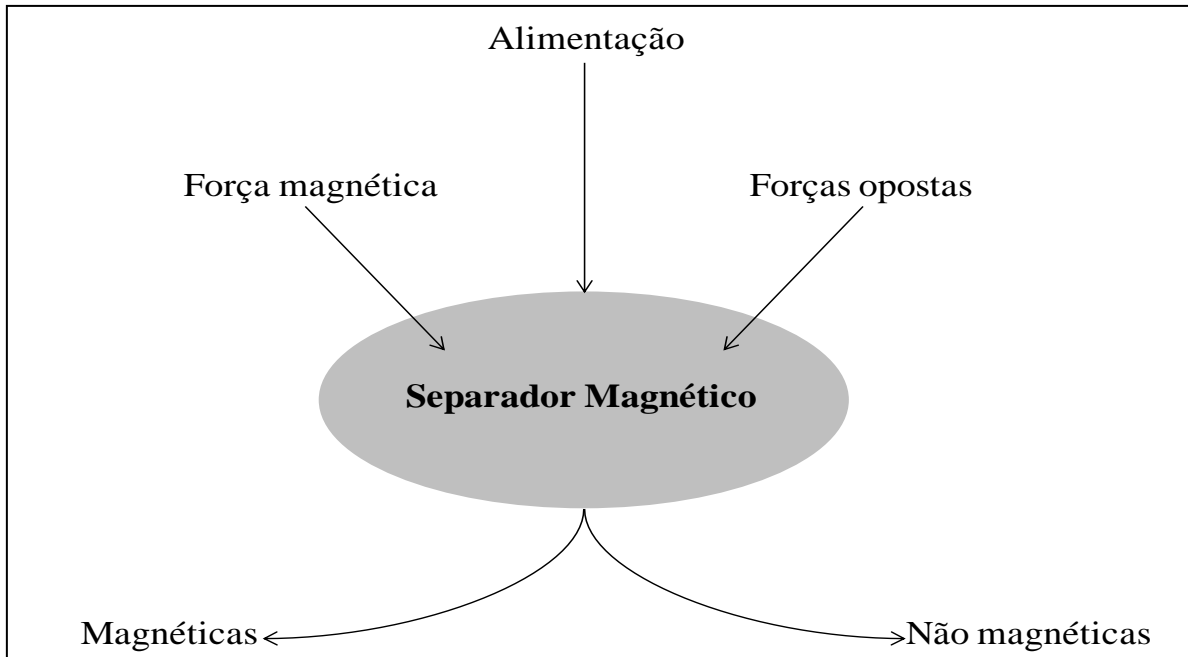


Figura 3.18: Diagrama mostrando esquematicamente o mecanismo de separação de um separador magnético. Fonte: Fujita; Svoboda, 2003.

3.2.3.1. Tipos e equipamentos

Parker (1977) afirma que os separadores podem ser classificados, tendo como critérios, a intensidade do campo magnético aplicado e a forma como o material é processado, que pode ser a seco, quando o minério é processado em sua umidade natural, ou a úmido, que se caracteriza por ser beneficiado em forma de polpa. Outro critério é o tipo de equipamento utilizado, que pode ser de correias cruzadas, tambor, rolos induzidos, carrossel e etc. A Figura 3.19 apresenta um diagrama de classificação com as principais aplicações dos respectivos equipamentos.

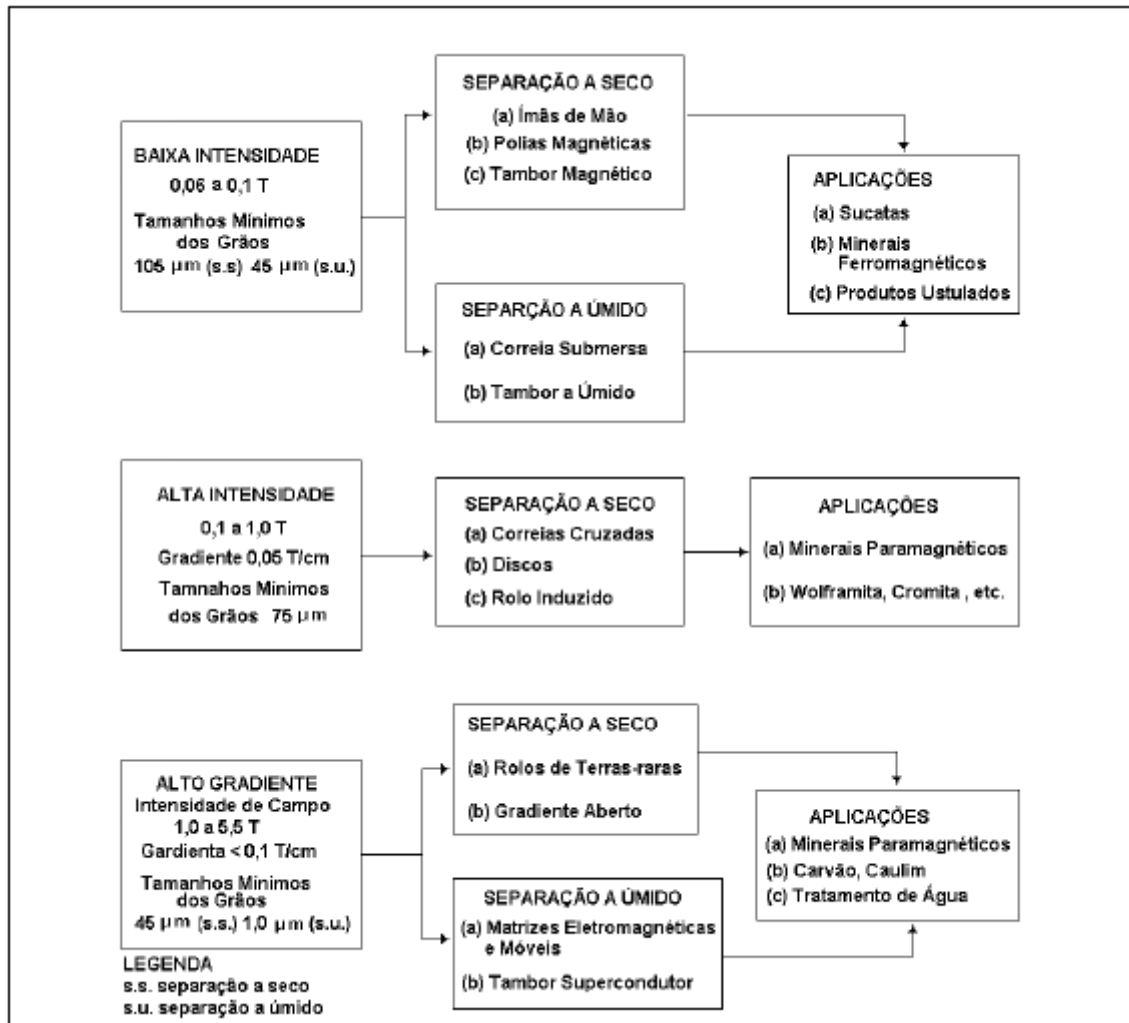


Figura 3.19: Esquema de classificação dos separadores magnéticos. Fonte: Luz et al, 2010.

Segundo Wills (1988), alguns requisitos são comuns a todos os tipos de separadores magnéticos, independentemente se eles são de baixa ou alta intensidade ou se operam a seco ou a úmido. O primeiro, como abordado nos parágrafos anteriores, é a presença do gradiente magnético, visto que sua existência é imprescindível para existência de uma força de translação magnética, a qual é responsável pela separação das partículas magneticamente susceptíveis daquelas que não são.

Wills (1988) afirma que o método mais simples de induzir o surgimento de um gradiente magnético consiste em montar um polo em formato de V sobre uma superfície plana, conforme pode demonstrado na Figura 3.20. Este design possibilita a concentração das linhas de força numa área reduzida, criando um intenso gradiente de campo magnético.

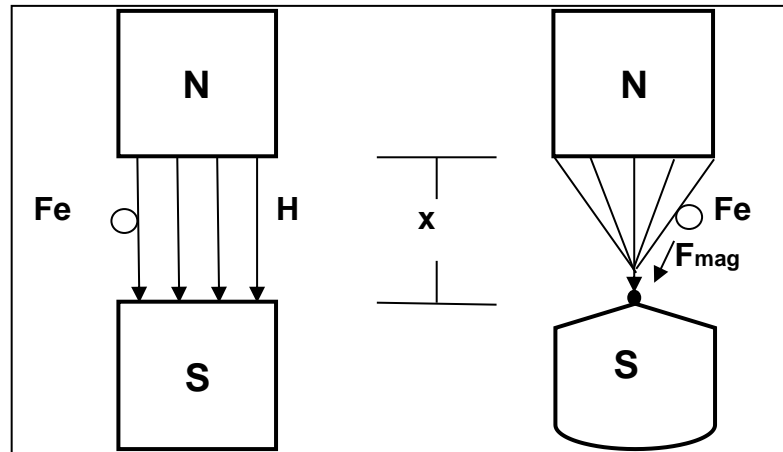


Figura 3.20: Configuração de um campo magnético uniforme (à esquerda) e com gradiente magnético (à direita).
Fonte: Wills, 1988.

Além de dispositivos que possibilitem o estabelecimento do gradiente magnético, é necessário que as máquinas sejam dotadas de dispositivos que permitam regular a intensidade do campo para lidar com diversos tipos de material. Nos equipamentos onde o campo é produzido por bobinas eletromagnéticas, o ajuste da intensidade é feito por meio da variação da corrente elétrica, ao passo que naqueles constituídos por ímãs permanentes, esse valor é regulado variando-se a distância entre os polos (WILLS, 1988).

3.2.3.1.1. - Separador magnético de alta intensidade a úmido

Segundo Wills (1988), o surgimento dos separadores magnéticos de alta intensidade a úmido (WHIMS), na década de 60, representou um grande avanço, pois possibilitou a concentração de minerais paramagnéticos com baixa susceptibilidade magnética, constituídos por partículas extremamente finas ($-75\mu\text{m}$).

Wills (1988) afirma que o Separador de Carrossel tipo *Jones* é o equipamento mais conhecido desta classe de concentradores. Ele é constituído por duas mesas rotativas, em cujas extremidades, dispõem-se radialmente as matrizes ferromagnéticas, as quais são responsáveis pela separação entre as espécies minerais. Nestes separadores, o campo magnético é gerado por bobinas elétricas enclausuradas em compartimentos, posicionadas em locais fixos e cuja temperatura é controlada por meio de sistemas apropriados de resfriamento.

Cada rotor dispõe de um sistema independente de alimentação, constituído por tubos e caixas de alimentação, as quais têm a função de desacelerar a velocidade do fluxo e distribuir a polpa uniformemente sobre toda a superfície da matriz ferromagnética. Além

destes componentes, cada carrossel possui sistemas de injeção de água para auxiliar na remoção das partículas que ficam aderidas à superfície das matrizes ferromagnéticas.

A alimentação, em forma de polpa, é introduzida continuamente, sobre a superfície das matrizes ferromagnéticas, em pontos localizados simetricamente antes do início da região de influência do campo magnético. Ao girar e passar em frente às bobinas elétricas, as matrizes se imantam, atraindo para suas paredes, as partículas magneticamente susceptíveis, ao passo que aquelas que são diamagnéticas ou fracamente magnéticas seguem o fluxo de polpa e descarregam na calha de rejeitos. Na sequência, já com o campo menos intenso, o rotor recebe a primeira injeção de água para remover as partículas fracamente aderidas às matrizes, as quais são recolhidas na calha de médio, aumentando a pureza do concentrado magnético. Ao alcançar o ponto médio entre as bobinas, onde o campo magnético se anula, o leito de partículas recebe outra injeção de água que, por sua vez, remove o produto magnético, direcionando-o à calha de concentrado.

As matrizes consistem em caixas metálicas dotadas de paredes ranhuradas, as quais estão espaçadas entre si a uma distância fixa (gap) e são construídas com ligas de aço ferromagnético, cuja função é intensificar o campo magnético produzido pelas bobinas elétricas. Além disso, as paredes ranhuradas causam a concentração das linhas de força do campo em pontos específicos no interior das matrizes, levando ao surgimento de um intenso gradiente magnético (SVOBODA, 1981).

Embora o emprego de materiais ferromagnéticos na construção das matrizes possibilitasse o aumento de eficiência energética das máquinas de alta intensidade, a capacidade de retenção do campo magnético desses materiais dificulta o processo de remoção das partículas de alta susceptibilidade magnética, as quais se aderem firmemente à superfície de suas paredes. Isso acarreta a obstrução das matrizes e, por consequência, a necessidade de longas paradas operacionais para desobstrução destas. Por esse motivo, em locais onde se verifica a existência de minerais ferromagnéticos, faz-se necessário instalar, previamente, etapas de separação magnética de baixa e média intensidade para remoção destas espécies.

3.2.3.1.2. Aplicações da separação magnética

Queiroz (2008), ao analisar a aplicabilidade da tecnologia de separação magnética à concentração de minério de ferro, propôs, com base na resposta de suas respectivas partículas à aplicação do campo magnético, o agrupamento destas em três categorias distintas.

A primeira categoria é composta por grãos que manifestam susceptibilidade magnética em campos magnéticos de baixa intensidade, cujo valor é inferior a 1200 Gauss. Essa classe de partículas se caracteriza por apresentar cristais de magnetita preservados, que podem estar individualizados ou associados aos grãos de outras espécies. Segundo Queiroz (2008), minérios cuja participação de magnetita constitua 30% de seu volume total são passíveis de serem recuperados em equipamentos de separação magnética de baixa intensidade.

O segundo grupo é constituído por partículas susceptíveis magneticamente a campos de intensidade média (valores entre 1200 e 9000 Gauss). A identidade dos minerais responsáveis pelo magnetismo é similar àquela observada no primeiro grupo, diferindo daquele apenas na proporção volumétrica de magnetita, cujo valor se situa entre 5 e 30% (QUEIROZ, 2008). Queiroz (2008) afirma que, nesta condição, a etapa de concentração magnética de alta intensidade deve ser precedida por um estágio de desbaste, composto por separadores que empregam campos de média intensidade.

O terceiro grupo é formado por partículas que só manifestam susceptibilidade magnética em campos de alta intensidade (valores superiores a 12000 Gauss). Segundo Queiroz (2008), essa classe se caracteriza por não possuir grãos individualizados de magnetita ou no máximo 5% de partículas mistas deste mineral com outros óxidos de ferro. A concentração destas espécies demanda a utilização de separadores de alta intensidade. Outro ponto, abordado por Queiroz (2008), é a influência da porosidade e da distribuição granulométrica das partículas que serão concentradas sobre a eficiência do processo de concentração em separadores Jones. Ele afirma que partículas porosas e cujo tamanho é inferior a 45 μ m têm grande probabilidade de ser arrastadas hidraulicamente para o rejeito.

3.3.Mina de Casa de Pedra

A Mina Casa de Pedra encontra-se situada no município de Congonhas, no estado de Minas Gerais, a 80 km ao sul de Belo Horizonte. A mina pertence a CSN Mineração, segunda maior exportadora de minério de ferro do Brasil e a sexta do mundo. A Figura 3.21 mostra a localização da mina.

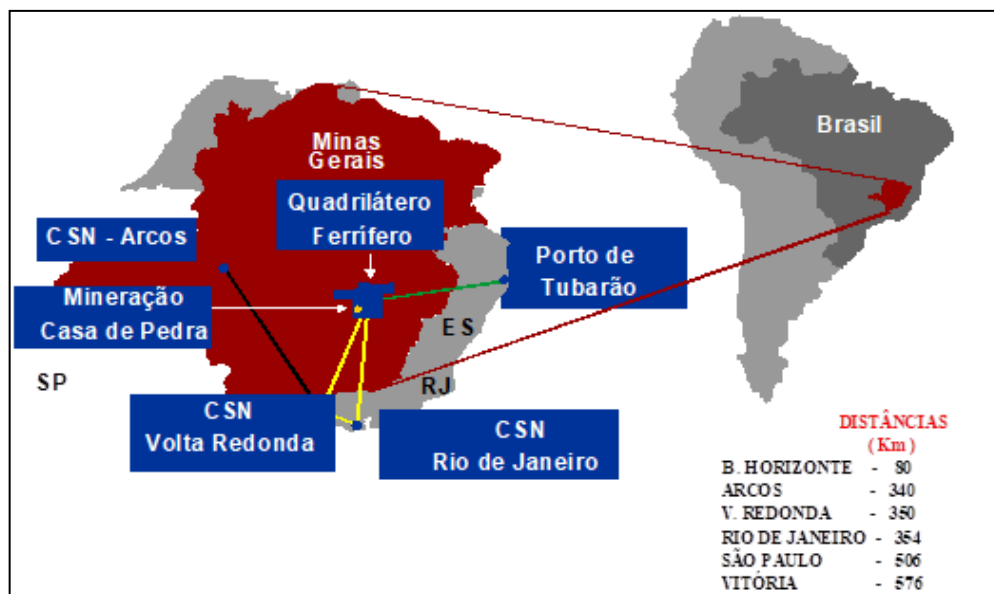


Figura 3.21: Localização da Mina de Casa de Pedra. Fonte: CSN MINERAÇÃO, 2017.

A mina produz minério de ferro de elevado teor e com ótimas propriedades físicas, sendo os produtos classificados em granulado, *sinter-feed* e *pellet-feed*. Casa de Pedra é responsável pelo suprimento integral de minério de ferro para a Usina Presidente Vargas/CSN, em Volta Redonda (RJ) e ainda comercializa seus produtos nos mercados interno e externo.

3.3.1. Processo de beneficiamento

O processo de beneficiamento de Casa de Pedra inclui todas as etapas necessárias para a obtenção de diferentes tipos de minério de ferro. As etapas de beneficiamento incluem britagem, peneiramento, homogeneização, classificação e concentração. Os principais produtos gerados em Casa de Pedra são: granulado, *sinter feed* e *pellet feed*. A Figura 3.22 descreve esquematicamente o fluxograma de produção da mina Casa de Pedra.

O processo começa com as etapas de cominuição ou britagem, cuja função é reduzir o tamanho das partículas a um valor inferior a 50mm.

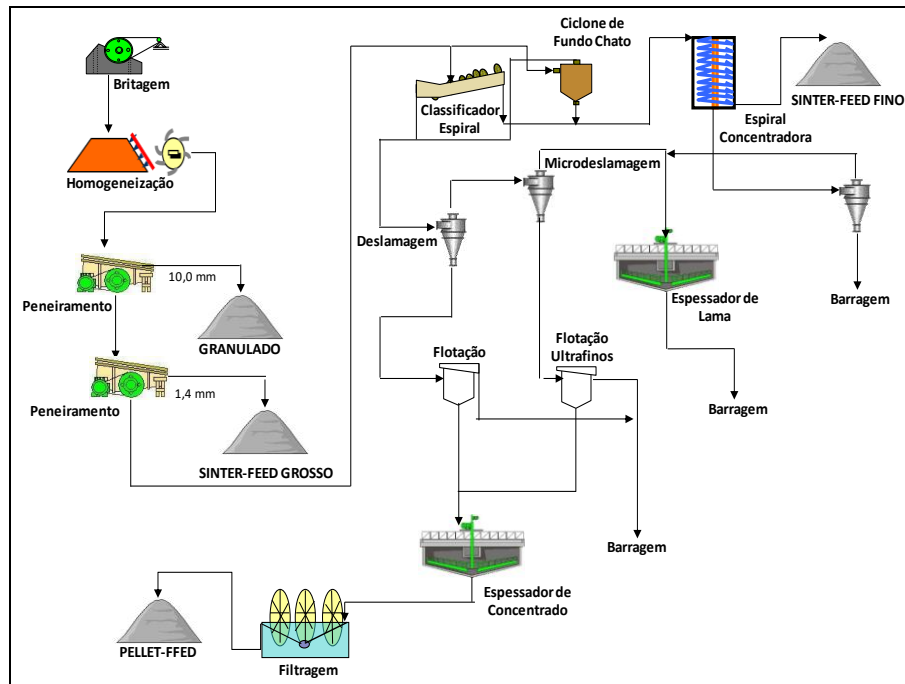


Figura 3.22: Fluxograma simplificado do processo de produção da Mina de Casa de Pedra.

Após a etapa de cominuição, o Run of Mine (ROM) é encaminhado por correias transportadoras para os pátios de empilhamento, onde são formadas as pilhas de homogeneização, que, posteriormente, são recuperadas por duas retomadoras tipo *bridge bucket wheel reclaimer*. O ROM recuperado é transportado, por correias transportadoras, à etapa de classificação.

A etapa de classificação é constituída por equipamentos que se destinam a separar o ROM em quatro classes granulométricas distintas: granulado (+10mm), *sinter-seed* grosso (-10 e +1mm), *sinter feed* fino (-1mm e +0,15mm) e os finos (-0,15mm). Os dois primeiros consistem em produtos finais, ao passo que o *sinter feed* fino deverá ser direcionado à planta de concentração gravítica e os finos seguem para os circuitos de deslamagem e flotação.

O processo de deslamagem é realizado em quatro estágios. O primário é composto por 6 linhas paralelas, sendo três constituídas por três baterias de seis ciclones e a outra metade por baterias de oito ciclones, ambos com diâmetro de 508mm (20"). Sua alimentação provém do *overflow* do classificador espiral e do ciclone de fundo chato. O *underflow* e o *overflow* destes ciclones são encaminhados, respectivamente, para os estágios secundário e terciário.

O estágio terciário é constituído por seis linhas sendo, respectivamente, três compostas por baterias de vinte e quatro ciclones e as outras três por baterias de trinta ciclones de 254mm (10"). O *underflow* (UF) desta etapa juntamente com o UF do estágio

primário constituem a alimentação do estágio secundário, ao passo que o *overflow* destes ciclones é encaminhado para a microdeslamagem.

Similarmente aos dois estágios descritos anteriormente, o estágio secundário é formado por seis linhas, sendo três formadas por baterias de 28 ciclones e as outras três por baterias de 30 ciclones de 154mm (6"). O *underflow* deste estágio é direcionado para a flotação de finos ao passo que o *overflow* (*OF*) constitui a alimentação da microdeslamagem.

A microdeslamagem e a flotação de ultrafinos constituem um circuito paralelo de concentração e recuperação de ferro fino das lamas. Conforme já mencionado, a alimentação da microdeslamagem é constituída pelo *overflow* dos estágios secundário e terciário da deslamagem de finos. Este estágio é composto por vinte e quatro baterias de vinte e cinco ciclones de 102mm (4"). O *underflow* desta etapa é direcionado para a flotação de ultrafinos e o *overflow*, para o espessador de lamas.

Conforme mencionado anteriormente, os produtos da deslamagem de finos e da microdeslamagem são direcionados, respectivamente, para as plantas de flotação de finos e ultrafinos.

A flotação de finos é realizada em quatro estágios: *rougher*, *cleaner*, *recleaner* e *scavenger*. O *underflow* dos ciclones do estágio secundário é direcionado ao estágio *rougher*, que é constituído por dez colunas. O *overflow* e o *underflow* destas colunas consistem, respectivamente, em rejeito final e alimentação do estágio *cleaner*.

Os dois estágios finais da flotação (*cleaner* e *recleaner*) são constituídos, cada um, por quatro colunas. O *underflow* das colunas *cleaner* alimenta a etapa *recleaner* e o concentrado deste estágio consiste em produto final da flotação, sendo, dessa forma, encaminhado às etapas de separação sólido-líquido (espessamento e filtração). O rejeito dos dois estágios é encaminhado à etapa *scavenger*, composta por quatro colunas. O concentrado e o rejeito destas colunas consistem, respectivamente, em carga circulante (retornando à alimentação do estágio *rougher*) e em rejeito final.

Já a flotação de ultrafinos é composta por duas linhas paralelas, constituída por dois estágios: *rougher* e *cleaner*. Similarmente ao que ocorre na flotação de finos, o *underflow* dos ciclones da microdeslamagem é direcionado ao estágio *rougher*, do qual são retirados dois produtos: concentrado e rejeito. O primeiro alimenta o estágio *cleaner* e o último consiste em rejeito final.

No estágio *cleaner* são obtidos dois produtos: concentrado e rejeito. O primeiro consiste em produto final sendo encaminhado para as etapas de espessamento e filtragem. Já o segundo, juntamente com o rejeito *rougher*, é encaminhado para barragem (rejeito final).

O circuito de concentração do *sinter-feed* fino, que deverá ser operacionalizado, constitui-se de espirais concentradoras e é composto por quatro módulos paralelos, sendo cada módulo constituído por três estágios: *rougher*, *cleaner* e *scavenger*.

O circuito de espirais *rougher* é composto por 10 bancos de 8 espirais triplas, modelo *HG10* com 5 voltas, da *Mineral Technologies*®. A alimentação deste estágio constitui-se do *underflow* dos classificadores espirais e dos ciclones de fundo chato, ao passo que o concentrado e o rejeito seguirão para os estágios *cleaner* e *scavenger*, respectivamente.

O estágio *cleaner* é formado por 10 bancos de 6 espirais triplas, modelo *VHG* com 4 voltas, da *Mineral Technologies*®. A alimentação desta etapa, conforme mencionado no parágrafo anterior, se constituirá do concentrado da etapa *rougher*, enquanto os fluxos de concentrado e rejeito consistirão, respectivamente, em produto final e carga circulante, retornando, neste caso, à alimentação do circuito de concentração.

O estágio *scavenger* constitui-se de 2 bancos com 12 espirais triplas, modelo *HG10* com 5 voltas, da *Mineral Technologies*®. Nesta etapa serão obtidos dois produtos: concentrado e rejeito. O primeiro consistirá em carga circulante e retornará à alimentação *rougher*, ao passo que o segundo constituirá rejeito final e se encaminhará ao sistema de adensamento de rejeitos.

O sistema de adensamento de rejeitos compõe-se de 10 ciclones de 15 polegadas e terá a incumbência de separar o rejeito total em duas frações: fina e grossa. A primeira, com d_{95} de 150 μ m, se encaminhará ao espessador de lammas para adensamento e recuperação de água, ao passo que o *underflow*, devidamente adensado, seguirá para a barragem.

4. METODOLOGIA

Nesta etapa apresentar-se-á a metodologia que foi utilizada no estudo de concentração da fração fina do *sinter-feed*. O estudo teve como objetivo avaliar o desempenho das espirais concentradoras e a viabilidade técnica de se concentrar o rejeito “grosso” que será produzido com o início de operação deste estágio, recuperando parte de sua massa. Neste contexto, foram disponibilizadas pela equipe de geologia da CSN cinco amostras distintas de itabirito friável, para realização dos ensaios.

4.1. Origem e caracterização da amostra

Para definição dos tipos de itabirito friável que seriam amostrados, adotou-se, como parâmetro, o teor de ferro da fração granulométrica correspondente ao *sinter-feed* fino, ou seja, àquela compreendida entre 150 μ m e 1mm, cujos valores deveriam oscilar entre 48 e 61% de Fe. A adoção desta faixa de valores se baseou nos teores observados no plano de lavra.

A amostragem foi conduzida pela equipe de geologia e realizada em pontos distintos (Figura 4.1) da mina, em frentes que possuíam afloramentos deste tipo litológico. A coleta das amostras foi feita através da construção de canaletas e em conformidade com o procedimento de amostragem de frentes de lavra da CSN. Em cada ponto foi coletada 1,2 tonelada de material.

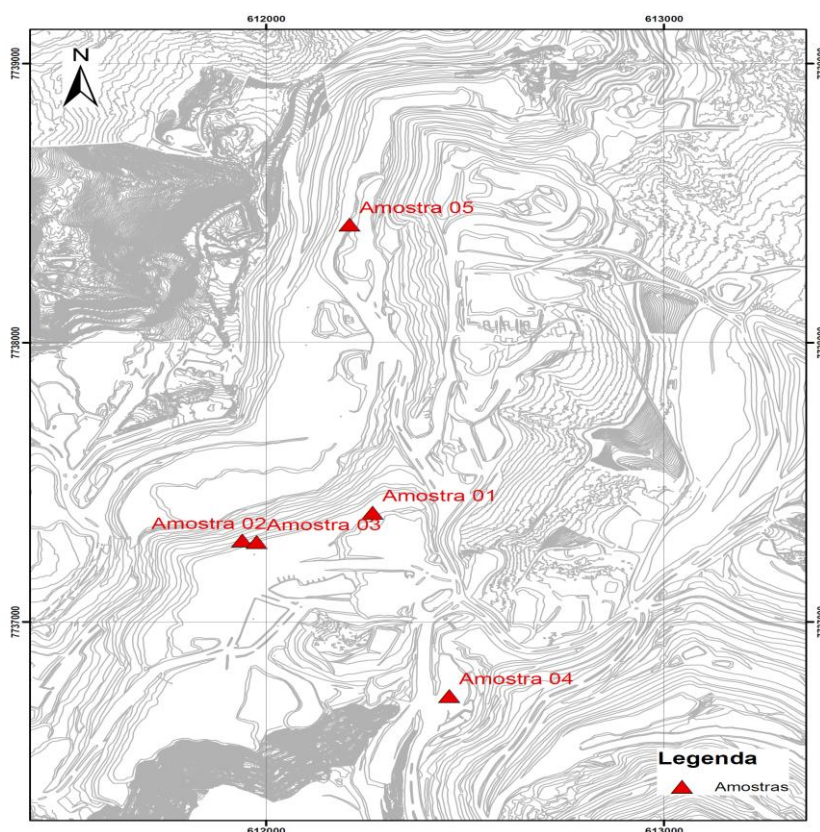


Figura 4.1: Localização dos pontos onde as amostras foram retiradas.

Após a coleta, as amostras foram encaminhadas ao laboratório de processos para ser devidamente caracterizadas.

Os trabalhos de caracterização envolveram a realização de análises química, granulométrica e mineralógica. Para isso, foi retirada de cada amostra uma alíquota de aproximadamente 1kg.

Para obtenção desta alíquota, a técnica de homogeneização e fracionamento empregada foi a de pilha cônica.

Os ensaios de peneiramento foram realizados nas telas com as seguintes aberturas (μm): 50.000, 31.500, 25.000, 9.500, 6.350, 2.000, 1.000, 500, 300, 212, 150.

As frações mássicas retidas em cada uma das peneiras empregadas e a alíquota global, previamente separada, foram encaminhadas à análise química. Neste caso, o método empregado para determinação dos teores foi a fluorescência de raios X.

Para avaliar a composição mineralógica, encaminhou-se uma alíquota correspondente às frações retidas em cada uma das telas utilizadas para microscopia óptica. As análises foram feitas num microscópio Leica DM 2500P®, dotado de sistema de captura de imagem acoplado e em um estereomicroscópio Zeiss Stemi DV4®. Excetuando-se as partículas maiores que 9,5mm, cuja análise no estereomicroscópio empregou os próprios grãos soltos da amostra, todas as outras foram analisadas no microscópio, empregando-se seções polidas.

4.2. Realização dos ensaios

A Figura 4.2 apresenta o fluxograma com a metodologia dos ensaios de concentração do *sinter-feed* fino.

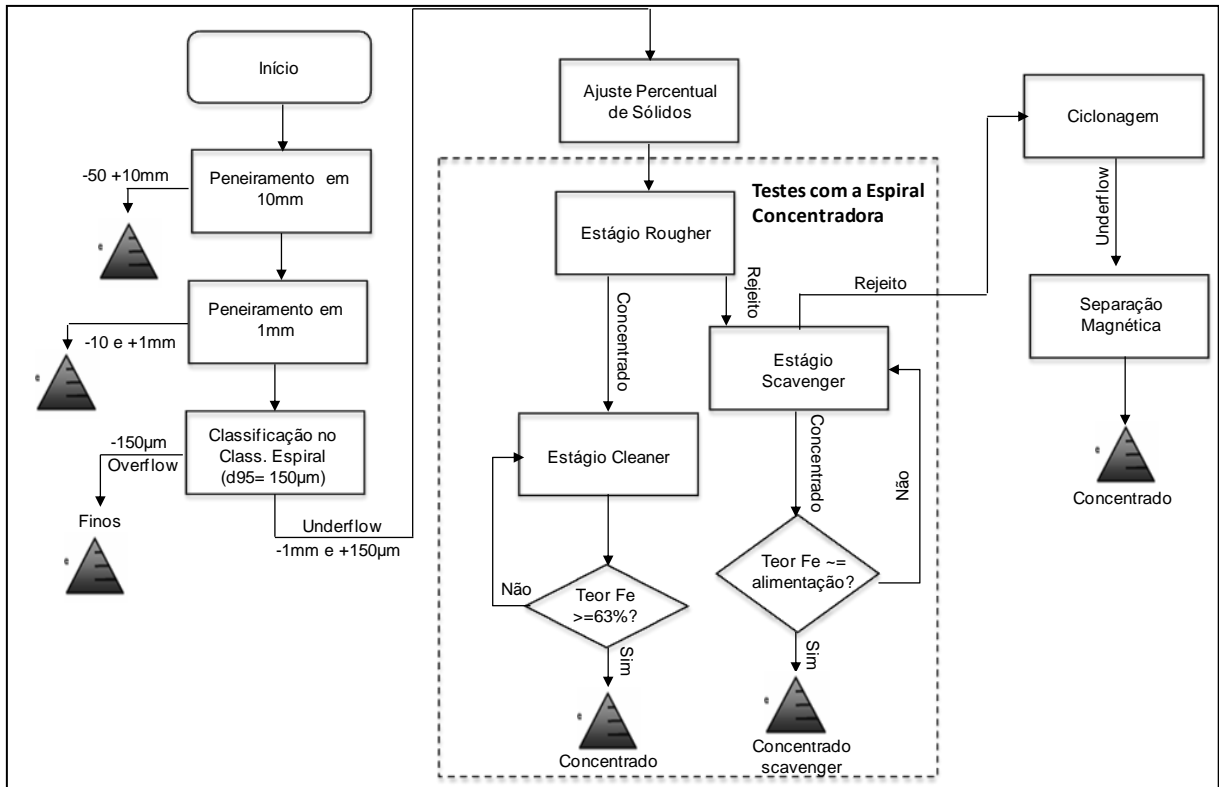


Figura 4.2: Fluxograma de realização dos ensaios.

Para obtenção da fração fina do *sinter-feed* fino, a amostra com granulação inferior a 50mm foi processada num circuito piloto, constituído por duas peneiras em série (malhas de 10 e 1mm) e um classificador espiral operando a taxa contínua de 1t/h. Ressalta-se que para realização dos testes de concentração com cada uma das amostras de ROM, foi necessário a obtenção de aproximadamente 150kg (base seca) de *underflow* do classificador espiral.

Do *underflow* do classificador espiral, foi separada uma alíquota para determinação das características mineralógicas, granulométricas e químicas da amostra. As análises mineralógicas, as quais compreenderam a determinação dos respectivos graus de liberação e a identificação das espécies minerais das frações retidas nas malhas (μm): 212, 150, 75 e 38, foram feitas num microscópio Leica DM 2500P®, dotado de sistema de captura de imagem acoplado. Ressalta-se que para realização das análises, empregaram-se seções polidas confeccionadas com as alíquotas retidas em cada uma dessas peneiras.

Os ensaios de concentração da fração fina do *sinter-feed* fino foram feitos utilizando o mesmo protótipo instalado na planta industrial: modelo HG-10, com 5 voltas, da *Mineral Technologies*® e procuraram reproduzir o fluxograma de processos existente no prédio das

espirais concentradoras. Ressalta-se que em todos os testes, operou-se com o leme posicionado para gerar somente concentrado e rejeito.

A amostra, proveniente do underflow do classificador espiral, foi processada separadamente de forma descontínua em três estágios: *rougher*, *scavenger* e *cleaner*.

Para realização dos testes, contou-se com um sistema constituído por um *loop* (Figura 4.3) contendo uma bomba centrífuga acoplada a uma caixa de alimentação, a qual estava interligada ao distribuidor de alimentação da espiral. A amostra, proveniente do *underflow* do classificador espiral, foi adicionada à caixa juntamente com a quantidade de água necessária, previamente calculada, para obtenção de polpa com percentual de sólidos de 35%. A vazão volumétrica de alimentação da espiral concentradora foi regulada em 4,5m³/h. Operou-se com o sistema em circuito fechado, com os fluxos de concentrado e rejeito retornando para a caixa de alimentação do *loop*, até a estabilização do circuito.

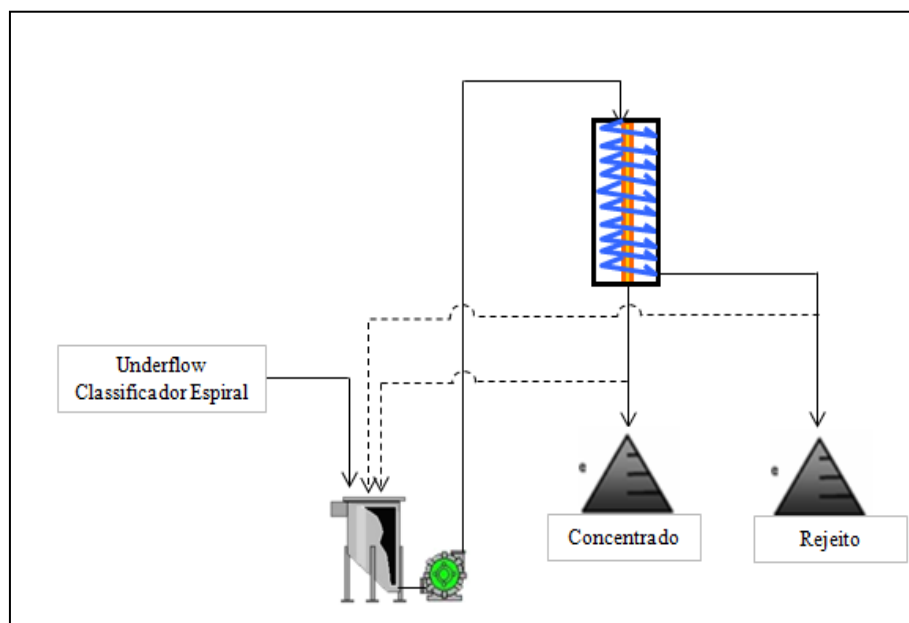


Figura 4.3: Desenho esquemático mostrando o *loop* utilizado nos testes com espiral concentradora.

Estabilizado o escoamento sobre a pista da espiral, procedeu-se a coleta separada das amostras concernentes aos fluxos de rejeito e de concentrado em recipientes apropriados, previamente identificados. Do material amostrado, foram retiradas, posteriormente, alíquotas para caracterização física e química dos respectivos fluxos de concentrado e rejeito.

Na sequência, o concentrado deste estágio, previamente pesado e com seu percentual de sólidos determinado, foi direcionado à caixa de alimentação do *loop*. Novamente, ajustaram-se o percentual de sólidos da polpa a 35% de sólidos e a vazão de

alimentação da espira em 4,5m³/h. Semelhantemente ao procedimento observado no teste que simulou o estágio *rougher*, operou-se com o circuito fechado até a estabilização do fluxo sobre a pista da espiral. Após a estabilização do escoamento na espira, procedeu-se a amostragem dos fluxos de rejeito e concentrado, recolhendo-se as amostras em dois tambores distintos. Das duas amostras obtidas, retiraram-se duas alíquotas para caracterização física e química dos fluxos.

O rejeito do estágio *rougher*, recolhido no tambor, foi desaguado e, na sequência, direcionado à caixa de alimentação do *loop*. Em seguida, de posse do respectivo percentual de sólido da amostra desaguada e de seu peso, calculou-se a quantidade de água necessária para diluir a polpa a 35% de sólidos em peso. De forma análoga aos outros dois testes, a vazão de alimentação da espira foi ajustada em 4,5m³/h.

Após a estabilização do escoamento sobre a pista da espiral, procedeu-se a amostragem dos fluxos, recolhendo-os separadamente em dois tambores distintos. Analogamente ao executado nos testes anteriores, separaram-se de cada um destes materiais alíquotas para caracterização física e química dos respectivos fluxos.

Os parâmetros observados, para ajustar as variáveis operacionais nos testes com a espiral concentradora, foram os teores de ferro dos concentrados *cleaner* e *scavenger*, cujos respectivos valores deveriam se situar em torno de 63% (concentrado *cleaner*) e daquele apurado na amostra de alimentação (concentrado *scavenger*). Dessa forma, prosseguiram-se com os testes até que esses requisitos fossem alcançados.

Findados os testes de concentração com a espiral concentradora, direcionou-se o rejeito *scavenger* para a etapa de ciclonagem a fim de se obter o rejeito grosso. Para isso, empregou-se um ciclone da Akaflex® de 5 polegadas de diâmetro com aberturas de *vórtex* e *apex* de 2 e 0,95 polegadas, respectivamente, o qual estava montado em um *loop* constituído por caixa e bomba centrífuga.

Conforme mencionado no parágrafo anterior, o rejeito *scavenger* foi direcionado à caixa de alimentação do ciclone. Em seguida, acionou-se a bomba de polpa, cuja frequência de rotação do rotor foi ajustada de forma a se obter um valor de pressão na alimentação do ciclone igual a 1,5 kgf/cm². Após a estabilização da pressão, procedeu-se a amostragem do *underflow* e do *overflow* deste equipamento. Ressalta-se que para realização dos testes de separação magnética, foi necessário recolher cerca de 40kg de massa de sólidos do *underflow* do hidrociclone.

Das amostras recolhidas no *underflow* e no *overflow* do hidrociclone, retirou-se uma alíquota de cada uma para caracterização física e química dos fluxos.

Caracterizado o *underflow*, encaminhou-se a amostra para adequação do seu grau de diluição de forma a se obter a polpa com percentagem de sólidos de 40%. Após a diluição da amostra, iniciaram-se os testes de separação magnética.

Os testes de separação magnética foram executados no separador magnético de alta intensidade (*WHIMS*) *Minimag* da Gaustec®, modelo G-340. Para ajuste das variáveis operacionais, adotou-se, como premissa, a necessidade de produção de concentrado final com teor de ferro superior a 63%.

Em relação à configuração do circuito de separação magnética, adotaram-se nos testes dois tipos de circuito. No primeiro grupo de testes, que foram conduzidos com os rejeitos da espiral concentradora gerados com as amostras 01, 02, 04 e 05, adotou-se a configuração *rougher* e *cleaner*. Já no segundo, feito com o rejeito gerado a partir da amostra AM-03, empregou-se a configuração *rougher* e *scavenger*.

No primeiro caso, o rejeito desaguado, após ter o seu grau de diluição ajustado a 40% de sólido, consistiu na alimentação do primeiro estágio (*rougher*). Na sequência, a amostra foi diluída até que se obtivesse uma polpa com 40% de sólido, sendo novamente processada no mesmo equipamento (*cleaner*).

No segundo caso, seguiu-se o mesmo procedimento adotado na concentração do primeiro estágio (*rougher*). No entanto, diferentemente do que foi descrito no parágrafo anterior, o produto magnético desta etapa consistiu em concentrado final ao passo que o rejeito foi recolhido e reprocessado na mesma máquina (estágio *scavenger*).

Excetuando-se os testes com as amostras AM-02 e AM-04, que utilizaram matrizes com *gap* de 5mm, todos os outros foram executados com matrizes com *gap* de 3,8mm. Em relação à intensidade do campo, o valor adotado nos ensaios com as amostras 01, 02, 03 e 05 foi de 11000 Gauss, enquanto no ensaio com a amostra 04, ajustou-se a intensidade em 7000 Gauss.

Em relação às demais variáveis, em todos os testes, mantiveram-se a rotação do rotor em 5,7rpm e a pressão do jato de limpeza do concentrado em 4,5kgf/cm². Naqueles conduzidos com a AM-03, onde foi adotada a configuração *rougher* e *scavenger*, trabalhou-se sem adição de água de limpeza nos fluxos de médio. No caso específico da AM-04, operou-se com a pressão do jato de limpeza dos médios em 1,0kgf/cm², na etapa *rougher*, e com 0,5kgf/cm², no estágio *cleaner*. Nos demais ensaios, executaram-se os testes sem adição

de água de limpeza no fluxo de médio do estágio *rougher* e com pressão de 0,5kgf/cm² na etapa *cleaner* (médio).

Os dados experimentais obtidos, a saber: os teores, as distribuições granulométricas e as respectivas taxas mássicas dos fluxos foram reconciliados no software Bilco®, obtendo-se, dessa forma, o balanço de massa referente a cada um dos ensaios.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. Caracterização da amostra

As características granulométricas e químicas das amostras de itabirito friável, empregadas nos ensaios, são apresentadas nas Tabelas 5.1 a 5.5.

Tabela 5.1: Características granuloquímicas da amostra AM-01 de itabirito friável usado nos ensaios de concentração do *sinter-feed* fino.

Abertura (µm)	% Ret. simples	Fe (%)	SiO ₂ (%)	Al ₂ O ₃ (%)	Mn (%)	P (%)	CaO (%)	MgO (%)	TiO ₂ (%)	PPC (%)
9.500	6,64	62,34	10,55	0,34	0,010	0,027	0,027	0,010	0,022	0,44
2.000	11,86	65,92	4,51	0,26	0,040	0,033	0,031	0,045	0,027	0,63
150	11,35	52,76	23,05	0,31	0,042	0,030	0,021	0,010	0,031	0,66
-150	70,16	32,12	48,20	1,05	0,076	0,052	0,023	0,060	0,018	0,87
Total	100	40,48	37,67	0,83	0,063	0,046	0,024	0,049	0,021	0,79

Tabela 5.2: Características granuloquímicas da amostra AM-02 de itabirito friável usado nos ensaios de concentração do *sinter-feed* fino.

Abertura (µm)	% Ret. simples	Fe (%)	SiO ₂ (%)	Al ₂ O ₃ (%)	Mn (%)	P (%)	CaO (%)	MgO (%)	TiO ₂ (%)	PPC (%)
9.500	11,94	50,36	24,06	0,16	0,072	0,046	0,012	0,011	0,010	2,18
2.000	20,85	60,24	11,84	0,25	0,057	0,042	0,012	0,010	0,013	1,33
150	14,62	57,91	14,75	0,40	0,088	0,051	0,013	0,010	0,012	1,82
-150	52,59	26,57	60,05	0,57	0,032	0,016	0,010	0,051	0,010	1,80
Total	100	41,01	39,08	0,43	0,050	0,030	0,011	0,032	0,011	1,75

Tabela 5.3: Características granuloquímicas da amostra AM-03 de itabirito friável usado nos ensaios de concentração do *sinter-feed* fino.

Abertura (µm)	% Ret. simples	Fe (%)	SiO ₂ (%)	Al ₂ O ₃ (%)	Mn (%)	P (%)	CaO (%)	MgO (%)	TiO ₂ (%)	PPC (%)
9.500	9,07	51,72	23,72	0,76	0,057	0,019	0,010	0,028	0,012	2,15
2.000	15,48	55,80	14,53	1,94	0,053	0,037	0,012	0,014	0,020	2,38
150	10,64	54,32	14,39	3,34	0,082	0,058	0,016	0,030	0,037	2,89
-150	64,81	34,00	49,28	0,78	0,048	0,016	0,010	0,068	0,012	0,91
Total	100	41,14	37,87	1,23	0,053	0,024	0,011	0,052	0,016	1,46

Tabela 5.4: Características granuloquímicas da amostra AM-04 de itabirito friável usado nos ensaios de concentração do *sinter-feed* fino.

Abertura (µm)	% Ret. simples	Fe (%)	SiO ₂ (%)	Al ₂ O ₃ (%)	Mn (%)	P (%)	CaO (%)	MgO (%)	TiO ₂ (%)	PPC (%)
9.500	17,92	65,14	4,08	1,11	0,038	0,022	0,013	0,041	0,018	0,99
2.000	22,17	66,07	3,29	0,41	0,041	0,025	0,010	0,036	0,020	0,54
150	14,25	64,57	4,89	0,43	0,061	0,029	0,010	0,033	0,021	0,62
-150	45,67	43,03	35,03	1,59	0,099	0,036	0,009	0,099	0,018	1,39
Total	100	55,17	18,15	1,08	0,070	0,030	0,010	0,065	0,019	1,02

Tabela 5.5: Características granuloquímicas da amostra AM-05 de itabirito friável usado nos ensaios de concentração do *sinter-feed* fino.

Abertura (µm)	% Ret. simples	Fe (%)	SiO ₂ (%)	Al ₂ O ₃ (%)	Mn (%)	P (%)	CaO (%)	MgO (%)	TiO ₂ (%)	PPC (%)
9.500	12,82	47,69	30,76	0,12	0,055	0,052	0,019	0,020	0,014	1,00
2.000	13,07	60,20	11,65	0,28	0,027	0,030	0,025	0,020	0,023	0,69
150	19,34	56,36	18,52	0,25	0,024	0,023	0,017	0,020	0,025	0,56
-150	54,76	32,95	52,71	0,95	0,024	0,025	0,024	0,049	0,018	0,88
Total	100	42,93	37,91	0,62	0,028	0,029	0,022	0,036	0,019	0,81

Examinando-se os dados das Tabelas 5.1 a 5.5, observa-se uma dependência íntima entre os teores de ferro e a fração granulométrica, fato que é reflexo da concentração heterogênea do quartzo nas frações granulométricas analisadas. Esse fenômeno, típico dos itabiritos friáveis de Casa de Pedra, está relacionado ao comportamento do grau de liberação entre os minerais de ferro e o quartzo.

A Figura 5.1 apresenta os resultados das análises mineralógicas das amostras de itabiritos friáveis. Conforme pode ser constatado e corroborando o que era esperado, as diversas formas de hematita constituíram o óxido de ferro predominante, ao passo que o quartzo, o mineral de ganga majoritário.

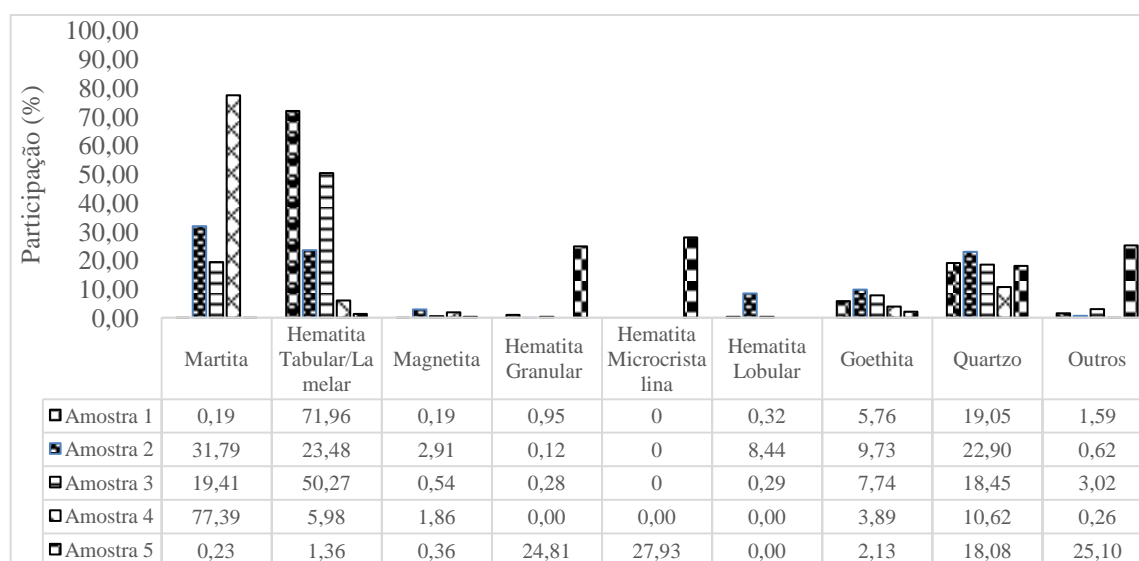


Figura 5.1: Composição mineralógica das amostras de itabirito friável utilizada nos ensaios de concentração do *sinter-feed* fino.

Entre os diversos tipos de hematita presentes nas cinco amostras, destacam-se a predominância de hematita tabular, na primeira amostra, e de martita, na quarta amostra.

As Tabelas 5.6 a 5.10 apresentam as características químicas e granulométricas (dados experimentais) das amostras de alimentação dos ensaios de concentração do *sinter-feed* fino.

Tabela 5.6: Características granuloquímicas da amostra AM-01 de alimentação dos testes de concentração do *sinter-feed* fino.

Abertura (µm)	% Ret. simples	Fe (%)	SiO ₂ (%)	Al ₂ O ₃ (%)	Mn (%)	P (%)	CaO (%)	MgO (%)	TiO ₂ (%)	PPC (%)
1000	8,25	64,44	6,85	0,45	0,059	0,040	0,024	0,010	0,043	0,82
500	19,98	64,47	5,74	0,49	0,050	0,036	0,025	0,010	0,039	0,82
300	10,64	62,84	8,09	0,45	0,057	0,038	0,017	0,010	0,045	0,93
212	6,02	52,12	22,88	0,45	0,044	0,029	0,011	0,010	0,036	0,77
150	10,97	36,64	45,21	0,31	0,028	0,016	0,010	0,020	0,021	0,45
106	10,47	33,19	50,07	0,25	0,020	0,010	0,010	0,033	0,017	0,37
44	19,09	41,80	38,76	0,27	0,026	0,012	0,025	0,030	0,024	0,23
38	5,27	53,23	22,09	0,23	0,029	0,013	0,023	0,010	0,033	0,44
-38	9,31	59,13	12,63	1,05	0,093	0,036	0,022	0,018	0,044	1,11
Total	100	51,81	23,89	0,43	0,044	0,025	0,020	0,018	0,033	0,64

Tabela 5.7: Características granuloquímicas da amostra AM-02 de alimentação dos testes de concentração do *sinter-feed* fino.

Abertura (µm)	% Ret. simples	Fe (%)	SiO ₂ (%)	Al ₂ O ₃ (%)	Mn (%)	P (%)	CaO (%)	MgO (%)	TiO ₂ (%)	PPC (%)
1000	14,44	62,24	8,73	0,40	0,113	0,041	0,011	0,055	0,013	1,47
500	17,99	62,11	9,20	0,36	0,143	0,081	0,011	0,039	0,010	1,81
300	12,80	61,17	9,82	0,41	0,125	0,046	0,010	0,023	0,012	1,75
212	10,43	61,28	11,17	0,34	0,100	0,039	0,011	0,010	0,011	1,33
150	11,96	58,08	15,89	0,33	0,086	0,033	0,010	0,013	0,010	1,17
106	9,80	50,09	27,52	0,22	0,072	0,026	0,010	0,010	0,010	0,98
44	15,16	32,13	52,75	0,35	0,044	0,019	0,010	0,064	0,010	0,63
38	2,05	31,82	51,47	0,40	0,037	0,015	0,010	0,071	0,010	0,81
-38	5,37	51,48	24,12	0,72	0,059	0,023	0,010	0,010	0,019	1,14
Total	100	55,40	18,68	0,34	0,079	0,042	0,011	0,010	0,010	1,36

Tabela 5.8: Características granuloquímicas da amostra AM-03 de alimentação dos testes de concentração do *sinter-feed* fino.

Abertura (µm)	% Ret. simples	Fe (%)	SiO ₂ (%)	Al ₂ O ₃ (%)	Mn (%)	P (%)	CaO (%)	MgO (%)	TiO ₂ (%)	PPC (%)
1000	10,75	56,63	13,38	2,41	0,143	0,051	0,020	0,039	0,022	3,16
500	22,36	56,70	12,74	2,73	0,119	0,055	0,015	0,032	0,032	3,21
300	12,05	58,85	10,81	2,29	0,120	0,054	0,013	0,025	0,062	2,91
212	8,25	60,00	10,59	1,52	0,097	0,042	0,012	0,014	0,054	2,15
150	10,58	60,97	10,44	0,94	0,081	0,029	0,012	0,032	0,030	1,33
106	8,54	58,63	14,38	0,70	0,068	0,022	0,010	0,018	0,019	1,11
44	14,37	44,02	35,35	0,65	0,042	0,013	0,010	0,051	0,012	0,90
38	2,49	43,73	35,96	0,45	0,033	0,011	0,010	0,010	0,010	0,80
-38	10,61	55,30	19,09	1,00	0,056	0,012	0,010	0,011	0,022	1,10
Total	100	55,55	16,80	1,64	0,092	0,036	0,013	0,029	0,031	2,09

Tabela 5.9: Características granuloquímicas da amostra AM-04 de alimentação dos testes de concentração do *sinter-feed* fino.

Abertura (µm)	% Ret. simples	Fe (%)	SiO ₂ (%)	Al ₂ O ₃ (%)	Mn (%)	P (%)	CaO (%)	MgO (%)	TiO ₂ (%)	PPC (%)
1000	13,77	66,80	2,54	0,38	0,066	0,028	0,014	0,050	0,021	0,54
500	17,58	66,82	2,50	0,49	0,076	0,031	0,016	0,052	0,022	0,68
300	11,95	66,41	3,08	0,43	0,075	0,032	0,012	0,046	0,024	0,70
212	9,47	63,95	6,45	0,36	0,059	0,030	0,010	0,040	0,022	0,61
150	13,80	62,31	9,09	0,27	0,046	0,026	0,010	0,034	0,019	0,20
106	11,38	59,55	13,21	0,26	0,039	0,024	0,010	0,032	0,017	0,20
74	11,09	53,23	21,93	0,30	0,037	0,024	0,010	0,041	0,015	0,42
53	4,76	49,18	28,29	0,49	0,044	0,018	0,040	0,033	0,013	0,53
44	0,92	49,10	26,81	0,63	0,052	0,015	0,010	0,044	0,016	0,91
38	1,11	55,91	17,25	0,51	0,057	0,015	0,010	0,019	0,023	0,95
-38	4,19	58,21	10,32	2,49	0,187	0,040	0,010	0,057	0,044	2,70
Total	100	62,06	9,17	0,46	0,063	0,028	0,013	0,043	0,021	0,59

Tabela 5.10: Características granuloquímicas da amostra AM-05 de alimentação dos testes de concentração do *sinter-feed* fino.

Abertura (µm)	% Ret. simples	Fe (%)	SiO ₂ (%)	Al ₂ O ₃ (%)	Mn (%)	P (%)	CaO (%)	MgO (%)	TiO ₂ (%)	PPC (%)
1000	13,38	64,28	5,78	0,23	0,055	0,031	0,020	0,020	0,028	0,59
500	18,30	65,52	4,56	0,25	0,033	0,026	0,018	0,020	0,033	0,39
300	12,04	63,97	6,73	0,16	0,027	0,023	0,016	0,020	0,033	0,49
212	9,53	54,76	21,31	0,12	0,019	0,019	0,013	0,020	0,024	0,31
150	13,32	48,60	30,75	0,12	0,020	0,018	0,015	0,023	0,018	0,36
106	10,75	45,43	35,01	0,10	0,012	0,016	0,016	0,020	0,015	0,32
74	6,74	43,85	38,03	0,10	0,010	0,016	0,020	0,026	0,014	0,22
53	5,98	48,79	29,98	0,10	0,011	0,016	0,020	0,020	0,017	0,42
44	1,68	52,34	22,75	0,24	0,017	0,017	0,020	0,015	0,020	0,40
38	1,42	56,03	17,76	0,38	0,020	0,016	0,012	0,010	0,020	0,18
-38	6,86	62,97	8,05	0,62	0,037	0,029	0,015	0,020	0,036	0,50
Total	100	56,74	17,85	0,20	0,027	0,022	0,017	0,021	0,025	0,40

Ao se analisar os dados das Tabelas 5.6 a 5.10, observa-se que os teores de ferro não se distribuem homoganeamente nas frações granulométricas analisadas, fato que reflete a concentração de grãos de quartzo entre 212µm e 38µm. Além disso, ponderando-se os teores com as respectivas frações granulométricas retidas em cada malha, é possível constatar que cerca de 30% do conteúdo metálico total das amostras é portado por partículas com tamanho inferior a 106µm. Esse fato é digno de nota, visto que essa classe de partículas se distribui de acordo com o fluxo de água e tem, portanto, grande propensão a se reportar para o fluxo de rejeito.

A Figura 5.2 apresenta as curvas de distribuição granulométrica das cinco amostras de alimentação dos testes de concentração do *sinter-feed* fino, ambas obtidas por meio da reconciliação dos dados experimentais (Tabelas 5.6 a 5.10) no software Bilco®. Analisando-se as curvas, verifica-se que a proporção de finos (-106µm) oscilou entre 20% (AM-02) e 60% (AM-01). Conforme será discutido posteriormente, esse fator pode ser apontado como

uma das causas da variação observada nos índices de recuperação mássica e metálica alcançados nos testes.

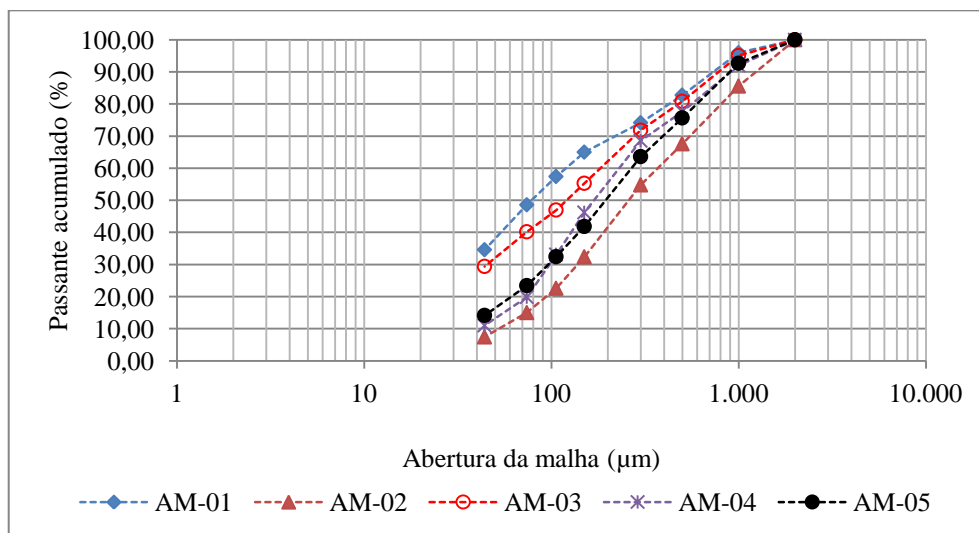


Figura 5.2: Distribuição granulométrica da amostra de alimentação dos testes de concentração do *sinter-feed* Fino.

A Figura 5.3 apresenta os resultados das análises mineralógicas das amostras de alimentação dos ensaios de concentração do *sinter-feed* fino. De forma análoga ao que foi observado nas amostras de itabirito friável, a hematita, em suas diversas formas, constituiu o óxido de ferro predominante, enquanto o quartzo, o principal mineral de ganga. Entre os tipos de hematita presentes, destacam-se o tabular na amostra AM-01, o martítico na AM-04 e o lobular na AM-05. Em relação às amostras AM-02 e 03, verifica-se que ambas apresentaram igual proporção de hematita tabular e de martita.

Ainda em relação à mineralogia, é importante destacar a maior participação de goethita nas amostras AM-03 e 04 e a quantidade de magnetita na AM-04, cujos valores foram, respectivamente, cerca de 60% e 56% superiores às médias apuradas em todas as amostras.

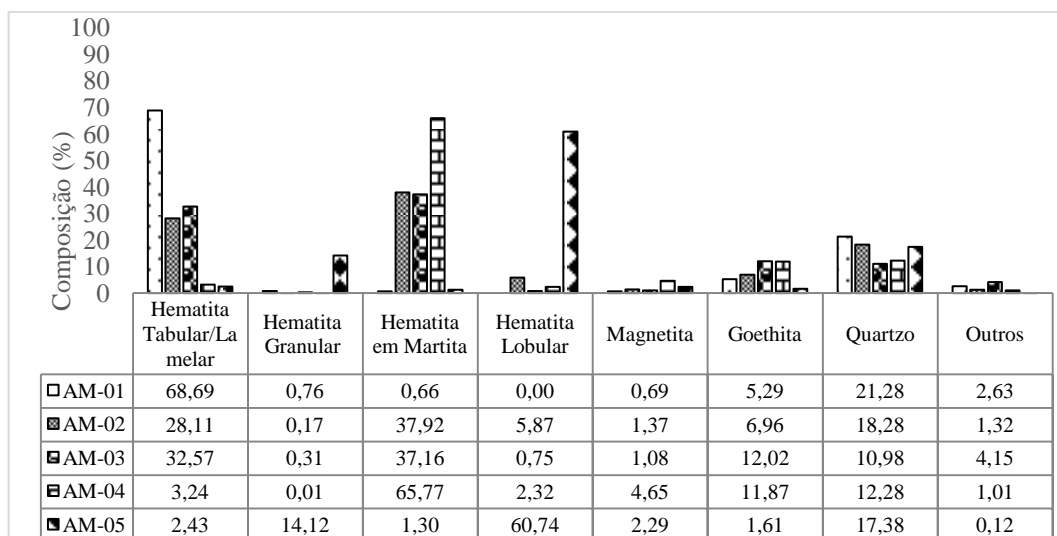


Figura 5.3: Composição mineralógica das amostras de alimentação dos ensaios de concentração do *sinter-feed* fino.

As Figuras 5.4 e 5.5 apresentam, respectivamente, os índices de liberação das partículas de quartzo e de óxidos de ferro das cinco amostras de alimentação dos testes de concentração do *sinter-feed* fino.

Analisando-se a Figura 5.4, é possível constatar que, em todas as amostras, as partículas de quartzo maiores que 500 μ m exibiram baixos índices de liberação, ao passo que aquelas mais finas, menores que 75 μ m, apresentaram valores próximos a 90%. Essa análise é importante, pois partículas mistas de quartzo tendem a “contaminar” o rejeito, elevando a perda metálica.

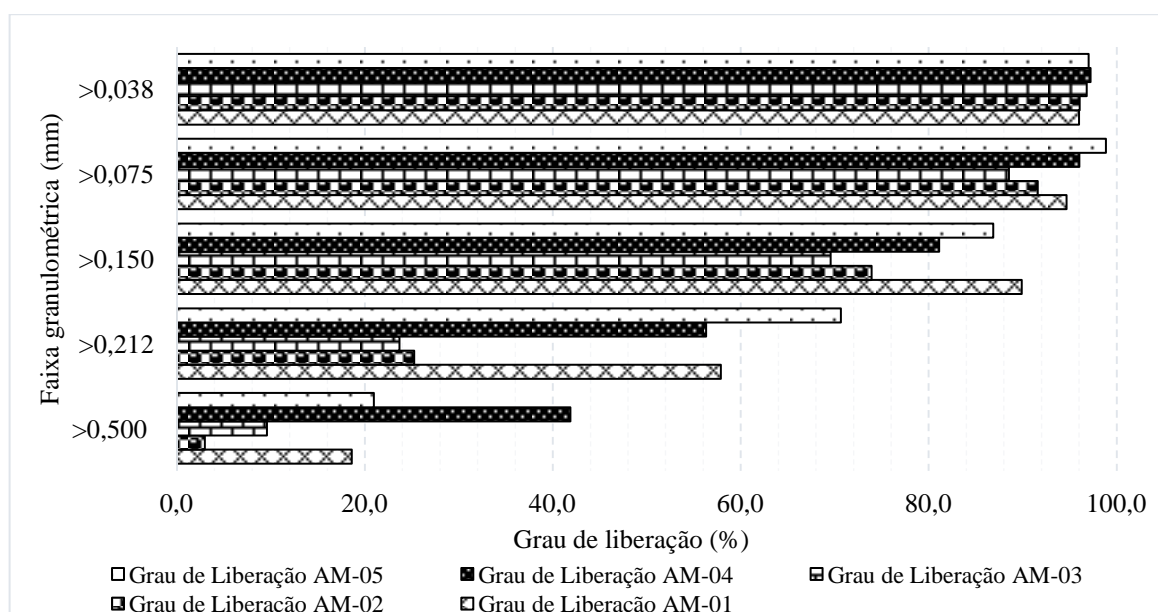


Figura 5.4: Índices de liberação das partículas de quartzo das amostras de alimentação dos ensaios de concentração do *sinter-feed* fino.

Em relação à Figura 5.5, constata-se que exceto a amostra AM04, cujos grãos de óxido de ferro exibiram índices de liberação de 85%, os demais índices de liberação das partículas maiores que 500 μ m foram inferiores a 55%. Em relação às partículas mais finas, menores que 75 μ m, observa-se que, excetuando-se a AM-01, cujo grau de liberação foi de 66%, todas as outras exibiram valores próximos a 90%. É importante ressaltar que a análise do índice de liberação das partículas de óxido de ferro é extremamente importante, pois índices baixos impõem limites ao grau de pureza do concentrado.

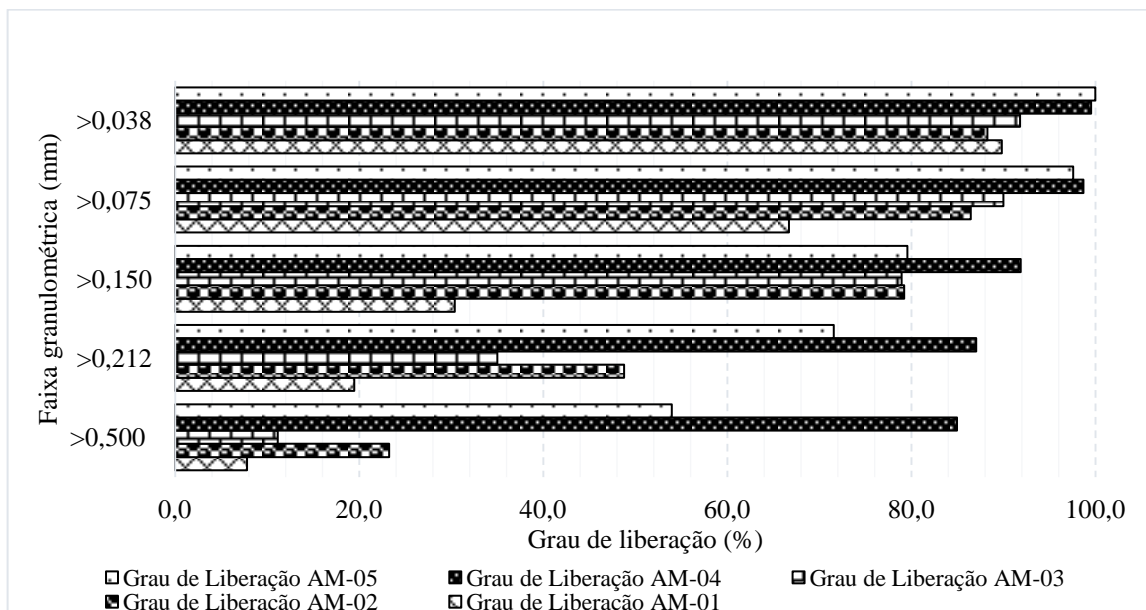


Figura 5.5: Índices de liberação das partículas de óxido de ferro das amostras de alimentação dos ensaios de concentração do *sinter-feed* fino.

5.2. Resultados dos ensaios

De posse dos resultados experimentais e empregando-se o software de balanço de massas Bilco®, reconciliaram-se os dados (teores e granulometria) e obtiveram-se os resultados dos testes de concentração com cada uma das amostras na espiral concentradora, os quais podem ser consultados nas Tabelas 5.11 a 5.15.

Tabela 5.11: Índices de partição com os teores presentes nos fluxos dos testes de concentração gravítica do *sinter-feed* fino com a amostra AM-01.

Fluxo	Split (%)	Fe (%)	SiO2 (%)	Al2O3 (%)	PPC (%)
Alimentação nova	100	51,80	24,20	0,30	0,60
Concentrado <i>rougher</i>	32	61,77	11,13	0,20	0,50
Rejeito <i>rougher</i>	68	47,14	30,52	0,35	0,65
Rejeito <i>scavenger</i>	52	45,21	32,49	0,38	0,70
Concentrado <i>scavenger</i>	16	53,43	24,09	0,27	0,50
Rejeito <i>cleaner</i>	3	54,84	21,22	0,20	0,40
Concentrado <i>cleaner</i>	30	62,39	10,22	0,19	0,51
<i>overflow</i>	3	56,52	11,67	3,45	3,65
<i>underflow</i>	49	44,53	33,75	0,19	0,52

Tabela 5.12: Índices de partição com os teores presentes nos fluxos dos testes de concentração gravítica do *sinter-feed* fino com a amostra AM-02.

Fluxo	Split (%)	Fe (%)	SiO2 (%)	Al2O3 (%)	PPC (%)
Alimentação nova	100	55,40	18,00	0,30	1,20
Concentrado <i>rougher</i>	69	61,10	9,89	0,13	1,06
Rejeito <i>rougher</i>	31	42,78	36,02	0,68	1,51
Rejeito <i>scavenger</i>	30	42,32	36,70	0,69	1,52
Concentrado <i>scavenger</i>	1	55,69	17,00	0,20	1,19
Rejeito <i>cleaner</i>	17	55,51	17,76	0,21	1,37
Concentrado <i>cleaner</i>	52	62,97	7,27	0,10	0,96
<i>overflow</i>	5	48,64	23,30	2,96	3,04
<i>underflow</i>	25	40,95	39,60	0,20	1,19

Tabela 5.13: Índices de partição com os teores presentes nos fluxos dos testes de concentração gravítica do *sinter-feed* fino com a amostra AM-03.

Fluxo	Split (%)	Fe (%)	SiO2 (%)	Al2O3 (%)	PPC (%)
Alimentação nova	100	56,50	14,70	1,80	2,20
Concentrado <i>rougher</i>	45	62,44	8,48	0,59	1,29
Rejeito <i>rougher</i>	55	51,53	19,78	2,79	2,94
Rejeito <i>scavenger</i>	47	50,67	20,84	3,03	3,05
Concentrado <i>scavenger</i>	8	56,74	13,38	1,30	2,28
Rejeito <i>cleaner</i>	7	58,44	12,19	1,10	1,80
Concentrado <i>cleaner</i>	38	63,17	7,80	0,50	1,20
<i>overflow</i>	9	54,90	13,28	5,03	3,96
<i>underflow</i>	38	49,60	22,74	2,53	2,82

Tabela 5.14: Índices de partição com os teores presentes nos fluxos dos testes de concentração gravítica do *sinter-feed* fino com a amostra AM-04.

Fluxo	Split (%)	Fe (%)	SiO2 (%)	Al2O3 (%)	PPC (%)
Alimentação nova	100	61,30	10,50	0,60	0,70
Concentrado <i>rougher</i>	62	64,24	6,57	0,32	0,29
Rejeito <i>rougher</i>	38	56,52	16,97	1,06	1,37
Rejeito <i>scavenger</i>	27	54,33	19,81	1,35	1,75
Concentrado <i>scavenger</i>	11	62,21	9,58	0,30	0,39
Rejeito <i>cleaner</i>	11	57,16	16,39	0,90	1,20
Concentrado <i>cleaner</i>	51	65,71	4,52	0,20	0,10
<i>overflow</i>	4	56,82	12,11	4,07	3,82
<i>underflow</i>	23	53,86	21,24	0,84	1,37

Tabela 5.15: Índices de partição com os teores presentes nos fluxos dos testes de concentração gravítica do *sinter-feed* fino com a amostra AM-05.

Fluxo	Split (%)	Fe (%)	SiO2 (%)	Al2O3 (%)	PPC (%)
Alimentação nova	100	56,40	17,80	0,30	0,40
Concentrado <i>rougher</i>	59	60,81	11,16	0,12	0,33
Rejeito <i>rougher</i>	41	50,11	27,26	0,56	0,50
Rejeito <i>scavenger</i>	40	49,95	27,52	0,57	0,50
Concentrado <i>scavenger</i>	1	56,90	16,79	0,20	0,40
Rejeito <i>cleaner</i>	11	51,72	24,97	0,20	0,49
Concentrado <i>cleaner</i>	48	62,89	7,99	0,10	0,29
<i>overflow</i>	5	55,02	17,50	1,38	1,13
<i>underflow</i>	35	49,25	28,90	0,45	0,42

As Figuras 5.6 e 5.7 mostram o comportamento dos índices de recuperação mássica e metálica. Constata-se que as médias dos índices de recuperação mássica e metálica foram, respectivamente, de 43,74% e 49,10%. Além disso, verifica-se que o teste com amostra AM-01 foi o que proporcionou os menores índices de recuperação mássica e metalúrgica. Esse fato pode ser atribuído a três fatores: ao seu menor teor de ferro, à grande proporção de hematita tabular na composição do material de alimentação dos ensaios e a sua granulação mais fina. Aliás, o último tópico é observado também na amostra AM-03, cujos índices só foram maiores que os ensaios realizados com a amostra AM-01.

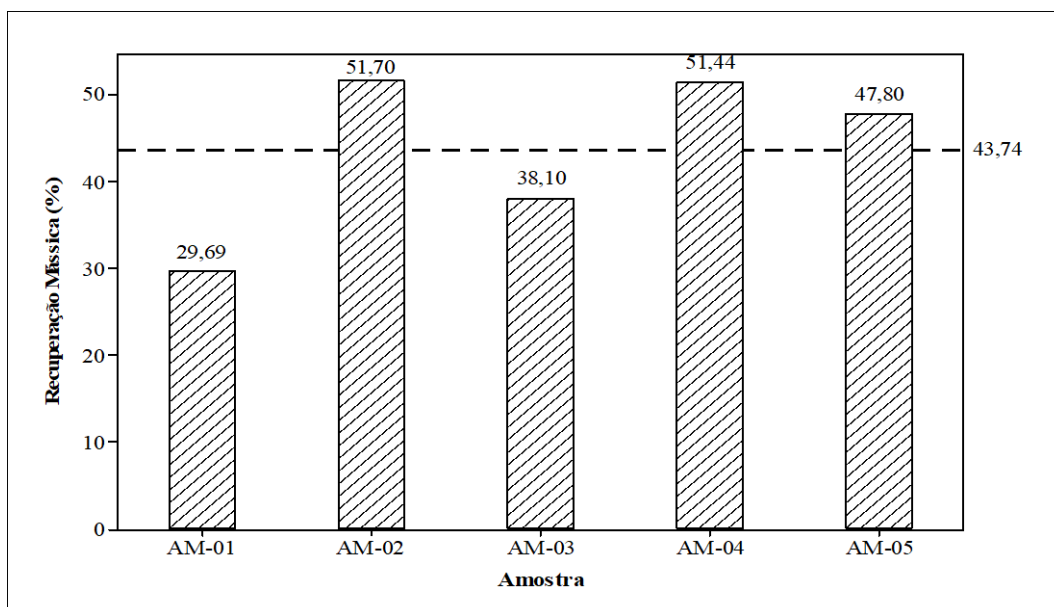


Figura 5.6: Comportamento dos índices de recuperação mássica obtidos nos testes de concentração com a espiral concentradora.

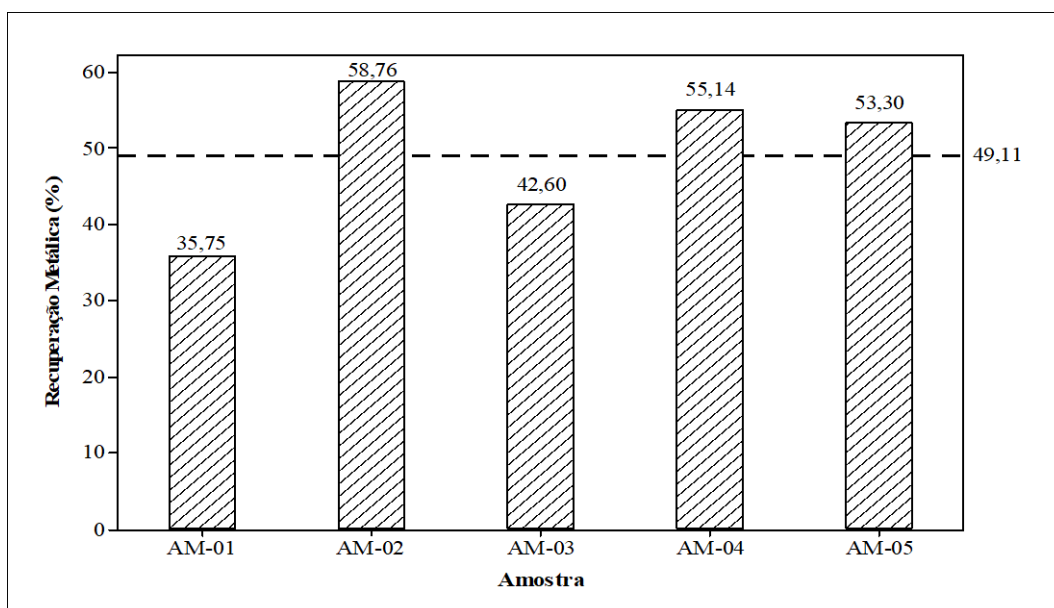


Figura 5.7: Comportamento dos índices de recuperação metálica obtidos nos testes de concentração com a espiral concentradora.

A Figura 5.8 mostra um comparativo entre os teores de ferro de alimentação e de rejeito, obtidos nos ensaios de concentração com a espiral concentradora. Conforme pode ser constatado, independentemente do teor de ferro de alimentação, todos os testes apresentaram rejeitos com elevados conteúdos metálicos, consequência da baixa eficiência das espirais concentradoras na recuperação de partículas finas de minerais densos, como será demonstrado nos próximos parágrafos. Examinando-se os respectivos teores de ferro no rejeito das amostras, verifica-se que o maior índice foi observado no rejeito obtido no ensaio conduzido

com a amostra 04, fato que pode estar relacionado ao seu conteúdo metálico inicial (teor de ferro da amostra igual a 61,3%).

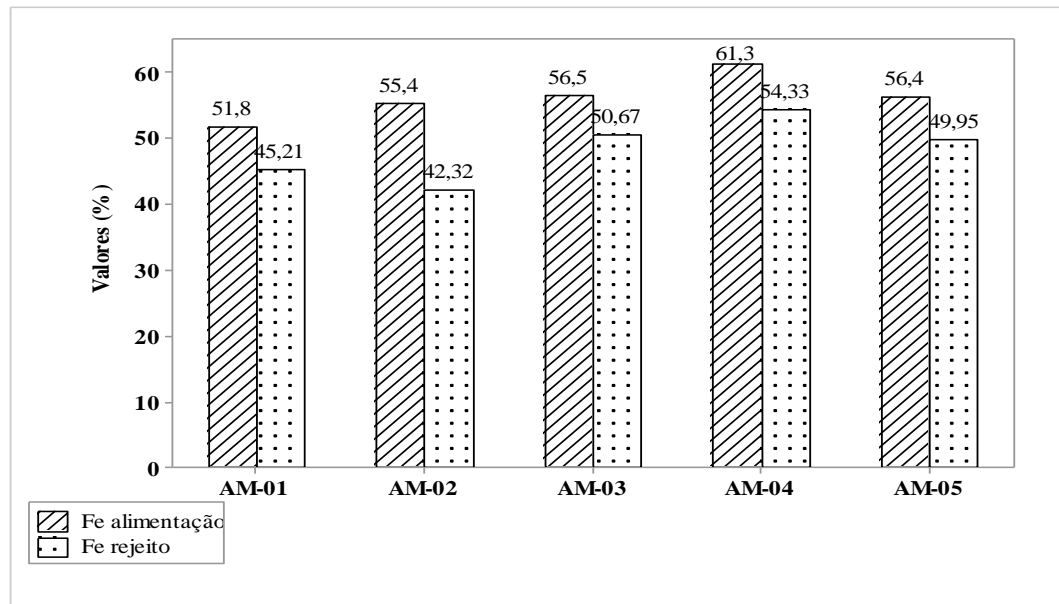


Figura 5.8: Comportamento dos teores de ferro no rejeito dos testes de concentração com a espiral concentradora

Não obstante a influência do teor de ferro da amostra de alimentação sobre os teores de ferro dos rejeitos obtidos nos ensaios, ele não foi capaz de explicar isoladamente o comportamento desses valores. Esse fato pode ser constatado comparando-se os teores de ferro dos rejeitos dos testes conduzidos com as amostras AM-01 e 02. O primeiro apresentou um índice maior que o segundo, não obstante o teor de ferro de alimentação do teste conduzido com a amostra AM-02 ter sido cerca de 3,6 pontos percentuais maior que o do primeiro ensaio. Esse fato pode ser atribuído à granulagem mais fina e a maior presença de hematitas tabulares na primeira amostra em relação à segunda, denotando a importância de outras variáveis, como a distribuição granulométrica e a morfologia dos grãos, sobre a performance da espiral concentradora.

A Figura 5.9 apresenta as curvas de distribuição granulométrica derivadas da média dos resultados das análises de granulometria das cinco amostras de alimentação *rougher*, do concentrado *cleaner* e do rejeito *scavenger* dos ensaios feitos na espiral concentradora. Examinando-se as curvas do rejeito e do concentrado, é possível segmentá-las em dois trechos, a saber: abaixo e acima de 700µm. Acima deste ponto, verifica-se que o rejeito tem granulagem mais grosseira que o concentrado, enquanto que abaixo deste, constata-se o inverso. Conforme será abordado nos próximos parágrafos, esse fenômeno decorre da

dificuldade da espiral concentradora de recuperar partículas maiores que 1mm e menores que 106 μ m.

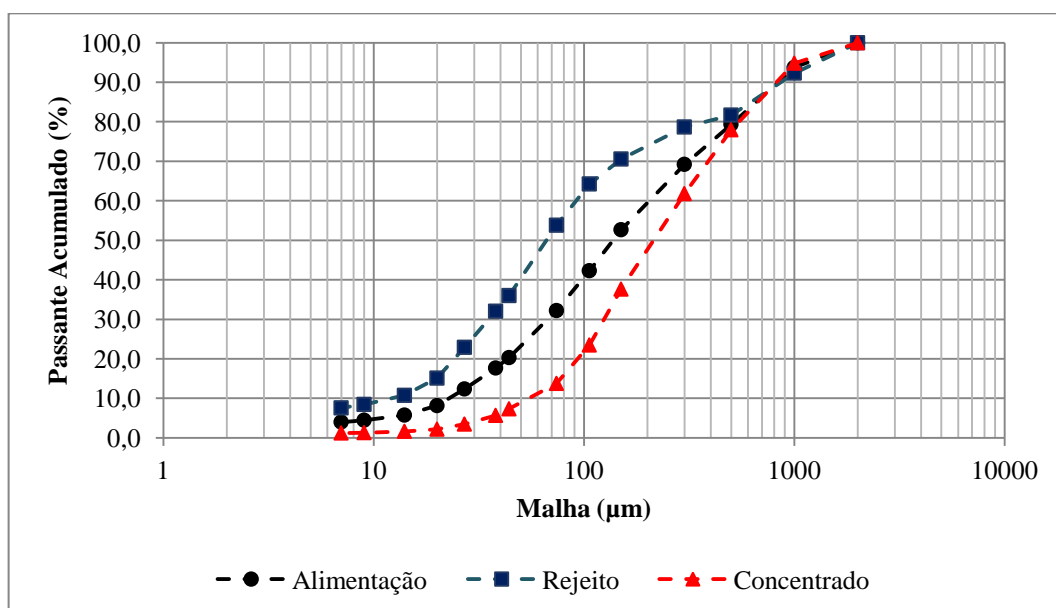


Figura 5.9: Distribuição granulométrica média das cinco amostras da alimentação *rougher*, concentrado *cleaner* e rejeito *scavenger*.

A Figura 5.10 apresenta o *boxplot* com o comportamento dos índices de recuperação mássica do concentrado final nos cinco testes conduzidos com a espiral concentradora. Constata-se que os menores índices de recuperação foram observados com partículas maiores que 1mm e menores que 106 μ m, conforme preconizado por Sampaio e Tavares (2005).

Conforme abordado anteriormente, a queda do índice de recuperação das partículas maiores que 1mm pode ser associada à maior quantidade de movimento que elas adquirem ao se interporem ao fluxo secundário, apresentando, portanto, maior propensão a serem carreadas para a parte externa da calha, sendo, dessa forma, rejeitadas com o produto leve (rejeito).

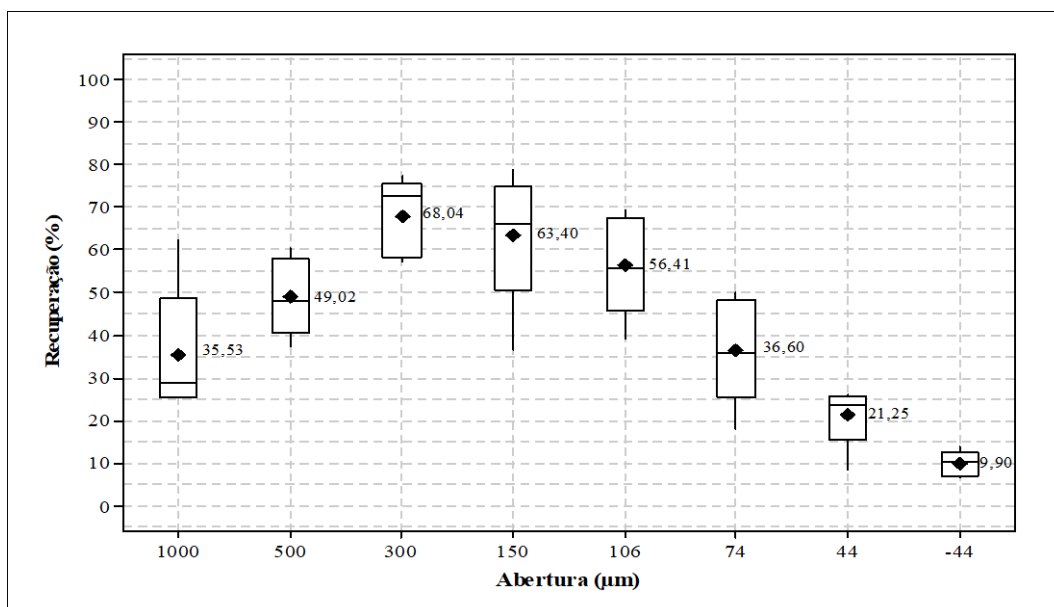


Figura 5.10: Comportamento dos índices de recuperação mássica obtidos por faixa granulométrica nos ensaios com a espiral concentradora.

Em relação às partículas menores que $106\mu\text{m}$, a dificuldade de se recuperá-las se deve à baixa velocidade de sedimentação que elas possuem, e, por consequência, a facilidade com que são arrastadas pelo fluido para a zona externa da calha, encaminhando-se, portanto, para o fluxo de rejeito. É válido ressaltar que esse fenômeno ocorreu não obstante essa classe de partículas ter apresentado elevados teores de ferro, conforme pode ser constatado na Figura 5.11, e maiores graus de liberação. Dessa forma, o arraste das partículas finas para o fluxo de rejeito pode ser apontado como a causa do elevado teor de ferro observado nos rejeitos finais dos testes com a espiral concentradora.

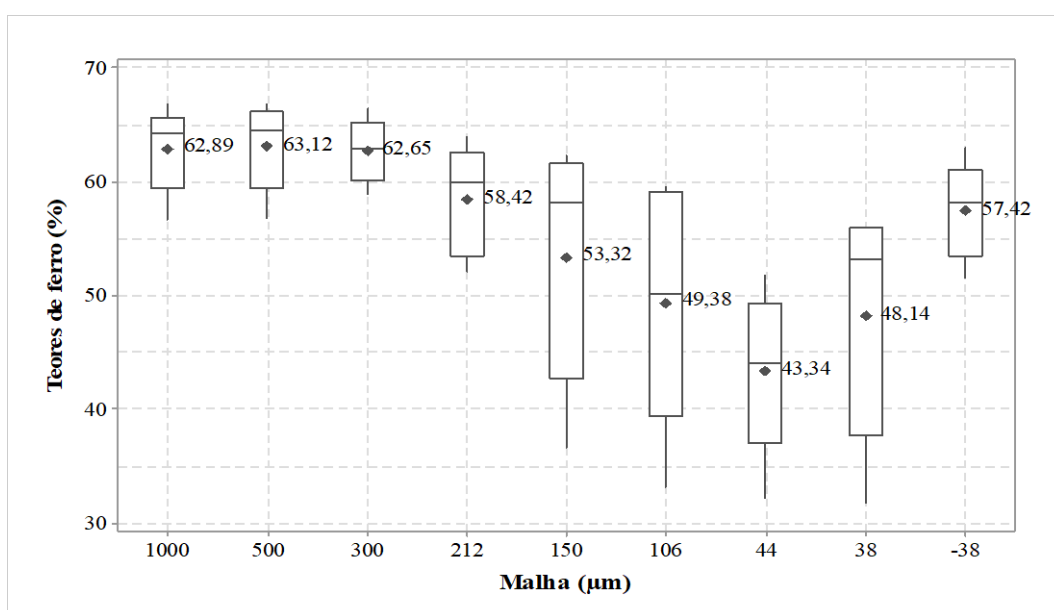


Figura 5.11: Comportamento dos teores de ferro em função da faixa de tamanhos das partículas, constituintes das amostras de alimentação dos testes conduzidos com a espiral concentradora.

Reis (2007), ao estudar o efeito da presença de partículas finas sobre a performance da espiral concentradora, empregada na recuperação do rejeito silico-carbonatado de manganês, proveniente da Unidade Morro da Mina da RDM, verificou que o índice de recuperação mássica apurado nos testes conduzidos com partículas maiores que $74\mu\text{m}$ foi significativamente superior ao obtido nos testes com finos ($-74\mu\text{m}$). Sadeghi, Bazin e Renaud (2016), ao estudar a distribuição radial das partículas de óxido de ferro no rejeito de uma espiral concentradora, também constataram que partículas inferiores a $75\mu\text{m}$ se reportavam majoritariamente para o fluxo de rejeito. Dessa forma, ambos os estudos corroboram os resultados alcançados neste trabalho, evidenciando a dificuldade de se recuperar essa classe de partículas.

Ainda em relação aos resultados dos testes com a espiral concentradora, a Figura 5.12 apresenta os teores de ferro do concentrado final. Conforme pode ser constatado, o concentrado obtido com a amostra AM-04, comparado aos outros resultados, foi o que apresentou o teor mais elevado. Esse fato pode ser atribuído aos maiores índices de liberação observados na faixa de tamanhos maior que $150\mu\text{m}$ dessa amostra, fato que coincidiu justamente com o intervalo onde se verificou os maiores de índices de recuperação para o produto denso.

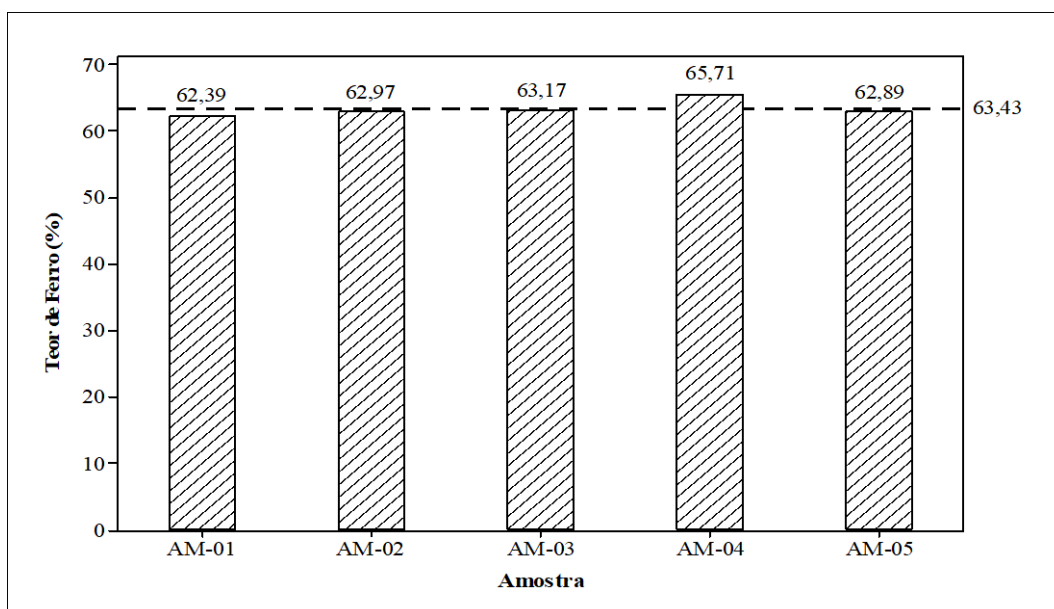


Figura 5.12: Teores de ferro das amostras dos concentrados obtidos nos testes com a espiral concentradora.

As Tabelas 5.16 a 5.20 apresentam os resultados obtidos a partir da reconciliação dos dados experimentais (teores e granulometria) dos ensaios de separação magnética, no

software Bilco. Ressalta-se que o teste com a amostra AM-03 foi feito em duas etapas, *rougher* e *scavenger*, onde o concentrado do primeiro consistiu em produto final e o rejeito do segundo, em rejeito final. Essa situação decorreu do alto teor de ferro observado na amostra de alimentação do ensaio de separação magnética com a AM-03 e do desempenho (elevado grau de enriquecimento) observado no estágio *rougher*.

Tabela 5.16: Resultados dos testes da separação magnética do rejeito grosso (*underflow* do ciclone desaguador do rejeito *scavenger*) das espirais concentradoras com a AM-01.

Fluxo	Split (%)	Fe (%)	SiO2 (%)	Al2O3 (%)	PPC (%)
Alimentação nova	49	44,53	33,75	0,19	0,52
Alimentação <i>rougher</i>	52	43,08	35,88	0,21	0,54
Concentrado <i>rougher</i>	32	62,10	8,46	0,15	0,47
Rejeito <i>rougher</i>	20	12,03	80,62	0,32	0,64
Rejeito <i>cleaner</i>	3	21,06	68,13	0,53	0,81
Concentrado <i>cleaner</i>	29	66,65	1,84	0,10	0,44

Tabela 5.17: Resultados dos testes da separação magnética do rejeito grosso (*underflow* do ciclone desaguador do rejeito *scavenger*) das espirais concentradoras com a AM-02.

Fluxo	Split (%)	Fe (%)	SiO2 (%)	Al2O3 (%)	PPC (%)
Alimentação nova	25	40,95	39,60	0,20	1,19
Alimentação <i>rougher</i>	27	40,77	39,51	0,22	1,30
Concentrado <i>rougher</i>	13	60,61	10,76	0,16	1,51
Rejeito <i>rougher</i>	14	21,09	68,06	0,28	1,08
Rejeito <i>cleaner</i>	2	38,93	38,58	0,43	2,46
Concentrado <i>cleaner</i>	11	65,10	4,99	0,11	1,31

Tabela 5.18: Resultados dos testes da separação magnética do rejeito grosso (*underflow* do ciclone desaguador do rejeito *scavenger*) das espirais concentradoras com a AM-03.

Fluxo	Split (%)	Fe (%)	SiO2 (%)	Al2O3 (%)	PPC (%)
Alimentação nova	38	49,60	22,74	2,53	2,82
Alimentação <i>rougher</i>	44	51,21	20,72	2,36	2,82
Rejeito <i>rougher</i>	21	37,68	36,94	4,05	3,66
Concentrado <i>rougher</i>	23	63,65	5,80	0,80	2,05
Concentrado <i>scavenger</i>	7	60,25	9,34	1,40	2,81
Rejeito <i>scavenger</i>	15	27,29	49,65	5,27	4,05

Tabela 5.19: Resultados dos testes da separação magnética do rejeito grosso (*underflow* do ciclone desaguador do rejeito *scavenger*) das espirais concentradoras com a AM-04.

Fluxo	Split (%)	Fe (%)	SiO₂ (%)	Al₂O₃ (%)	PPC (%)
Alimentação nova	23	53,86	21,24	0,84	1,37
Alimentação <i>rougher</i>	25	52,35	23,15	0,94	1,47
Concentrado <i>rougher</i>	19	61,08	10,74	0,60	1,30
Rejeito <i>rougher</i>	6	26,90	59,35	1,93	1,95
Rejeito <i>cleaner</i>	2	36,79	42,80	2,00	2,53
Concentrado <i>cleaner</i>	17	64,35	6,42	0,42	1,14

Tabela 5.20: Resultados dos testes da separação magnética do rejeito grosso (*underflow* do ciclone desaguador do rejeito *scavenger*) das espirais concentradoras com a AM-05.

Fluxo	Split (%)	Fe (%)	SiO₂ (%)	Al₂O₃ (%)	PPC (%)
Alimentação nova	35	49,25	28,90	0,45	0,42
Alimentação <i>rougher</i>	39	46,69	32,37	0,49	0,45
Concentrado <i>rougher</i>	29	58,39	16,13	0,41	0,42
Rejeito <i>rougher</i>	10	11,24	81,57	0,70	0,54
Rejeito <i>cleaner</i>	4	20,93	67,33	0,79	0,72
Concentrado <i>cleaner</i>	26	63,51	9,14	0,36	0,37

A Figura 5.13 apresenta o *boxplot* mostrando o comportamento dos teores de ferro do concentrado e dos índices de recuperação mássica e metálica, alcançados nos ensaios de concentração magnética. Constata-se que as médias obtidas, referentes ao teor de ferro do concentrado e aos índices de recuperação mássica e metálica foram, respectivamente, de 64,65%, 62,14% e 83,86%.

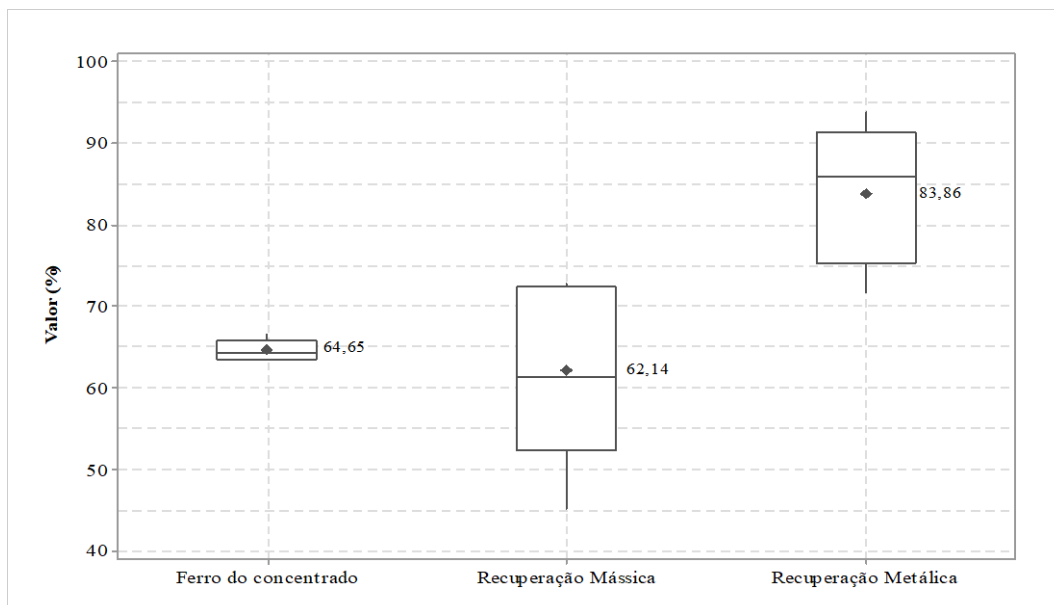


Figura 5.13: *Boxplot* mostrando o comportamento dos teores de ferro do concentrado e dos índices de recuperação mássica e metálica, obtidos nos ensaios de concentração magnética do rejeito da espiral concentradora.

Esses índices alcançados, superiores àqueles observados nos ensaios com a espiral concentradora, podem ser atribuídos à menor sensibilidade do separador magnético, comparativamente àquelas (espirais concentradoras), às características morfológicas e granulométricas das partículas (na faixa estudada). Além desse fato, nas amostras analisadas, as frações granulométricas inferiores a 106 μ m, mais propensas a se reportarem ao fluxo do rejeito da espiral, conforme pode ser constatado na Figura 5.10, e, portanto, constituírem a alimentação da separação magnética, exibiram elevados índices de liberação e conteúdo metálico.

A menor sensibilidade da separação magnética de alta intensidade à presença de partículas mais finas é corroborada pelas Figuras 5.13 e 5.14, que apresentam, respectivamente, os índices de recuperação mássica do concentrado da separação magnética em função das faixas de tamanho das partículas e um comparativo entre esses índices e aqueles obtidos nos testes com a espiral concentradora.

Analisando-se os dados, nota-se que os índices de recuperação das partículas mais finas, particularmente daquelas de tamanho inferior a 74 μ m, obtidos na separação magnética de alta intensidade, foram significativamente superiores àqueles obtidos na espiral concentradora. Além desse fato, observa-se que o índice das partículas pertencentes à faixa de tamanhos superior a 1mm, no concentrado da separação magnética, foi bem superior ao verificado no concentrado final da espiral concentradora.

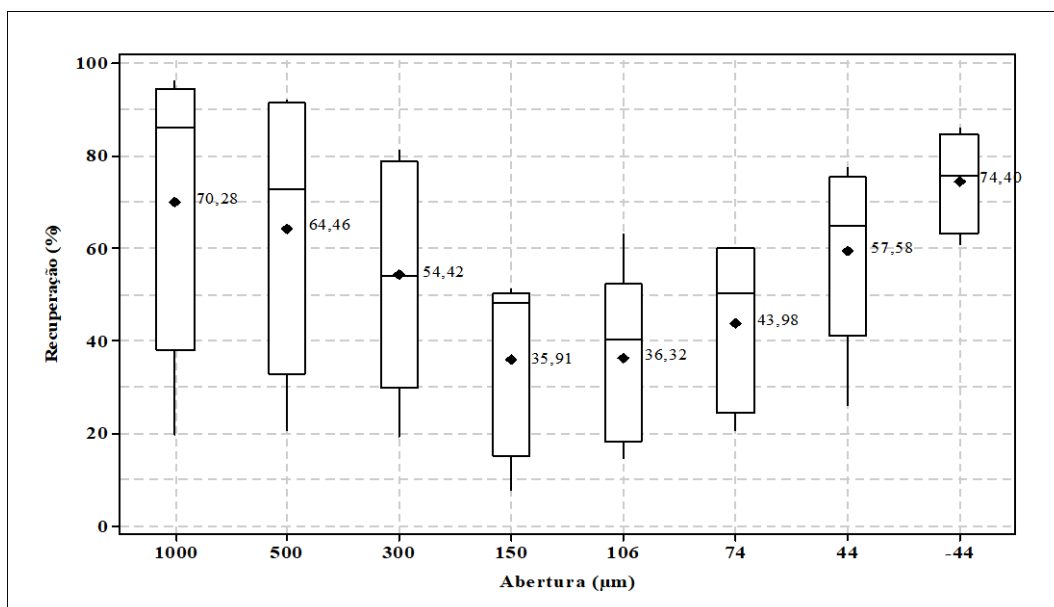


Figura 5.13: Comportamento dos índices de recuperação mássica obtidos em função do tamanho das partículas, nos ensaios com o separador magnético de alta intensidade.

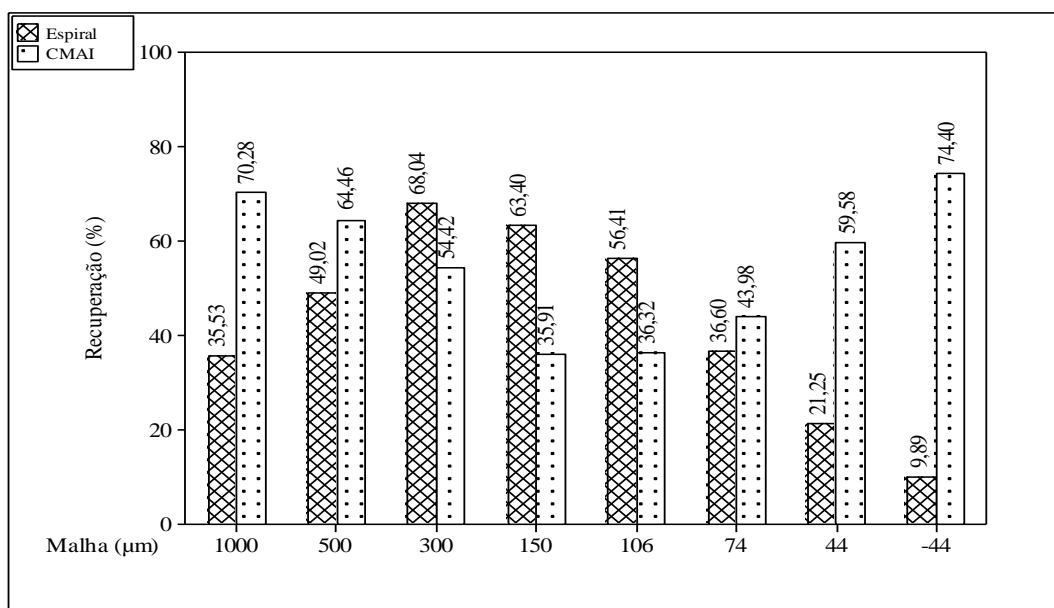


Figura 5.14: Comparativo entre os índices de recuperação mássica obtidos por faixa granulométrica nos ensaios conduzidos com a espiral concentradora e com o separador magnético de alta intensidade.

O comportamento exibido na Figura 5.13 pode ser explicado pela forma como o teor de ferro do rejeito final da espiral, que constituiu, após ser desaguado, as amostras de alimentação da separação magnética, se comportou em relação ao tamanho das partículas (Figura 5.15). Nos dois casos (Figuras 5.13 e 5.15), verifica-se a existência de três regiões: a primeira, que se situa entre 1mm e 150µm, exibe índices decrescentes de recuperação mássica, os quais acompanharam a redução dos teores de ferro; a segunda, entre 150µm e

75 μm , mostra a estabilização dos valores de recuperação mássica nos patamares mais baixos, refletindo os menores teores de ferro encontrados nesta região; e uma terceira, constituída por partículas com tamanho inferior a 75 μm , que registra o crescimento dos índices de recuperação mássica, coincidindo com a elevação dos teores de ferro, observada nesta região.

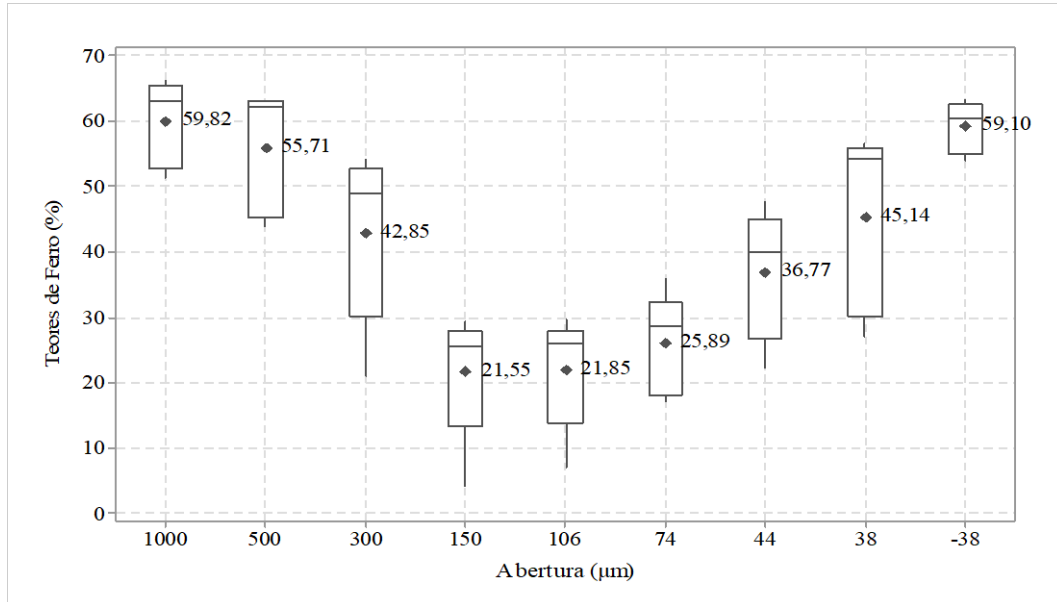


Figura 5.15: Comportamento dos teores de ferro em função do tamanho das partículas do rejeito final da espiral concentradora.

Os fatos, narrados nos parágrafos anteriores, repercutiram diretamente no comportamento das curvas de distribuição granulométrica das amostras de concentrado final e rejeito da separação magnética (Figura 5.16). Neste caso, verifica-se que, diferentemente do que ocorreu com os ensaios realizados na espiral concentradora, na faixa de tamanhos inferior a 106 μm , a curva granulométrica do produto magnético apresentou granulação mais fina que as amostras de rejeito e de alimentação.

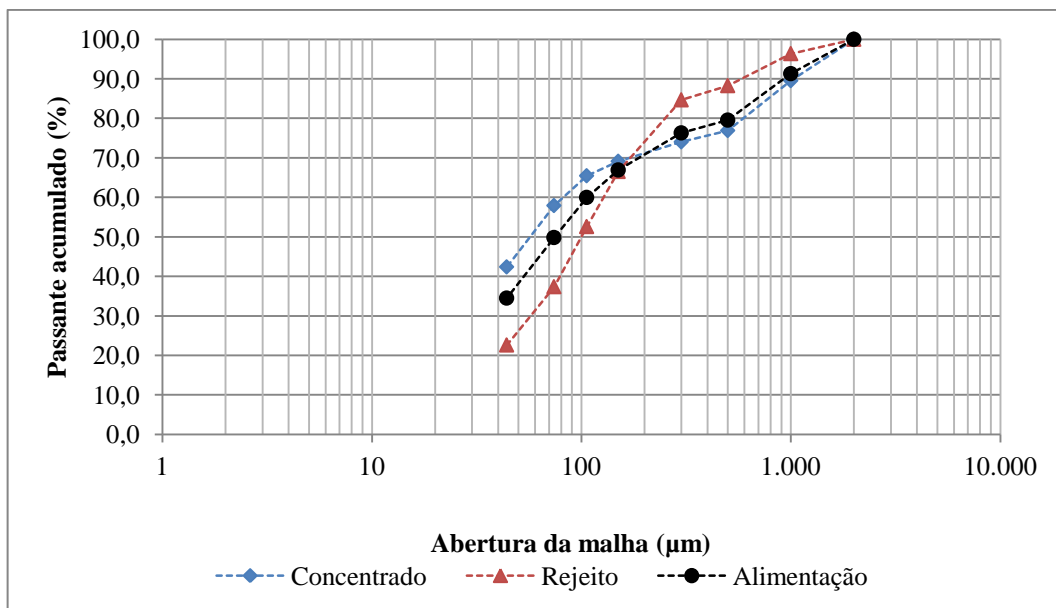


Figura 5.16: Distribuição granulométrica média das cinco amostras de alimentação, concentrado final e rejeito da separação magnética de alta intensidade.

Ainda em relação aos ensaios, para evitar a obstrução das matrizes, foi necessário reduzir a intensidade do campo para 7000 Gauss e utilizar matrizes com gap de 5,0mm nos ensaios conduzidos com a amostra 04. Esse fato pode estar relacionado à maior presença de grãos de magnetita no rejeito da espiral concentradora obtido com esta amostra, visto que ela, conforme abordado anteriormente, apresentara um índice bem superior à média observada em todas as outras amostras. Nestes casos, seria recomendável a utilização de uma etapa de separação magnética de média intensidade para remoção dos grãos mais susceptíveis magneticamente.

6. CONCLUSÃO

Com base nos resultados das análises mineralógicas das amostras de alimentação dos testes de concentração do *sinter-feed* fino, pode-se afirmar que a hematita, em suas diversas formas, constituiu o óxido de ferro predominante, destacando-se a forma tabular na AM-01, a martítica na AM-04 e a lobular na AM-05. Já em relação ao grau de liberação, constatou-se que as partículas mais finas, particularmente aquelas menores que 106 μ m, foram as que exibiram os maiores índices desta grandeza.

Nos estudos, o teor de ferro das amostras de alimentação dos ensaios de concentração conduzidos na espiral concentradora oscilou entre 51,8% e 61,2%. Verificou-se que esse fator, junto com a distribuição granulométrica das amostras e a morfologia das partículas de óxido de ferro, nomeadamente a presença de hematitas tabulares, influíram decisivamente na performance deste equipamento. Essa constatação pode ser corroborada pelos índices de recuperação mássica e metálica obtidos nos ensaios conduzidos com a amostra AM-01, a qual se caracterizou por exibir o menor teor de ferro, a maior quantidade de hematita tabular e a maior proporção de partículas menores que 106 μ m.

Além dos fatos narrados no parágrafo anterior, chamaram a atenção, nos ensaios, os baixos índices de recuperação mássica e metálica obtidos, cujas médias foram, respectivamente, de 43,74% e 49,11%. A excessiva perda metálica pode ser atribuída à grande propensão das partículas finas, especialmente aquelas inferiores a 106 μ m, que concentram cerca de 30% do conteúdo metálico das amostras de alimentação, a se reportar, ao serem arrastadas pela água, para o fluxo de rejeitos.

Em relação aos testes de separação magnética de alta intensidade, realizadas com o rejeito final da espiral concentradora, os teores de ferro do concentrado e os índices de recuperação mássica e metálica obtidos, cujas médias foram, respectivamente, de 64,65% 62,14% e 83,86%, se mostraram extremamente satisfatórios. Esses resultados podem ser atribuídos ao menor impacto que as características morfológicas e a quantidade de partículas finas (<106 μ m) exerceram sobre o desempenho do separador magnético.

Em suma, os resultados, obtidos nos testes, atestaram a viabilidade técnica de se utilizar a separação magnética de alta intensidade para se recuperar o rejeito da espiral concentradora.

7. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

- Estudo para quantificar o impacto sobre os índices de recuperação mássica e metalúrgica da participação de hematitas tabulares, na alimentação da espiral concentradora;
- Estudo para avaliar a adoção de uma etapa de separação magnética de média intensidade precedendo a de alta intensidade, para remoção dos grãos minerais de alta suscetibilidade magnética;
- Estudo de otimização das variáveis operacionais do separador magnético de alta intensidade, a saber: campo magnético, pressão do jato de limpeza dos médios, frequência de rotação do rotor e percentual de sólidos da polpa de alimentação;

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ARROYO ORTIZ, C. E. **Caracterização geometalúrgica e modelagem geoestatística da Mina de Brucutu – Quadrilátero Ferrífero (MG)**. 2014. 206 f. Tese (Doutorado em Evolução Crustal e Recursos Naturais) – Escola de Minas, Universidade Federal de Ouro Preto, Ouro Preto, 2014.

BAGNOLD, R.A., **Experiments on a gravity free dispersion of large solid spheres in a Newtonian fluid under shear**, Prec. R. Soc. Lend., Ser. A, 225, 49-63 (1954).

COMPANHIA SIDERÚRGICA NACIONAL MINERAÇÃO. Disponível em: <http://www.csn.com.br/conteudo_pti.asp?idioma=0&conta=45&tipo=59540>. Acesso em: 21 abr. 2017.

CREMASCO, M. A. **Operações Unitárias em sistemas particulados e fluidomecânicos**. São Paulo: Blucher, 2012.

DAVIES, P.O.J., GOODMAN, R.H., DESCHENPS, J.A. **Recent development in spiral design, construction and application**, *Minerals Engineering*, vol.4, pp. 437-456, 1991.

FORSSBERG, E; SIVAMOHAN, R. **Principles of Spiral Concetration**. *Mineral Technologies Division*, p. 173-181, 1995.

FOX, R. W.; MC DONALD, A. T.; PRITCHARD, P. J. **Introdução à mecânica dos fluidos**. 6.ed. Rio de Janeiro: LTC, 2006. 798 p.

FUJITA, T; SVOBODA, J. **Recent developments in magnetic methods of material separation**. *Minerals Engineering*, p. 785-795, 2003.

HALLIDAY, David; RESNICK, Robert; MERRILL, John. **Fundamentos de física: eletromagnetismo**. 3.ed. Rio de Janeiro: LTC, 1994. v.3. 334 p.

HOLLAND-BATT, A.B. **Some design considerations for spiral separators**. *Mineral Technologies Division*, vol.8, p. 1381-1395,1995.

HOLTHAM, P.N. **Primary and secondary fluid velocities on spiral separators**. *Minerals Engineering*, vol. 5, pp. 79-102, 1992.

JAIN, P. K.; RAYASAM, V. **An analytical approach to explain the generation of secondary circulation in spiral concentrators.** Powder Technology: Jarkland; v. 308, p. 165-177; 08 dez. 2016.

KAPUR, P.C.; MELOY, T.P. **Industrial modeling of spirals for optimal configuration and design: spiral geometry, fluid flow and forces on particles.** Tata Research, Development and Design Centre, Pune, p. 244-252, 1999.

KING, R. P. **Modeling and simulation of mineral processing systems.** Boston: Butterworth Heinemann, 2001 403p.

KLEIN, Cornelis; HURLBUT JUNIOR, Cornelius S (Autor). **Manual de mineralogía/** basado en la obra de J. D. Dana. 4. ed. Barcelona, ES: Reverte, c1997. 2v.

KLEIN, C. **The Manual of Mineral Science**, 22nd Eds., John Wiley & Sons, 2002, 641 pp.

LUZ, Adão Benvindo da et al. **Tratamento de Minérios.** 5 ed. Rio de Janeiro: CETEM/MCT, 2010.

LUZ, J. A. M. **Fracionamento granulométrico de sistemas particulados.** Ouro Preto, 2014.

MASSARANI, Giulio. **Fluidodinâmica em sistemas particulados.** 2. ed. Rio de Janeiro: E-Papers Serviços Editoriais 2002. 152 p.

PARKER, M. R. **The physics of Magnetic Separation.** Department of Pure and Applied Physics, University of Salford. Salford, vol. 18, p. 279-306, 1977.

QUEIROZ, L. A. **Caracterização de minérios da Mina de Brucutu, Vale, focada na previsibilidade das operações de concentração mineral.** Belo Horizonte: Escola de Engenharia da UFMG, 2008. 355p. (Tese, Doutorado em Engenharia Metalúrgica e de Minas).

REIS, Érica Linhares. **Caracterização de resíduos provenientes da planta de beneficiamento do minério de manganês sílico-carbonatado da RDM–unidade Morro da Mina.** 2005.

SADEGHI, Maryam; BAZIN, Claude; RENAUD, Marilène. **Radial distribution of iron oxide and silica particles in the reject flow of a spiral concentrator.** International Journal of Mineral Processing, v. 153, p. 51-59, 2016.

SAMPAIO, Carlos Hoffmann; TAVARES, Luís Marcelo Marques. **Beneficiamento gravimétrico**: uma introdução aos processos de concentração mineral e reciclagem de materiais por densidade . Porto Alegre: Editora da UFRGS 2005. 603 p.

SVOBODA, J. **High-gradient magnetic separation: a search for a matrix material**. International Journal of Mineral Processing, p. 165-175, 1981.

STOKES, Y. M. **Computing flow in a spiral particle separator**. Computing, v. 10, p. 14, 2001.

TAKEHARA, Lucy. **Caracterização Geometalúrgica dos Principais Minérios de Ferro Brasileiros**. Tese de doutorado em Geociência, Instituto de Geociência da UFRGS, 2004. 421p.

WALDE, D. H. G. **Geologia do Ferro**. In: Schobbenhaus C. & Coelho (eds.) Principais Depósitos Mineraiis do Brasil: Ferro e Metais da Indústria do Aço – 2, Brasília, C. E. S. DNPM-CVRD, p. 3, 1986.

WILLS, B. A. **Mineral processing technology**. 4. ed. Oxford: Pergemon Press 1988. 785 p.

VALADÃO, George Eduardo Sales; ARAUJO, Armando Correa de. **Introdução ao tratamento de minérios**. Belo Horizonte: Editora da UFMG 2007. 234 p.