

UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS
Curso de Pós-Graduação em Engenharia Metalúrgica e de Minas

Dissertação de Mestrado

“Filtragem de rejeitos de minério de ferro visando a sua
disposição em pilhas”

Autor : Nilton Caixeta Guimarães
Orientador: Prof. George E. S. Valadão

Abril/2011

UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS
Curso de Pós-Graduação em Engenharia Metalúrgica e de Minas

Nilton Caixeta Guimarães

FILTRAGEM DE REJEITOS DE MINÉRIO DE FERRO VISANDO A SUA
DISPOSIÇÃO EM PILHAS

Dissertação de Mestrado apresentada ao Curso de Pós-Graduação em Engenharia
Metalúrgica e de Minas da Universidade Federal de Minas Gerais

Área de concentração: Tecnologia Mineral
Orientador: Prof. George E. S. Valadão

Belo Horizonte
Escola de Engenharia da UFMG
2011

À minha esposa, Sonia,
e meus filhos Gabriella, Diogo e Bruno.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a todos aqueles que, direta ou indiretamente, colaboraram na preparação deste trabalho e, em particular:

À VALE S.A, por incentivar o estudo e o desenvolvimento pessoal e profissional de todos os seus empregados.

Ao professor George E. S. Valadão, pela valiosa orientação.

Ao professor Antônio Eduardo Clark Peres, pela amizade e por “não ter desistido de mim”.

A Aloísio Borges, Leonardo Queiroz, Marcelo Calixto e Marco Túlio pelos ensinamentos, apoio e importantes *feed backs*.

Aos colegas de trabalho, Carlos Gontijo, Ciro Massayuki (*in memoriam*), Deizimara Pena, Hely Simões, Ivan Pena, José Antônio Rodrigues, Julliana Souza Oliveira, Klaydison Silva, Marcelos Mattos, Marcos Dias, Neymayer Lima, Nilton Torquato, Oliver Gobbo e Vania Andrade pela colaboração, discussão e compartilhamento de idéias e grande ajuda nas minhas atividades diárias na empresa.

A toda equipe dos laboratórios CPT Mariana e Miguelão, sobretudo a Delciane Porfiro, Josemar Costa, Michelle Marques e Rodrigo Fina pela contribuição na execução dos ensaios e análises.

Ao Celso Tessarotto, experiente consultor em separação sólido-líquido, pela expressiva colaboração.

Aos representantes das empresas Antonio Melo, Flávio Storolli e Steve Benesi (FLSMIDTH MINERALS - PNEUMAPRESS), João Nelson e Marcelo Waragaia (LAROX), Carlos Jimenez (DELKOR), Jose Fernando Saraiva (BOKELA), Luis F. Silva (ANDRITZ) pela significativa cooperação.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	1
2. OBJETIVOS	3
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	4
3.1. BENEFICIAMENTO DO MINÉRIO DE FERRO.....	4
3.2. DISPOSIÇÃO DE REJEITOS	8
3.3. SEPARAÇÃO SÓLIDO-LÍQUIDO.....	13
3.3.1. ESPESAMENTO.....	15
3.3.2. FILTRAGEM	24
3.3.3. DIMENSIONAMENTO DOS FILTROS.....	44
4. METODOLOGIA	49
4.1. AMOSTRAGEM E PREPARAÇÃO	49
4.2. CARACTERIZAÇÃO.....	52
4.3. ENSAIOS TECNOLÓGICOS	52
4.4. DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS DE FILTRAGEM	54
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	58
5.1. CARACTERIZAÇÃO DAS AMOSTRAS	58
5.1.1. <i>Análise granulométrica.....</i>	<i>58</i>
5.1.2. <i>Composição Química.....</i>	<i>62</i>
5.1.3. <i>Área Superficial Específica - Blaine</i>	<i>64</i>
5.1.4. <i>Densidade relativa</i>	<i>65</i>
5.2. TESTES DE FILTRAGEM	66
5.2.1. <i>Teste de filtração a vácuo (filtro de disco convencional e filtro horizontal de correia).....</i>	<i>66</i>
5.2.2. <i>Teste de filtração sob pressão (filtro prensa horizontal)</i>	<i>70</i>
5.2.3. <i>Teste de filtração capilar (filtro de disco cerâmico).....</i>	<i>73</i>
5.2.4. <i>Teste de filtração hiperbárica (filtro de disco encapsulado).....</i>	<i>74</i>
5.2.5. <i>Teste de filtração sob pressão (filtro prensa vertical)</i>	<i>76</i>
5.3. COMPARATIVO DAS TECNOLOGIAS DE FILTRAGEM.....	78
5.3.1. <i>Rejeitos da Flotação</i>	<i>78</i>

5.3.2.	<i>Rejeitos da deslamagem (lamas)</i>	82
5.3.3.	<i>Rejeito de Concentração Magnética</i>	83
5.3.4.	<i>Rejeito total (mistura)</i>	84
5.4.	CONCEITUAÇÃO DE UM SISTEMA ALTERNATIVO DE DISPOSIÇÃO DE REJEITOS	84
5.4.1.	ALTERNATIVAS PROPOSTAS	85
5.4.2.	COMPARATIVOS DAS ALTERNATIVAS PROPOSTAS	99
6.	CONCLUSÕES	105
7.	RELEVÂNCIA DOS RESULTADOS	109
8.	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	110
9.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	111

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 - Mapa dos Complexos Mineradores do Sistema Sul da VALE.	5
Figura 3.2 - Fluxograma simplificado da usina - Projeto ITMI VGR.	8
Figura 3.3 - Pasta de rejeito de minério de ferro. ⁽¹⁶⁾	10
Figura 3.4 - Filtragem de rejeito de cobre em Mantos Blancos (Chile). ⁽¹⁹⁾	10
Figura 3.5 - Disposição convencional de rejeitos diluídos em barragens. ⁽²⁰⁾	11
Figura 3.6 - Disposição de rejeito espessado. ⁽²⁰⁾	11
Figura 3.7 - Disposição de rejeito filtrado em Mantos Blancos (Chile). ⁽¹⁹⁾	12
Figura 3.8 - Vista aérea da mina de La Coipa (Chile). ⁽¹⁹⁾	12
Figura 3.9 - Filtragem de rejeitos na mina de La Coipa (Chile). ⁽¹⁹⁾	13
Figura 3.10 - Representação de um espessador convencional. ⁽¹⁷⁾	18
Figura 3.11 - Espessador de lamas <i>high capacity</i> da usina de Mutuca.....	18
Figura 3.12 - Seções típicas de um gráfico de sedimentação. ⁽¹⁷⁾	19
Figura 3.13 - Determinação da concentração de sólidos ótima para lamas de minério de ferro da mina de Capão Xavier. ⁽²³⁾	20
Figura 3.14 - Seleção de floculante para lamas de minério de ferro da mina de Capão Xavier. ⁽²³⁾	21
Figura 3.15 - Análise de reologia para lamas de minério de ferro da mina de Capão Xavier. ⁽²³⁾	22
Figura 3.16 - Ensaio de <i>slump test</i> para lamas de minério de ferro da mina de Capão Xavier. ⁽²³⁾	24
Figura 3.17 - Desenho esquemático do sistema de filtragem a vácuo. ^(23 modificado)	30
Figura 3.18 - Representação esquemática de um filtro de disco convencional (EIMCO Modificado). ⁽²⁷⁾	31
Figura 3.19 - Válvula de vácuo para filtro de disco convencional (Westech Modificado). ⁽²⁸⁾	31
Figura 3.20 - Ciclo de filtragem no filtro de disco convencional (EIMCO Modificado). ⁽²⁷⁾	32
Figura 3.21 - Filtro de disco convencional Modelo VSF 120/10 (Andritz). ⁽²⁸⁾	33
Figura 3.22 – Filtro horizontal de correia (EIMCO Modificado). ⁽²⁹⁾	33
Figura 3.23 - Arranjo típico para instalação de filtros horizontais de correia (LAROX Modificado). ⁽³⁰⁾	34
Figura 3.24 – Filtro horizontal de correia de 134m ² . ⁽³¹⁾	34
Figura 3.25 - Filtro-prensa de placas verticais (NETZSCH Modificado). ⁽³²⁾	35

Figura 3.26 - Ciclo de operação dos filtros prensa com placas tipo câmara (Andritz Modificado). ⁽³²⁾	36
Figura 3.27 - Ciclo de operação dos filtros prensa com placas tipo diafragma (Andritz Modificado). ⁽³²⁾	37
Figura 3.28 - Filtro de pressão vertical convencional (Larox).	37
Figura 3.29 - Ciclo de um filtro de pressão vertical convencional (Larox Modificado). ⁽³³⁾	38
Figura 3.30 - Filtro de pressão vertical com injeção de calor (Pneumapress).	39
Figura 3.31 - Ciclo de filtragem de um filtro de pressão (Pneumapress Modificado). ⁽³⁵⁾	39
Figura 3.32 - O fenômeno da ascensão capilar em equilíbrio (Larox). ^(37,38)	42
Figura 3.33 - Filtro de disco cerâmico (Larox – Ceramec). ⁽³⁸⁾	42
Figura 3.34 - Fluxograma esquemático de operação de um filtro de disco cerâmico (Larox Modificado). ⁽³⁸⁾	43
Figura 3.35 - Região de descarga das tortas em filtro de disco cerâmico (Larox Modificado). ⁽³⁸⁾	43
Figura 3.36 - Filtro de disco hiperbárico (Andritz Modificado). ⁽³⁹⁾	44
Figura 3.37 - Representação simplificada da montagem de teste de folha.	45
Figura 3.38 – Detalhe do <i>leaf</i> utilizado no teste de folha com alimentação por cima.	45
Figura 3.39 - Construção dos gráficos conforme método estabelecido por Dahlstrom e Silverblatt.	46
Figura 4.1 - Montagem do teste de folha (<i>leaf test</i>).	55
Figura 4.2 - Representação da montagem do teste de filtro prensa horizontal.	55
Figura 4.3 - Suporte e câmara do filtro prensa de bancada.	56
Figura 4.4 - Foto de torta em teste de <i>leaf Ceramec</i> .	57
Figura 4.5 - Montagem para ensaios dos testes de filtragem hiperbárica (FILTRATEST).	57
Figura 5.1 - Granulometria dos rejeitos de flotação.	58
Figura 5.2 - Granulometria das lamas.	59
Figura 5.3 - Granulometria dos rejeitos não magnéticos.	60
Figura 5.4 - Distribuição granulométrica de outros rejeitos.	60
Figura 5.5 - Distribuição granulométrica das misturas dos rejeitos das usinas.	61

Figura 5.6 - Faixa granulométrica dos principais rejeitos das usinas de ferro do Quadrilátero Ferrífero.....	61
Figura 5.7 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta dos rejeitos de flotação para filtro de disco convencional.....	67
Figura 5.8 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta dos Jones de finos de Conceição para filtro de disco convencional.	68
Figura 5.9 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta dos rejeitos de flotação para filtro horizontal de correia.....	68
Figura 5.10 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta dos rejeitos de concentração magnética para filtro horizontal de correia.....	69
Figura 5.11 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta dos finos de jigues de Cauê, oversize da Derrick de Alegria e jones de finos de Conceição para filtro horizontal de correia.	70
Figura 5.12 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta dos rejeitos de flotação para filtro prensa horizontal.....	71
Figura 5.13 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta das lamas para filtro prensa horizontal.....	72
Figura 5.14 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta das misturas para filtro prensa horizontal.....	72
Figura 5.15 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta dos rejeitos de flotação para filtro de disco cerâmico.	73
Figura 5.16 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta dos rejeitos de flotação para filtro hiperbárico.	74
Figura 5.17 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta das lamas para filtros hiperbáricos.	75
Figura 5.18 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta das misturas para filtros hiperbáricos.	75
Figura 5.19 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta dos rejeitos de flotação para filtro prensa vertical.....	76
Figura 5.20 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta das lamas para filtro prensa vertical.	77
Figura 5.21- Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta dos rejeitos de concentração magnética para filtro prensa vertical.....	77
Figura 5.22 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta das misturas para filtro prensa vertical.	78

Figura 5.23 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta dos rejeitos de flotação para filtro de disco convencional e filtro horizontal de correia	79
Figura 5.24 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta de rejeitos de flotação para filtro de disco convencional, filtro horizontal de correia e filtro prensa horizontal.	80
Figura 5.25 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta de rejeitos de flotação para filtro de disco convencional, filtro de disco cerâmico, filtro horizontal de correia e filtro prensa horizontal.	81
Figura 5.26 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta do rejeito de flotação de Vargem Grande.	82
Figura 5.27 - Área unitária de filtração em função da umidade da torta para as lamas	83
Figura 5.28 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta de rejeitos de concentração magnética.	83
Figura 5.29 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta dos rejeitos totais das usinas (mistura).	84
Figura 5.30 - Alternativa 1 – Fluxograma Simplificado.....	85
Figura 5.31 - Taxas de filtração dos rejeitos de flotação extrapolado para ITMI VGR.	86
Figura 5.32 - Taxas de filtração dos rejeitos de flotação para filtro prensa vertical extrapolado para ITMI VGR.....	87
Figura 5.33 - Taxas de filtração dos rejeitos de flotação para filtro hiperbárico extrapolado para ITMI VGR.....	88
Figura 5.34 - Comparativo: custo de aquisição por tipo de filtro.	89
Figura 5.35 - Comparativo: potência instalada por tipo de filtro.	90
Figura 5.36 - Comparativo: custos de filtração dos rejeitos da ITMI VGR.....	91
Figura 5.37 - Comparativo: custos de filtração das lamas da ITMI VGR.....	92
Figura 5.38 - Análise Econômica: filtração dos rejeitos e lamas da ITMI VGR.	93
Figura 5.39 - Alternativa 2 – Fluxograma Simplificado.....	94
Figura 5.40 - Comparativo: custos de filtração da mistura - ITMI VGR.....	95
Figura 5.41 - Alternativa 3 – Fluxograma Simplificado.....	96
Figura 5.42 - Análise reológica da lama – ITMI VGR. ⁽⁴⁴⁾	97
Figura 5.43 - Análise econômica: filtração de rejeitos e produção de pasta	99
Figura 5.44 - Análise econômica: comparativo das alternativas propostas.....	103
Figura 5.45 - Custo por tonelada: comparativo das alternativas propostas	104

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 - Etapas de beneficiamento do minério de ferro do Quadrilátero Ferrífero..	6
Tabela 3.2 - Balanço de massas simplificado - Projeto ITMI VGR.....	7
Tabela 3.3 - Tipos de espessadores para adensamento de polpas de minério de ferro (Door Oliver modificado) ⁽²¹⁾	17
Tabela 3.4 - Variáveis que afetam a velocidade de filtração relativas ao sólido, torta/filtrado, polpa e o tipo de equipamento.....	25
Tabela 3.5 - Mecanismos de filtração e os principais fornecedores.....	27
 Tabela 4.1 - Relação das usinas onde foram coletadas as amostras de rejeitos.....	49
Tabela 4.2 - Pontos de coleta de amostras de rejeitos por usina.....	50
Tabela 4.3 - Proporção da massa gerada de rejeitos em relação à massa total por usina	50
Tabela 4.4 - Balanço de massa das usinas	51
Tabela 4.5 - Massa de rejeitos gerados no total das usinas	52
Tabela 4.6 - Ensaaios de filtração por tipo de rejeito.....	53
Tabela 4.7 - Ensaaios de filtração dos rejeitos gerados em cada usina	54
 Tabela 5.1 - Teores das amostras de rejeitos de flotação das usinas.....	63
Tabela 5.2 - Teores das amostras de lamas das usinas.....	63
Tabela 5.3 - Teores dos rejeitos não magnéticos das usinas	64
Tabela 5.4 - Teores de amostras de rejeitos das usinas	64
Tabela 5.5 - Área superficial específica (<i>Blaine</i>) das amostras de rejeitos em cm ² /g..	65
Tabela 5.6 - Densidade relativa das amostras de rejeitos	66
Tabela 5.7 - Cálculo do número de filtros para rejeito de flotação - Projeto ITMI VGR	88
Tabela 5.8 - Cálculo do número de filtros para lamas - Projeto ITMI VGR.....	92
Tabela 5.9 - Cálculo do número de filtros para mistura dos rejeitos e lamas - ITMI VGR	95
Tabela 5.10 - Resultados do dimensionamento do espessador de pastas – ITMI VGR ⁽⁴⁴⁾	98
Tabela 5.11 - Quadro resumo dos equipamentos principais das alternativas propostas	100
Tabela 5.12 - Quadro resumo da avaliação econômica das alternativas propostas...	102

LISTA DE NOTAÇÕES

CAPEX	investimento de capital (<i>Capital Expenditure</i>)
CNRH	Conselho Nacional de Recursos Hídricos
DNPM	Departamento Nacional de Produção Mineral
Fc	fator de correlação
ITMI VGR	Instalação de Tratamento de Minérios de Vargem Grande
MR\$	milhões de reais
NRM	Normas Reguladoras de Mineração
OPEX	despesas operacionais (<i>Operational Expenditure</i>)
Pa	pascal (unidade do sistema internacional de pressão)
ROM	minério proveniente da mina (<i>Run of Mine</i>)
tuf	taxa unitária de filtragem
VPdesembolso	valor presente de desembolso
μm	micrometro ou micrométrico

RESUMO

O aumento do volume de rejeitos gerados no processo de beneficiamento de minério de ferro, estimulado pela lavra crescente de jazidas com menor teor metálico, tem despertado o interesse de se estudar novos métodos para a sua disposição. A metodologia tradicional com a disposição de polpas em barragens requer grandes áreas, apresenta grande impacto ambiental e, por conseguinte, dificuldade na aquisição de novos licenciamentos. A filtração e a disposição dos rejeitos em pilhas pode ser uma alternativa viável dentro deste contexto.

Foram realizados ensaios de filtração em bancada com amostras de rejeitos das principais usinas de ferro do Quadrilátero Ferrífero. Os ensaios foram realizados nas principais tecnologias de filtração disponíveis no mercado: filtração a vácuo, sob pressão, capilar e hiperbárica. Os resultados mostraram que, com exceção das lamas, é possível filtrar os rejeitos das usinas com uma boa taxa unitária de filtração e com umidade adequada para empilhamento. Foram averiguados no mercado os preços dos equipamentos e consumo de energia e realizada análise econômica para verificação da tecnologia mais indicada para cada aplicação.

Para os rejeitos de flotação, a melhor alternativa técnico-econômica é o emprego de filtro de disco convencional. Porém, o filtro com disco cerâmico apresenta 15% do consumo energético em relação ao filtro de disco convencional e pode vir a ser a melhor opção dependendo da variação do custo de energia, no período do empreendimento.

As lamas não podem ser filtradas aplicando tecnologias de filtração a vácuo e capilar. Os usos de filtração sob pressão ou hiperbárica mostraram taxa unitária de filtração relativamente baixa e alta umidade da torta (próximo a 20%). A melhor alternativa técnico-econômica para filtração de lamas é o emprego de filtro prensa horizontal, porém é recomendável que sejam realizados testes pilotos para comprovação da viabilidade técnica. A torta produzida com a filtração das lamas poderia ser misturada à torta de rejeitos grossos e/ou estéril da mina para permitir o seu empilhamento.

Foi realizado um estudo comparativo de três alternativas propostas para separação sólido-líquido dos rejeitos de flotação e lamas das novas usinas de itabiritos pobres.

Estas alternativas podem ser soluções inovadoras ao método convencional de disposição dos rejeitos em barragens com polpas diluídas, requerendo estudos geotécnicos complementares.

ABSTRACT

The increased volume of waste generated in the beneficiation of iron ore, driven by the decrease in the metal content in the mineral deposits, has raised interest in studying new methods for their disposal. The traditional method with the disposal of slurry in tailing dams requires large areas, with large environmental impact and therefore presents a difficulty in acquiring new licenses. Filtration and disposal of tailings in stockpiles may be a viable alternative in this context.

Filtration tests in laboratory scale were conducted with tailing's samples of several mills from the Iron Quadrangle. The tests were performed using the main filtering technologies available in the market: vacuum filtration, pressure, hyperbaric and capillary filters. The results showed that with the exception of the slimes, it is possible to filter the tailings from the processing plants with a good filtration rate and a residual moisture suitable for stacking. The market prices and energy consumption of each equipment was updated and an economic analysis was conducted to verify the most appropriate technology for each application.

For the flotation tailings, the best economic alternative is the use of conventional disc filters. However, the energy consumption of filters with ceramic discs is only 15% of a conventional disc filter and could be the best option depending on the variation in energy costs over the period of the project.

The slimes can not be filtered by applying vacuum and capillary filtration technologies. The filtration of slimes under pressure or using hyperbaric filters resulted in low filtration rate and high residual cake moisture (around 20%). The best technical and economical alternative to filter slimes is the use of horizontal filter press, but it is recommended to be carried out bench tests to verify the technical feasibility. The resulting cake could be mixed with the coarse tailings and / or mine waste to facilitate its stacking.

A comparative study of three alternative proposals for solid-liquid separation of slimes and flotation tailings of new plants treating poor itabirites was conducted. These alternatives may be innovative solutions to the conventional method of disposal in tailings dams with diluted pulp, although it requires further geotechnical studies.

1. INTRODUÇÃO

Os rejeitos de mineração são os resíduos gerados diretamente nas usinas de tratamento de minérios que não apresentam valor econômico associado. Como a maior parte dos processos de beneficiamento de minérios são realizados por via úmida, os rejeitos em geral se apresentam em forma de polpa, isto é, uma fração aquosa contendo diferentes partículas minerais em suspensão e/ou íons dissolvidos⁽¹⁾.

O aumento do volume de rejeitos gerados nas atividades mineradoras, impulsionado pela exploração crescente de jazidas com mais baixo teor metálico, tem acentuado a necessidade de barragens cada vez maiores para a contenção dos rejeitos.

As preocupações ambientais envolvidas nesse processo, a proximidade de áreas urbanas e a pressão da opinião pública têm dificultado o licenciamento de áreas para a construção de novas barragens ou de alteamento de barragens existentes, despertando a necessidade de se investigar novos métodos para a sua disposição⁽²⁾.

É o caso, por exemplo, do Projeto de Itabiritos de Vargem Grande (ITMI VGR), em Minas Gerais, com *start up* previsto para 2013. O minério (ROM), com 44% de ferro e 36% de sílica, será originado inicialmente da mina de Abóboras para produção de 10 milhões de toneladas por ano de *pellet feed*. Com recuperação mássica de 46% demandará uma grande área para a disposição dos rejeitos (geração de 1.026t/h de rejeito de flotação e 546t/h de lamas)⁽³⁾.

Novos projetos para beneficiamento de itabiritos pobres no Quadrilátero Ferrífero também estão em desenvolvimento para serem implantados até 2016. É o caso dos Projetos Itabiritos Pobres de Conceição e Itabiritos Mariana⁽⁴⁾.

Segundo Baginsk⁽⁵⁾, uma solução viável para esta questão contribuirá para o processo de licenciamento ambiental de novos projetos, garantindo a sobrevivência da mineração no estado de Minas Gerais. Além da dificuldade de disponibilização de novas áreas para a disposição de rejeitos, devido à proximidade cada vez maior com áreas residenciais, existe uma dificuldade adicional em Minas Gerais para aprovação de licenciamentos de barragens maiores do que 800 hectares (caso do projeto da barragem Fazenda Velha, para disposição dos rejeitos do Projeto ITMI VGR). Deve

ser destacado também o alto custo de investimento de capital (CAPEX) previsto para a implantação e alteamentos de grandes barragens.

O empilhamento de rejeitos pode ser uma alternativa viável. A polpa previamente adensada seria filtrada (em filtros industriais) e a torta produzida disposta em pilhas (em separado, em mistura ou em co-disposição com o estéril da mina). Adicionalmente, o filtrado pode ser reaproveitado como água de processo na usina, reduzindo o consumo de água nova. Além da dificuldade de licenciamento de barragens, existe também uma dificuldade adicional na aquisição de outorga para direito de uso de recurso hídrico⁽²⁾.

O estudo das diversas tecnologias disponíveis de filtragem, comparando e verificando as alternativas tecnicamente e economicamente mais viáveis para aplicação nos rejeitos de minério de ferro, torna-se de suma importância dentro desse contexto.

2. OBJETIVOS

O objetivo deste trabalho é estudar as diversas tecnologias de filtragem, disponíveis no mercado, para aplicação nos rejeitos gerados nas usinas de beneficiamento de minério de ferro do Quadrilátero Ferrífero, visando à sua disposição por empilhamento.

Divide-se em duas etapas básicas:

1. comparar tecnicamente as tecnologias de filtragem aplicáveis aos rejeitos de minério de ferro;
2. conceituar um sistema alternativo de disposição de rejeitos, verificando aspectos técnicos e econômicos, para um projeto de itabiritos pobres.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Beneficiamento do Minério de Ferro

Os altos teores de ferro em seus minérios (60% a 69% nas hematitas e 40% a 60% nos itabiritos) levam o Brasil a ocupar um lugar de destaque no cenário mundial, em termos de ferro contido no minério e, especialmente, na exportação deste⁽⁶⁾.

O minério de ferro é um dos destaques do portfólio de produtos da empresa de mineração VALE. Os complexos mineradores da empresa estão localizados no Quadrilátero Ferrífero, em Minas Gerais, denominado de Sistema Sul e na Província Mineral de Carajás, no Pará, denominado de Sistema Norte.

A Província Mineral de Carajás possui reservas de minério de ferro de alto teor (66% de ferro). Essa qualidade permite que uma parcela expressiva dos produtos seja gerada apenas com a adequação granulométrica, dispensando o processo de concentração⁽⁷⁾. Nesta província será implantado o maior projeto de minério de ferro do mundo, o Projeto S11D (Serra Sul), para produção de 90 milhões de toneladas por ano de produto, previsto para entrar em operação em 2013⁽⁴⁾. O beneficiamento do minério será totalmente a umidade natural (somente etapas de britagem e classificação), recuperação mássica de 100% e produção de um único produto, o *sinter feed*⁽⁸⁾.

O Sistema Sul é composto por seis complexos mineradores: Itabira, Mariana, Minas Centrais, Paraopeba, Vargem Grande e Itabiritos, todos localizados no Quadrilátero Ferrífero, em Minas Gerais (Figura 3.1). O mais antigo é o de Itabira, que compreende as minas de Cauê e Conceição, cujas operações tiveram início em 1942⁽⁹⁾.

Os fluxogramas atuais das instalações de beneficiamento do Sistema Sul possuem etapas de britagem, classificação e concentração por métodos gravíticos (utilizando jiges e espirais) e/ou separação magnética (de média e alta intensidade de campo) e/ou flotação reversa. O emprego de concentração deve-se ao fato da necessidade de se reduzir os níveis de contaminante do minério, principalmente a sílica e alumina.

Normalmente, o *sinter feed* representa uma composição de duas frações: (-6,3+1)mm e (-1+0,15)mm, após concentração em circuitos independentes nas usinas. A jigagem

é o método de concentração gravítica aplicada na fração mais grossa (-6,3+1)mm, enquanto que para concentração da fração mais fina (-1+0,15)mm são empregados métodos gravíticos com espirais concentradoras, ou métodos magnéticos, através de concentradores magnéticos de média e alta intensidade de campo.

O rejeito da etapa de jigagem geralmente é moído para liberação das partículas mistas e adequação granulométrica ao processo seguinte de concentração para a produção de *pellet feed*, onde são empregados métodos de concentração magnéticos e/ou flotação em espuma.

As etapas acima de classificação e concentração do minério de ferro geram rejeitos nas usinas, sem valor econômico, conforme mostrado na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 - Etapas de beneficiamento do minério de ferro do Quadrilátero Ferrífero

Fração	Método de Concentração	Produto	Rejeito	Destinação do Rejeito
<i>(-31,5+6,3)mm</i>	-	granulado	-	-
<i>(-6,3+1)mm</i>	jigagem	<i>sinter feed</i>	rejeito da jigagem	pilhas de rejeitos ou moagem e incorporação ao circuito
<i>(-1+0,15)mm</i>	concentração magnética ou espirais		produto não magnético ou rejeito de espirais	pilhas de rejeitos ou barragens
<i>(-0,15)mm</i>	concentração magnética e/ou flotação	<i>pellet feed</i>	produto não magnético e/ou rejeito de flotação	barragens
<i>(-0,010)mm</i>	-	-	lamas	barragens

Os rejeitos finais das espirais concentradoras, concentração magnética (produto não magnético) e rejeito da flotação são, na maioria das vezes, direcionados junto com as lamas para as barragens, na forma de polpa.

Segundo Araujo⁽¹⁰⁾ as lamas são constituídas de partículas de ultrafinos ($-10+1\mu\text{m}$) e colóides ($-1\mu\text{m}$). Todavia, em uma operação usual nas usinas, denomina-se lamas toda a massa de partículas constituinte do rejeito do circuito de deslamagem.

Operações unitárias de separação sólido-líquido, como desaguamento em hidrociclones e peneiras, espessamento e filtragem do produto *pellet feed* estão, normalmente, presentes nas usinas de beneficiamento do minério de ferro. O produto *sinter feed* é filtrado ou, simplesmente, desaguado em peneiras, dependendo das características do minério.

Moagem pode ser necessária caso o minério não esteja suficientemente liberado, ou o processo subsequente requeira a redução de tamanho (pelotização), ou porque o produto será transportado por mineroduto.

É o caso dos projetos de beneficiamento do minério itabirítico pobre do Quadrilátero Ferrífero, onde a moagem é necessária para liberação das partículas e posterior concentração. O primeiro projeto da VALE será implantado no Complexo Vargem Grande para processamento de itabiritos das minas de Abóboras, Capitão do Mato e Tamanduá, com produção projetada de dez milhões de toneladas por ano de *pellet feed* (*start up*: 2013). Na fase inicial será alimentada com ROM da mina de Abóboras. A reserva total apresenta um teor médio de 44,0% de Fe e 35,8% de SiO_2 . Trata-se do primeiro projeto da VALE para minério de ferro onde a geração de rejeitos será superior à de produtos. As recuperações mássica e metalúrgica projetadas são de 46,0% e 71,7%, respectivamente (Tabela 3.2)^(3,11).

Tabela 3.2 - Balanço de massas simplificado - Projeto ITMI VGR

Fluxo	Mta	t/h	% ROM	% Fe	% SiO_2
Alimentação da Usina	21,8	2.926	100,0	44,0	35,8
Pellet Feed	10,0	1.346	46,0	68,6	0,8
Lamas	4,1	546	18,7	42,4	36,7
Rejeito da Flotação	7,6	1.026	35,1	12,5	81,5
Oversize Trommel - Moagem	0,1	7	0,2	-	-
Recuperação Metálica Global				71,7	%
Recuperação Metálica da Flotação				88,4	%

O minério será previamente britado e classificado (-12,7mm) em umidade natural e direcionado para um pátio de homogeneização. Na usina (Figura 3.2), o circuito apresentará moagem em dois estágios, classificação e deslamagem em hidrociclones, concentração por flotação reversa, classificação em peneiras de alta frequência do produto da flotação, espessamento das lamas e espessamento e filtragem do produto *pellet feed*^(3,11).

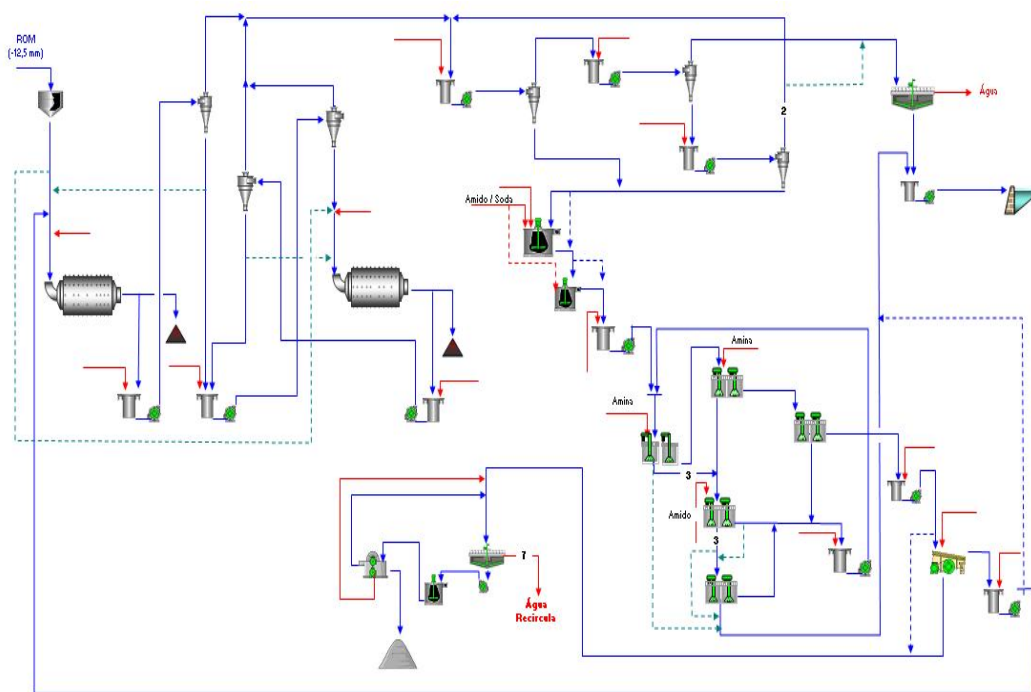


Figura 3.2 - Fluxograma simplificado da usina - Projeto ITMI VGR.

3.2. Disposição de Rejeitos

O Conselho Nacional de Recursos Hídricos – CNRH (2002), na resolução nº 29, de 11 de dezembro de 2002, em seu artigo primeiro define⁽¹²⁾:

- estéril: qualquer material não aproveitável como minério e descartado pela operação de lavra antes do beneficiamento, em caráter definitivo ou temporário;
- rejeito: material descartado proveniente de plantas de beneficiamento de minério;

- sistema de disposição de estéril: estrutura projetada e implantada para acumular materiais, em caráter temporário ou definitivo, dispostos de modo planejado e controlado em condições de estabilidade geotécnica e protegidos de ações erosivas;
- sistema de disposição de rejeitos: estrutura de engenharia para contenção e deposição de resíduos originados de beneficiamento de minérios, captação de água e tratamento de efluentes.

O Departamento Nacional da Produção Mineral – DNPM dispõe de Normas Reguladoras – NRM 19 para a Disposição de Estéril, Rejeitos e Produtos. O artigo 19.3.1 determina que a construção de depósitos de estéril, rejeitos e produtos deve ser precedida de estudos geotécnicos, hidrológicos e hidrogeológicos. Já o artigo 19.3.3 estabelece que no tratamento dos efluentes líquidos incluindo as águas da mina, da usina e de drenagem, devem ser esgotadas todas as possibilidades técnicas e econômicas de forma a maximizar a quantidade de água a ser recirculada⁽¹²⁾.

O estéril é disposto geralmente sobre a superfície do terreno, em locais pré-selecionados e onde não exista minério em sua superfície e são denominados bota-fora.

No Brasil, os rejeitos de beneficiamento são normalmente dispostos em forma de polpa em estruturas de contenção denominadas barragens. Em outros países, existe uma tendência para o adensamento dos rejeitos⁽¹³⁾. A disposição de rejeitos na forma de polpa de alta densidade, pastas minerais ou tortas apresenta vantagens consideráveis e representa alternativas às práticas convencionais⁽¹⁴⁾.

Uma pasta mineral representa um estágio intermediário entre uma polpa de alta densidade e tortas (Figura 3.3). Apresenta-se como um fluido homogêneo, no qual não ocorre segregação granulométrica das partículas e não apresenta drenagem significativa de água^(13,14,15,16). Para a formação de pasta, é necessária uma proporção significativa de partículas finas (mínimo de 20% das partículas menores que 20µm)⁽¹⁶⁾.



Figura 3.3 - Pasta de rejeito de minério de ferro.⁽¹⁶⁾

Uma torta é o resultado da operação de filtragem da polpa e é composta principalmente de partículas sólidas, sem a presença de água livre^(17,18).

A filtragem de rejeitos é uma prática usual nas minerações do deserto de Atacama, na região norte do Chile, para reduzir as perdas de água devido a sua escassez na região. A Figura 3.4 mostra a torta gerada pela filtragem de rejeitos da mina de cobre em Mantos Blancos. A operação é realizada em filtros de correia horizontal, de 100m² de área, e produz tortas com umidade de 18%⁽¹⁹⁾.



Figura 3.4 - Filtragem de rejeito de cobre em Mantos Blancos (Chile).⁽¹⁹⁾

No sistema convencional de disposição de rejeitos (polpa heterogênea), o transporte da polpa até a barragem é realizado geralmente por gravidade ou através de bombeamento (bombas centrífugas). As frações mais grossas de sólidos decantam próximo ao início do ponto de lançamento, a lama é armazenada em uma posição

intermediária e a água livre acumula-se no final do reservatório (Figura 3.5). A superfície não se solidifica totalmente, mesmo após muito tempo⁽²⁰⁾.



Figura 3.5 - Disposição convencional de rejeitos diluídos em barragens.⁽²⁰⁾

No sistema de disposição de rejeitos espessados é feita uma preparação da polpa que a faz se comportar como homogênea. O transporte até a área de disposição é realizado normalmente por bombas de deslocamento positivo (*Yield stress* na faixa de 100 a 200Pa). Não ocorre a segregação das partículas e por capilaridade a água atinge a superfície e evapora (Figura 3.6). A superfície torna-se firme, compactada e pronta para ser recuperada⁽²⁰⁾.



Figura 3.6 - Disposição de rejeito espessado.⁽²⁰⁾

Na disposição de rejeitos após filtragem (na forma de tortas) é necessário o uso de caminhões ou transportadores de correia para o seu transporte e empilhamento e possivelmente de tratores para espalhá-los (Figura 3.7)⁽¹⁹⁾.



Figura 3.7 - Disposição de rejeito filtrado em Mantos Blancos (Chile).⁽¹⁹⁾

A grande vantagem de disposição de rejeitos espessados, além de aumentar a recuperação de água do processo, é a redução significativa da área necessária de disposição, diminuindo o custo global do empreendimento e gerando menor impacto ambiental.

Na mina de ouro de La Coipa, próximo a cidade de Copiapó (Chile), todo o rejeito do beneficiamento é filtrado para maximização da recuperação de água e transportado por correia transportadora até a área de empilhamento. Os rejeitos filtrados, com 20% de umidade, são transportados a uma distância de 1.700 metros por correias transportadoras fixas até a área de depósito onde são empilhadas por um sistema de correias móveis de 500 metros de comprimento⁽¹⁹⁾. Na Figura 3.8, é apresentada uma vista aérea da área da mineração.



Figura 3.8 - Vista aérea da mina de La Coipa (Chile).⁽¹⁹⁾

Em La Coipa, a filtragem é realizada em 12 filtros horizontais de correia de 100m² de área cada (Figura 3.9). Antes de alimentar cada filtro a polpa é classificada em baterias de ciclones de 15 polegadas. O grosso (*underflow*) é alimentado diretamente sobre a tela do filtro (meio filtrante) e o fino (*overflow*) sobre o material grosso⁽¹⁹⁾.



Figura 3.9 - Filtragem de rejeitos na mina de La Coipa (Chile).⁽¹⁹⁾

3.3. Separação Sólido-Líquido

Nas usinas de beneficiamento de minérios, o processo de separação sólido-líquido compreende todas as operações unitárias onde ocorre o desaguamento, evaporação e secagem do minério. No desaguamento apenas métodos mecânicos são empregados, enquanto que na evaporação e secagem utiliza-se o calor^(17,18).

As operações de separação sólido-líquido estão usualmente relacionadas com:

- recuperação de água para reutilização no processo;
- adequação do percentual de sólidos da polpa exigida pelas operações unitárias subsequentes;
- redução da umidade dos produtos para transporte e comercialização;
- preparação de rejeitos visando transporte e disposição.

As operações unitárias de separação sólido-líquido predominantes nas usinas de beneficiamento de minérios são: peneiramento, ciclonagem, centrifugação,

espessamento, filtração, evaporação e secagem. A aplicação industrial de uma ou outra operação dependerá principalmente das características do minério e de avaliações técnicas e econômicas. Centrifugação, evaporação e secagem, muito empregadas no beneficiamento do caulim, por exemplo, não são aplicadas no minério de ferro.

Enquanto que, a ciclonagem, o peneiramento e a centrifugação são operações tipicamente empregadas nas operações unitárias de classificação por tamanho, pode-se dizer que o espessamento e a filtração são operações típicas do processo de desaguamento das operações de separação sólido-líquido, portanto merecerão, por isso, atenção especial na dissertação.

O espessamento é a operação unitária de separação sólido-líquido baseada na sedimentação das partículas por gravidade. Normalmente aplicada em polpas muito diluídas, é a etapa principal de recuperação de água de uma usina. Porém, o produto espessado (*underflow*) ainda permanece em forma de polpa (mais comum) ou pasta mineral (tecnologia mais recente, aplicado para as lamas)^(17,18).

A filtração é a operação unitária de separação sólido-líquido predominantemente empregada nos produtos de valor comercial. Na maioria das vezes é necessária uma etapa anterior de adensamento da polpa (realizada via ciclonagem ou espessamento), para garantir um percentual mínimo de sólidos na alimentação dos filtros. O produto da filtração, denominado torta, contém um mínimo de água livre^(17,18).

As operações de separação sólido-líquido mais comumente empregadas nas usinas de beneficiamento de minério de ferro são:

- para recuperação de água das lamas: espessadores convencionais, *High Rate* ou *High Capacity* (de alta capacidade). Existe uma tendência, para aplicação nos novos projetos, de espessadores capazes de fornecer um produto com mais alta porcentagem de sólidos, seja em forma de polpa (espessadores *High Density*) ou em pasta (*Deep Cone*). As principais vantagens são: maior recuperação de água de processo, menor volume necessário de reservatório para a disposição das lamas;

- no desaguamento do produto *pellet feed*: espessadores convencionais, *High Rate* ou *High Capacity* ou hidrociclones, seguidos de etapa de filtração a vácuo, com filtros de discos convencionais (mais comum), ou filtração sob pressão, com filtros prensa verticais;
- no desaguamento da fração (-1+0,15)mm do produto *sinter feed* é comum o uso de peneiras desaguadoras ou filtros a vácuo (filtros horizontais de correia), associados ou não com uma etapa prévia de adensamento da polpa com hidrociclones.

No que se refere ao espessamento, a revisão bibliográfica se restringirá a uma visão mais genérica, não abordando os aspectos relacionados ao dimensionamento de equipamentos.

Na área da filtração, será dada uma abordagem mais ampla, com interesse no conhecimento das tecnologias atualmente disponíveis de filtração aplicáveis ao minério de ferro.

3.3.1. Espessamento

O espessamento é uma operação unitária de separação sólido-líquido baseada na velocidade de sedimentação das partículas em um meio aquoso pela ação da gravidade, com o objetivo principal de gerar uma polpa (*underflow*) mais densa. É caracterizada pela formação de uma interface cada vez mais nítida entre o líquido (água) e os sólidos (minério) no decorrer do tempo de sedimentação^(17,18).

Esta operação é largamente empregada nas usinas de beneficiamento de minério de ferro, com as seguintes finalidades principais:

- espessamento das lamas (muito diluídas): na recuperação de água para recirculação (*overflow*) e adensamento da polpa (*underflow*) para transporte e descarte;

- espessamento do produto *pellet feed*: para adequação da concentração de sólidos para a etapa seguinte de filtração;
- espessamento do material não concentrado na granulometria do *pellet feed*: adequação do percentual de sólidos para a etapa seguinte de concentração por flotação (mais comum) ou concentração magnética.

Novas aplicações podem ser vislumbradas, como:

- maior adensamento das lammas (espessadores *High Density*) ou geração de pasta mineral (espessadores *Deep Cone*) para descarte;
- espessamento de rejeitos de flotação, tendo em vista a eliminação das espumas (para melhorar a condição de bombeamento) ou a adequação da concentração de sólidos para a filtração do material (permitindo o seu descarte por empilhamento).

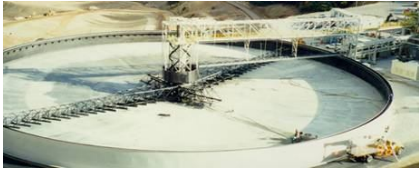
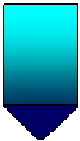
Comumente se usa o termo clarificação para se referir à operação onde a sedimentação das partículas é empregada com o objetivo principal de produzir um líquido clarificado (isento de sólidos). Por outro lado, espessamento tem como objetivo principal a geração de uma polpa adensada.

Os tipos de equipamentos existentes para espessamento de polpas variam de acordo com a sua geometria. A escolha do espessador depende principalmente das características do material e do nível de adensamento desejado no *underflow*^(17,18,21).

Os tipos de espessadores normalmente aplicados na etapa de adensamento de polpas de minério de ferro são apresentados na Tabela 3.3.

Para as lammas de minério de ferro, pode-se conseguir polpas mais adensadas ou mesmo pasta mineral, com a escolha de espessadores tipo *High Density* ou *Deep Cone*, respectivamente.

Tabela 3.3 - Tipos de espessadores para adensamento de polpas de minério de ferro (Door Oliver modificado)⁽²¹⁾

Tipos	Forma	Características
convencional 		- Ação ineficiente do floculante - Grande área - Baixa densidade no <i>underflow</i>
High Rate ou High Capacity 		- Adição de floculante via <i>feed-well</i> (ação eficiente) - Área menor que o <i>Hi Rate</i> - Densidade no <i>underflow</i> similar ao espessador convencional
High Density 		- Altura maior que o <i>High Capacity</i> - Redução da área em relação ao <i>High Capacity</i> - Máxima densidade da polpa no <i>underflow</i>.
Deep Cone 		- Aumento da altura em relação ao <i>High Density</i> - Maior redução da área - Produção de pasta mineral

Os espessadores convencionais são constituídos de um tanque cilíndrico-cônico com diâmetros de até 150 metros (Figura 3.10). A altura da porção cilíndrica é pequena quando comparada com o seu diâmetro^(17,18).

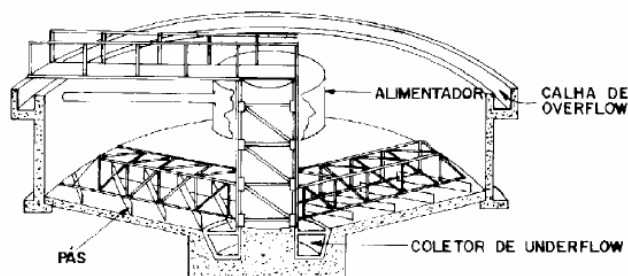


Figura 3.10 - Representação de um espessador convencional.⁽¹⁷⁾

A polpa é alimentada no centro através de um poço de alimentação (*feedwell*), colocado a cerca de 1 metro abaixo do nível da água. As partículas sólidas se sedimentam e são retiradas pelo fundo, constituindo o *underflow*, enquanto que a água clarificada transborda (*overflow*) pela calha que circunda o tanque. O interior do tanque possui dois ou quatro braços rotativos, dotados de pás de arraste (*rake*) que transportam os sólidos sedimentados até o cone de descarga^(17,18,21).

A figura 3.11 mostra o espessador de lamas *high capacity* utilizado na usina de Mutuca. Esse equipamento possui diâmetro e altura da parte cilíndrica respectivamente iguais a 25,0 e 4,0 metros. O cone raso possui 2,30 metros de altura e apresenta inclinação de 11 graus.



Figura 3.11 - Espessador de lamas *high capacity* da usina de Mutuca.

Os tanques dos espessadores podem ser construídos em concreto ou aço. Em princípio, aço é mais econômico que concreto para pequenos diâmetros, geralmente até 25 metros. O fundo do tanque geralmente possui um grau de inclinação de 12:1⁽²²⁾.

O poço de alimentação da polpa (*feedwell*) tem o propósito de amortecer a turbulência da polpa alimentada (dissipando esta energia) e melhorar o contato do floculante adicionado com as partículas sólidas em suspensão. A adição de floculante (e/ou coagulante) reduz a área unitária de espessamento pelo aumento da velocidade de sedimentação das partículas^(16,18,22).

Uma unidade acionadora é projetada para gerar torque suficiente para atender a demanda do processo e suportar os mecanismos do espessador. Seu valor é proporcional ao quadrado do diâmetro do tanque. O nível de torque é continuamente medido durante a operação dos espessadores (correspondendo a 0 a 100%), permitindo acionar o sistema de levantamento que eleva ou abaixa os braços raspadores (busca-se trabalhar com valores abaixo de 40%)^(18,22).

O dimensionamento de espessadores convencionais é baseado em testes de sedimentação em escala de bancada, realizados em provetas graduadas de 1.000 ou 2.000 mL (mais recomendada). Nestes testes registra-se a variação no tempo do deslocamento da altura da interface formada entre o líquido clarificado e os sólidos em sedimentação, gerando um gráfico, conforme a Figura 3.12^(17,18).

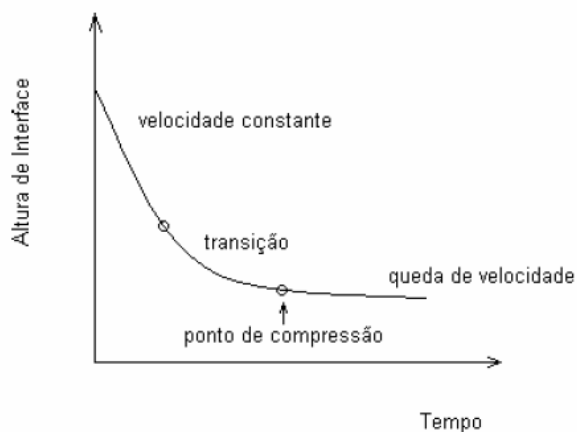


Figura 3.12 - Seções típicas de um gráfico de sedimentação.⁽¹⁷⁾

Como pode ser visto na figura 3.12, as curvas de sedimentação apresentam três seções: de velocidade constante, seção de transição e seção de queda de velocidade. A identificação dos limites e determinação do ponto de compressão é fundamental para o dimensionamento de espessadores. Na maioria das vezes, no gráfico de ensaio

de espessamento desenhado em escalas lineares fica difícil identificar os pontos de inflexão da curva. Nesta situação, vários artifícios práticos são empregados^(17,18).

O parâmetro fundamental para o dimensionamento de um espessador é a razão de espessamento (*settling rate*), que expressa a área (pés ao quadrado) necessária para espessar uma tonelada de sólidos em 24 horas, para uma determinada polpa. É necessário considerar também a capacidade de extravasar o *overflow*^(17,18).

Existem vários métodos utilizados para dimensionamento de espessadores, sendo os mais utilizados, na prática: *Coe e Clevenger*, *Talmage-Fitch* e *Oltmann*^(17,18).

Na realização dos testes de proveta é recomendável que sejam realizados os seguintes ensaios preliminares ao teste padrão⁽²³⁾:

- a) Determinação da concentração de sólidos ótima na alimentação do espessador - indicado para polpas de lamas mais densas. (Figura 3.13).

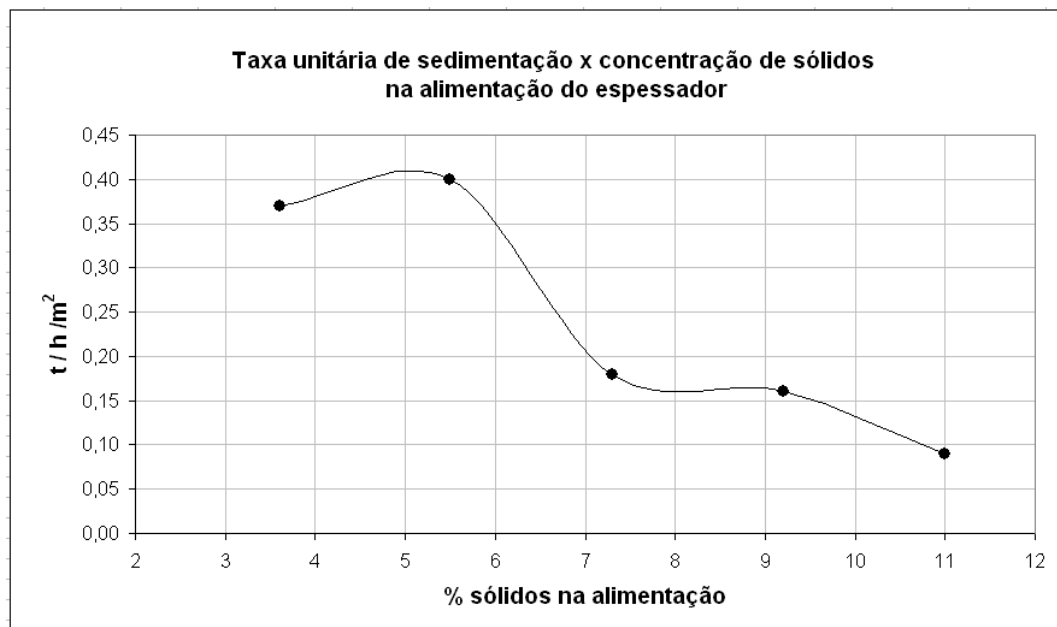


Figura 3.13 - Determinação da concentração de sólidos ótima para lamas de minério de ferro da mina de Capão Xavier.⁽²³⁾

Analisando o gráfico, pode ser verificado que existe uma concentração de sólidos ótima que favorece a velocidade de sedimentação das partículas e resulta em uma melhor taxa unitária de sedimentação. Para o exemplo mostrado acima, este valor está em torno de 5%.

Para espessamento de lamas mais densas que a concentração ótima, uma auto-diluição da polpa no próprio equipamento pode ser realizada, e deve ser considerada, preferencialmente, na etapa de projeto e construção do equipamento.

b) Seleção do melhor floculante e determinação de sua dosagem ótima (Figura 3.14).

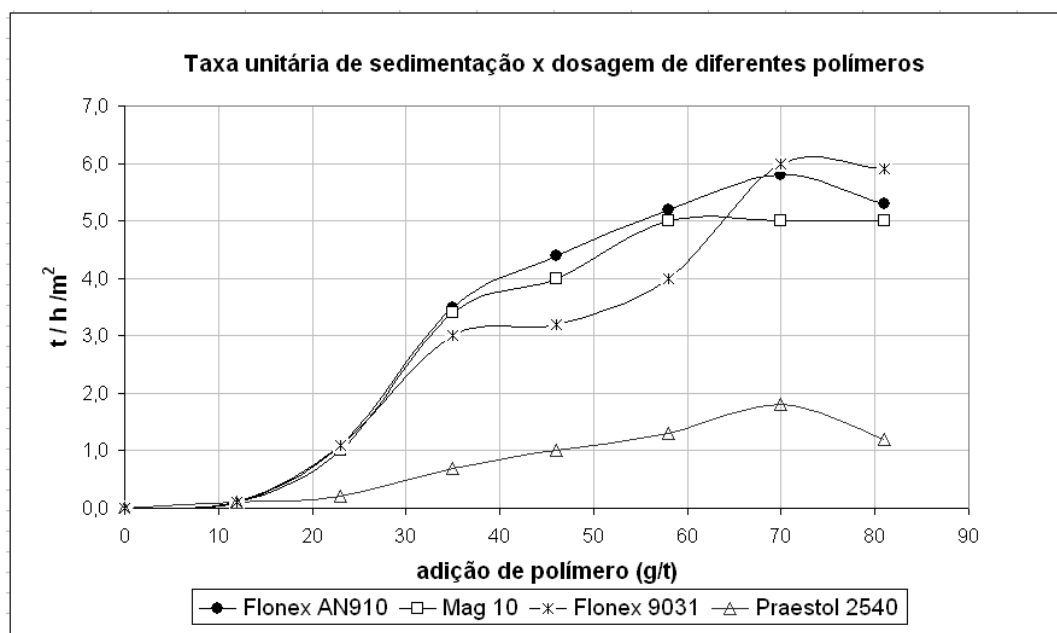


Figura 3.14 - Seleção de floculante para lamas de minério de ferro da mina de Capão Xavier. ⁽²³⁾

Pela análise do gráfico, verifica-se uma forte influência dos polímeros na taxa unitária de sedimentação. Neste caso, o floculante que apresentou melhor desempenho foi o Flonex AN-910 na dosagem de 40 a 70 g/t.

Para espessadores tipo *High Density* e *Deep Cone* os métodos tradicionais de dimensionamento não funcionam e recomenda-se consultar os fabricantes, que sugerem a realização de vários tipos distintos de testes, a saber:⁽²³⁾

a) verificação do limite máximo de concentração de sólidos que a polpa pode atingir no *underflow* do espessador:

A polpa floculada e adensada é submetida a uma filtragem a vácuo, que consiste em formar a torta sob vácuo e interromper antes de iniciar o estágio de secagem. O resultado da concentração de sólidos desse teste, multiplicado por um fator (de domínio dos fabricantes dos equipamentos), é aproximadamente o limite máximo de concentração de sólidos que a polpa pode atingir no *underflow*(UF) do espessador. No caso da amostra de lama de minério de ferro da mina de Capão Xavier, a concentração máxima é de 67% de sólidos, conforme mostrado no gráfico de *yield stress* (Pa) versus concentração de sólidos (%), na Figura 3.15. A linha horizontal, destacada em vermelha, indica o limite máximo de bombeamento de polpa.

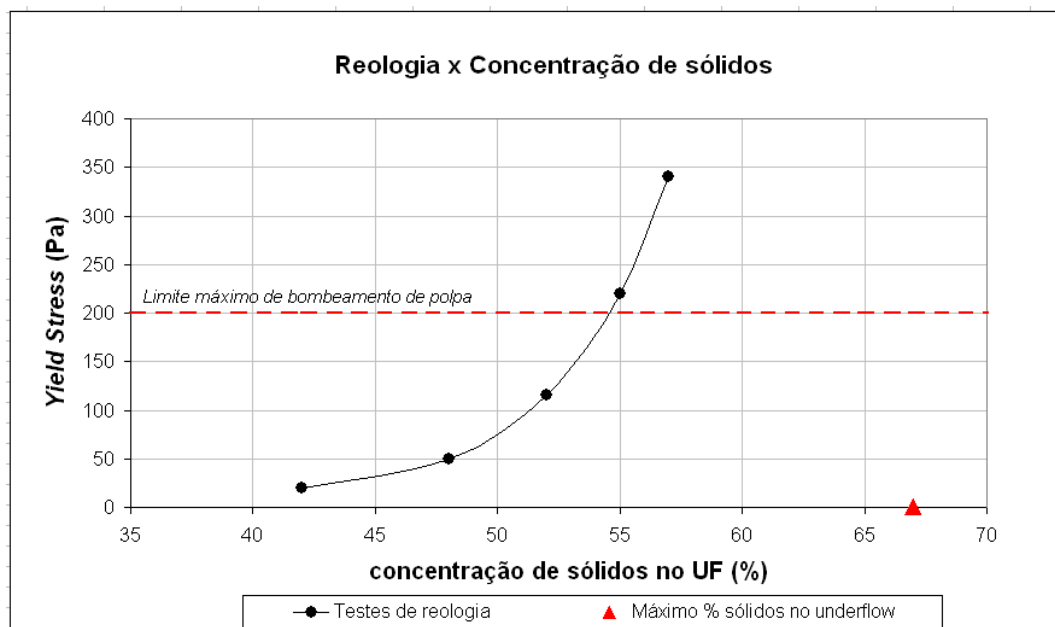


Figura 3.15 - Análise de reologia para lamas de minério de ferro da mina de Capão Xavier.⁽²³⁾

b) avaliação da reologia da polpa espessada:

À polpa, com máxima concentração de sólidos obtida na filtragem a vácuo, adiciona-se líquido (recomenda-se utilizar o licor recolhido do processo de filtragem) para produzir polpas com diferentes concentrações de sólidos. Um viscosímetro é utilizado para medir a variação da tensão de cisalhamento em cada concentração de sólidos, conforme apresentado anteriormente na Figura 3.15.

Pela reologia é possível verificar a faixa de concentração de sólidos em que o *underflow* muda da forma de polpa para pasta mineral e definir o limite de concentração para aplicação de bombas centrífugas ou de deslocamento positivo. As bombas centrífugas operam com polpas com *yield stress* de até 100Pa. Acima deste valor até o limite de 200Pa devem ser utilizadas bombas de deslocamento positivo⁽²³⁾.

c) ensaios de *Slump Test*:

Em paralelo aos testes de reologia realizados com viscosímetro, são efetuados testes de *slump test*. As fotos a seguir (Figura 3.16) mostram os resultados de um ensaio de *slump test* para uma mesma amostra, em diferentes concentrações de sólidos.



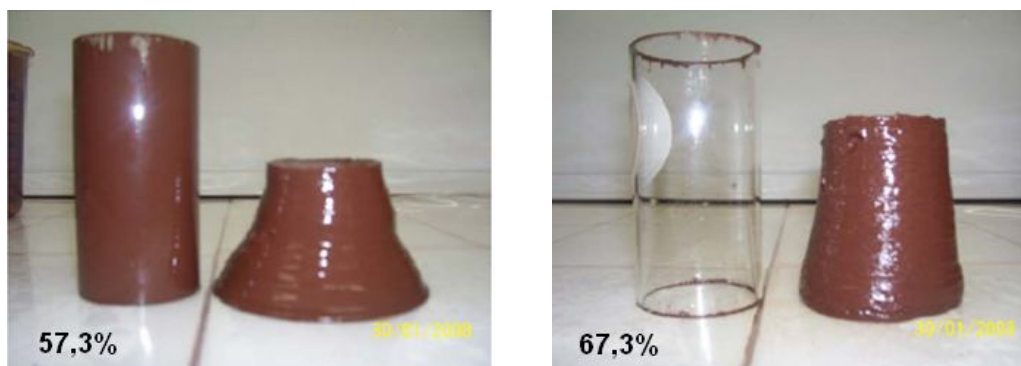


Figura 3.16 - Ensaio de *slump test* para lamas de minério de ferro da mina de Capão Xavier.⁽²³⁾

3.3.2. Filtragem

A filtragem pode ser definida como uma operação unitária de separação dos sólidos contidos em uma suspensão aquosa mediante a passagem da polpa através de um meio filtrante, que retém as partículas sólidas e permite a passagem do líquido. O líquido que atravessa o meio filtrante é denominado filtrado e os sólidos retidos constituem a torta^(17,18).

A teoria clássica de filtragem considera como ponto de partida o fluxo de líquido através de um meio poroso (torta) não compressível, descrito por uma relação empírica conhecida como Lei de Darcy^(17,24):

$$Q = \frac{K \cdot \Delta P \cdot A}{\mu \cdot L} = \frac{\Delta P \cdot A}{\mu \cdot R} \quad (3.1)$$

Onde,

Q = fluxo do filtrado

K = permeabilidade do leito

ΔP = diferencial de pressão através da torta e do meio filtrante

A = área transversal ao fluxo (área filtrante)

μ = viscosidade do filtrado

L = espessura do meio filtrante + torta

$R = L / K$ = resistência oferecida ao leito de filtrado

A equação 3.1 demonstra que a velocidade de filtração, definida como o volume de filtrado que atravessa o elemento filtrante por unidade de tempo, é diretamente proporcional à área de filtração, à permeabilidade do leito e ao diferencial de pressão e inversamente proporcional à espessura da torta e à viscosidade do filtrado, entre outros parâmetros.

Koseny estabeleceu, para escoamento laminar e torta não compressível, a seguinte equação relacionando a permeabilidade do leito (meio filtrante e torta) com a superfície específica das partículas minerais e a porosidade da torta, entre outros⁽¹⁷⁾:

$$K = \frac{\rho_s \cdot \varepsilon^3}{K_c \cdot (1 - \varepsilon)^2 \cdot SE^2} \quad (3.2)$$

K = coeficiente de filtração (permeabilidade do leito)

ρ_s = massa específica dos sólidos;

ε = índice de vazios no leito;

K_c = constante de Koseny que depende da granulometria, forma e porosidade;

SE = área superficial específica

A equação 3.2 mostra que o fluxo de filtrado diminui com o aumento da superfície específica, ou seja, polpas contendo partículas muito finas dificultam a filtração. Por outro lado, o desaguamento é bastante favorecido com o aumento da porosidade do leito.

Pode-se verificar pelas equações 3.1 e 3.2 que muitas são as variáveis que afetam o desempenho de um processo de filtração de polpas de minérios. Estas variáveis, entre outras, foram agrupadas em quatro grandes categorias (relacionadas aos sólidos, à torta/filtrado, à polpa e ao equipamento) e apresentadas na Tabela 3.4.

Tabela 3.4 - Variáveis que afetam a velocidade de filtração relativas ao sólido, torta/filtrado, polpa e o tipo de equipamento

Sólido	Torta/filtrado	Polpa	Equipamento
- área superficial específica	- espessura da torta	- taxa de alimentação	- ciclo
- distribuição granulométrica	- porosidade do leito	- porcentagem de sólidos	- nível de vácuo e/ou sopro e/ou pressão
- forma geométrica	- permeabilidade do leito	- temperatura	- meio filtrante
- propriedades de superfície	- viscosidade do filtrado	- viscosidade	- geometria dos componentes
- massa específica		- pH	- nível de agitação
		- adição de reagentes auxiliares	
		- presença de sais dissolvidos.	

Dentre as variáveis apresentadas no quadro acima, pode-se destacar que^(17,18,24):

- a taxa de filtração cresce com a redução do ciclo de filtração, porém pode acarretar o aumento da umidade da torta, ou a obtenção de tortas extremamente finas, que poderão prejudicar a descarga;
- o aumento da temperatura da polpa favorece a filtração uma vez que ocorre uma redução da viscosidade do filtrado. Porém essa operação (através da aplicação de vapor super aquecido) é excessivamente dispendiosa e assim não é usual em operações industriais;
- polpas com concentração de sólidos mais elevada favorecem a filtração. A maioria dos filtros requer uma concentração de sólidos mínima na sua alimentação para garantir o seu desempenho (principalmente os filtros que operam a vácuo). Por isto é usual o adensamento da polpa por espessadores, ciclones ou outro equipamento antes da filtração;
- partículas de distribuição granulométrica grossa formam tortas com interstícios maiores. Dessa forma, o líquido atravessa com maior facilidade o meio filtrante aumentando a velocidade de filtração e reduzindo a umidade da torta;

- o valor de pH da polpa está relacionado ao estado de dispersão das partículas; maior dispersão, menor fluxo de filtrado e maior umidade da torta;
- os reagentes auxiliares de filtração são utilizados para reduzir a tensão superficial do líquido auxiliando na passagem do fluxo.
- as lamas apresentam um efeito negativo na filtração uma vez que elas tendem a “cegar” o meio filtrante. Desta forma, com o objetivo de reduzir o efeito das lamas e aumentar a taxa de filtração, algumas vezes são adicionados floculantes nos tanques.

Para que ocorra a filtração é necessária a existência de uma força incidente sobre as partículas através de um meio poroso e pode ser conseguida através de: gravidade, vácuo, pressão ou centrifugação, conforme mostrado na Tabela 3.5.

Na filtração a vácuo, é criada uma pressão negativa abaixo do meio filtrante, enquanto que, na filtração sob pressão, uma pressão positiva é aplicada na polpa. Existem processos de filtração em que se combina vácuo e pressão (filtração hiperbárica) e outros que se beneficiam da ação dos capilares de meios cerâmicos porosos combinados com a de aplicação de vácuo (filtração capilar).

Nos filtros *Hi-Bar* (hiperbáricos), a pressão aplicada na operação pode chegar a 6 bar acima da pressão atmosférica. Para tanto, os filtros são acondicionados em um vaso de pressão e operam hermeticamente fechados. Um sistema de válvulas e portinholas especiais possibilita a descarga do filtrado e da torta sem precisar abrir o equipamento⁽²⁵⁾.

Tabela 3.5 - Mecanismos de filtração e os principais fornecedores

Tipos	Características	Modelos de Filtros	Principais Fornecedores
Filtração a vácuo	Criada uma pressão negativa debaixo do meio filtrante	Filtro de tambor, de disco convencional, filtro horizontal de mesa e filtro horizontal de correia	Andritz, FLSmidth, Larox, Delkor, Gaudfrin

Filtragem sob pressão	Uma pressão positiva é aplicada na polpa	Filtro prensa horizontal, filtro prensa vertical	Andritz, FLSmidth (Pneumapress), Larox,
Filtragem centrífuga	Utiliza a força centrífuga para forçar a passagem do líquido	Centrífugas verticais e Decanters	Andritz, GEA (Westfalia), Alfa Laval
Filtragem hiperbárica	Em que se combinam vácuo e pressão	Filtro de disco encapsulado ou hiperbárico	Andritz , Bokela, Gaudfrin
Filtragem capilar	Utiliza a ação de capilares de meios cerâmicos porosos para efetuar o desaguamento	Ceramec	Larox

O fabricante Larox apresenta o filtro de disco cerâmico da Ceramec com a vantagem operacional de maior economia de energia, estimada em 15% do consumo de um filtro a vácuo convencional na mesma aplicação⁽²⁵⁾.

A empresa FLSmidth Minerals comprou, no fim de 2007, as tecnologias da Dorr-Oliver e Eimco que estavam em poder da GLV desde 1998 e 2002, respectivamente. Em maio de 2008, ela adquiriu a Pneumapress. Os filtros prensa verticais automáticos da Pneumapress apresentam um conceito diferente de filtragem, que aplica ar comprimido quente para promover a secagem⁽²⁵⁾.

Nas usinas de minério de ferro, o usual é a diferença de pressão ser conseguida através de vácuo e pressão. É o caso dos filtros de discos convencionais e filtros horizontais de correia, que operam com vácuo e são muito usados na filtragem dos produtos *pellet feed* e *sinter feed*, respectivamente. Em Carajás, também são empregados filtros de pressão (filtro prensa vertical Larox) na filtragem do produto *pellet feed*.

A filtragem a vácuo caracteriza-se pela aplicação de uma pressão negativa (subatmosférica) através do meio filtrante, realizada por bombas de vácuo. Os equipamentos de filtragem a vácuo são sempre contínuos, mas realizam diversas

tarefas, dentro de um espaço de tempo (ciclo), como: formação de torta, secagem, lavagem (raramente aplicada na indústria mineral) e descarga da torta. A formação da torta é realizada colocando-se o meio filtrante em contato com a polpa, sob ação do vácuo. A torta pode ser formada pela deposição do material sobre o meio filtrante (caso dos filtros horizontais) ou pela aspiração do material sólido para junto do meio filtrante (caso dos filtros de discos e de tambor). Na secagem, realizada ainda sob ação do vácuo, há uma retirada da água presa à estrutura da torta. A lavagem da torta é uma etapa da filtração muito comum nas indústrias químicas e metalúrgicas, isto porque o produto valioso é o filtrado e a torta, o resíduo (sem valor econômico). No caso da indústria mineral, a etapa de lavagem é raramente aplicada. É conhecida sua aplicação na filtração do caulim (filtros de tambor rotativo) para melhorar a reologia do produto filtrado, pela redução da quantidade de sais solúveis presentes na torta. A descarga é a tarefa final onde a torta formada é descarregada e pode ser realizada através de diversas formas. No caso dos filtros de discos convencionais, o fluxo de ar é invertido e ocorre o sopro de ar no meio filtrante.

Existe uma tendência do meio filtrante tornar-se progressivamente obstruído (“cego”). Normalmente, é aplicado um jato de água de lavagem para ajudar a limpar o meio filtrante. O meio filtrante é geralmente uma tela de tecido e a sua escolha depende de ensaios preliminares em bancada (teste de folha ou *leaf test*). Deseja-se boa permeabilidade, aliada a sua capacidade de reter os sólidos, bem como adequada resistência mecânica e não “cegar” facilmente. Todas estas características estão relacionadas ao tipo de matéria-prima utilizada, ao tipo de fio e à forma como este está arranjado no tecido. Os tecidos podem ser fabricados de poliéster, *nylon*, polietileno e polipropileno. Os fios podem ser do tipo monofilamento, quando o fio é único como uma linha de pesca ou multifilamento, quando vários fios são trançados juntos como um fio de lã. Os tecidos podem incluir também um misto dos dois tipos de fios mencionados anteriormente, neste caso são denominados monomultifilamento^(17,18).

O circuito de filtração consiste do filtro (equipamento principal), dos sistemas de transporte da torta e transporte do filtrado, das linhas de vácuo e da bomba de vácuo. A tubulação de vácuo é constituída de um trecho em anel, ligando os filtros a um vaso separador. Deste saem duas tubulações: uma vai para a bomba de vácuo e transporta o ar (vácuo) e a outra é vertical e desce para o tanque onde o filtrado é descarregado.

A altura desta tubulação vertical descendente deve ser maior que a coluna de água correspondente á depressão do circuito de vácuo, e é denominada perna barométrica (Figura 3.17)^(17,18,26).

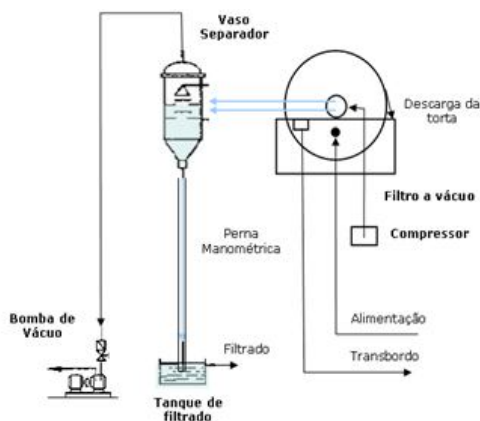


Figura 3.17 - Desenho esquemático do sistema de filtragem a vácuo.^(23 modificado)

É comum classificar os filtros a vácuo de acordo com a posição relativa da polpa alimentada, em filtros com alimentação por cima (caso do filtro horizontal de correia) ou alimentação por baixo (caso do filtro de disco convencional). A alimentação por baixo é limitada a polpas que possam ser mantidas em suspensão mediante agitação moderada⁽¹⁷⁾.

Na Figura 3.18 pode ser vista uma representação esquemática de um filtro de disco convencional. Este equipamento é composto por uma série de discos verticais, paralelos e espaçados, ligados entre si por um eixo central (constituído de um feixe de tubos) que executa um movimento de rotação. Cada disco é composto de múltiplos setores independentes, cobertos com o tecido filtrante. Cada setor é conectado a um dos tubos do eixo central^(17,18,27).

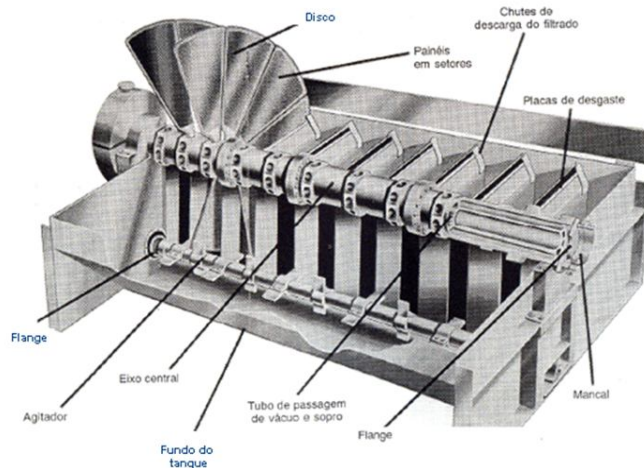


Figura 3.18 - Representação esquemática de um filtro de disco convencional (EIMCO Modificado).⁽²⁷⁾

Na extremidade do eixo é encaixada uma válvula estática denominada cabeçote (Figura 3.19) que se comunica com as linhas de vácuo e ar comprimido. Esta válvula tem suas aberturas desenhadas para controlar o período em que cada setor do filtro está sob a ação do vácuo (formação e secagem) ou do ar comprimido (descarga da torta) ou, ainda, sem movimentação de ar ("tempos mortos")^(17,18,28).

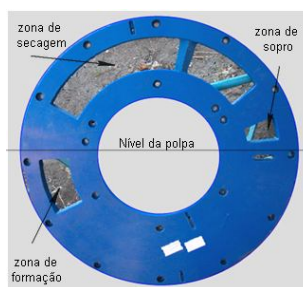


Figura 3.19 - Válvula de vácuo para filtro de disco convencional (Westtech Modificado).⁽²⁸⁾

Durante o ciclo de filtração (uma rotação) forma-se uma camada de partículas sólidas (torta) que ficam retidas no tecido filtrante pela força de vácuo aplicada quando os discos estão submersos na bacia (Figura 3.20). Ao emergir inicia-se a etapa de secagem, quando a água é extraída da polpa, ainda por efeito de vácuo, resultando em uma umidade residual da torta produzida. O filtrado passa através do meio filtrante

para dentro do setor e deste para o eixo central, de onde é encaminhado para o vaso separador. A descarga da torta é feita utilizando-se ar comprimido (sopro) ^(26,27).

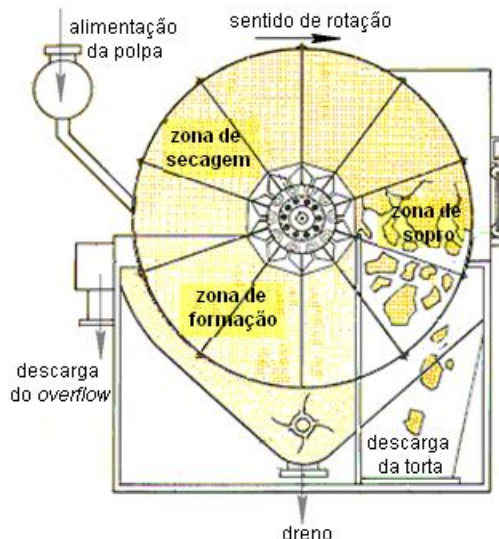


Figura 3.20 - Ciclo de filtragem no filtro de disco convencional (EIMCO Modificado). ⁽²⁷⁾

O principal diferencial dos filtros de discos em relação aos concorrentes é a sua enorme área de filtragem quando comparada com a área ocupada pelo próprio equipamento. Por outro lado, esse tipo de filtro não permite a lavagem da torta.

Na figura 3.21 é apresentada uma imagem de um filtro de disco convencional. Este equipamento é largamente empregado na indústria mineral, em especial nas instalações de beneficiamento de minério de ferro, na filtragem do produto *pellet feed*. Neste caso, a alimentação do filtro é promovida com polpa espessada (acima de 60% sólidos) e produz tortas com umidades entre 9 e 13%, dependendo principalmente das características do material (a presença de argilas e do mineral limonita prejudica a filtragem).

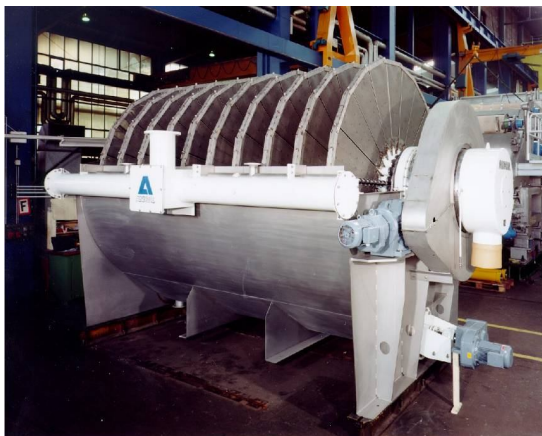


Figura 3.21 - Filtro de disco convencional Modelo VSF 120/10 (Andritz).⁽²⁸⁾

Os filtros horizontais de correia caracterizam-se pela alimentação direta da polpa sobre o elemento filtrante (alimentação por cima) e pelo vácuo aplicado na sua parte inferior (no mesmo sentido da força gravitacional). O aspecto visual é de um transportador de correia, sendo que o tapete de correia serve de suporte para a instalação do elemento filtrante (ver Figura 3.22). A polpa é alimentada numa extremidade do transportador e, no percurso até o ponto de descarga, é desaguada. Se necessário, pode ser utilizado um ou mais estágios de lavagem da torta ao longo do comprimento da correia (raramente aplicada na mineração). Uma série de *sprays* de água é instalada na parte inferior da correia com o objetivo de limpar o meio filtrante^(17,18,29).

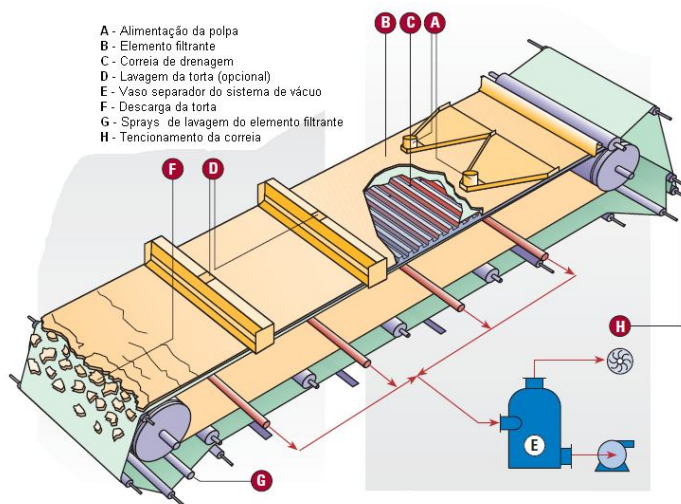


Figura 3.22 – Filtro horizontal de correia (EIMCO Modificado).⁽²⁹⁾

A correia é desenhada com ranhuras e furos que permitem a ação do vácuo que atua abaixo da correia. O filtrado atravessa a correia e é conduzido por tubulações para o vaso separador, que está interligado à bomba de vácuo e ao tanque de filtrado, conforme desenho esquemático apresentado na Figura 3.23.

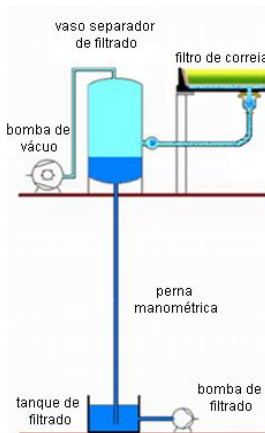


Figura 3.23 - Arranjo típico para instalação de filtros horizontais de correia (LAROX Modificado).⁽³⁰⁾

O equipamento é mais apropriado para polpas com minérios de granulometria mais grosseira. É o caso da filtragem do produto *sinter feed*, no beneficiamento do minério de ferro. Na Figura 3.24 está apresentada uma foto de um filtro horizontal de correia, em montagem.



Figura 3.24 – Filtro horizontal de correia de 134m².⁽³¹⁾

A filtração a pressão é caracterizada pela aplicação de uma pressão positiva (e não o vácuo) na polpa e por possuir um ciclo descontínuo, isto é, sua operação é conduzida em batelada^(17,18). Uma das principais vantagens da filtração a pressão é a produção de tortas com menor taxa de umidade, em comparação com outras tecnologias de filtração.

A figura 3.25 mostra o aspecto de um filtro prensa de placas verticais, denominado também de filtro prensa horizontal. Ele é constituído de um número muito grande de placas. Cada placa possui um recesso nos dois lados, que juntamente com a placa vizinha forma uma câmara. Estas placas são revestidas do meio filtrante.

Os filtros prensa horizontais possuem basicamente o mesmo princípio de funcionamento, diferenciando-se de acordo com características de cada fabricante. Podem ser construídos com dispositivos auxiliares para permitir total automação, requerendo mínima intervenção do operador. Não é conhecida a sua aplicação industrial no minério de ferro, porém esta tecnologia é apropriada para a filtração de lamas.

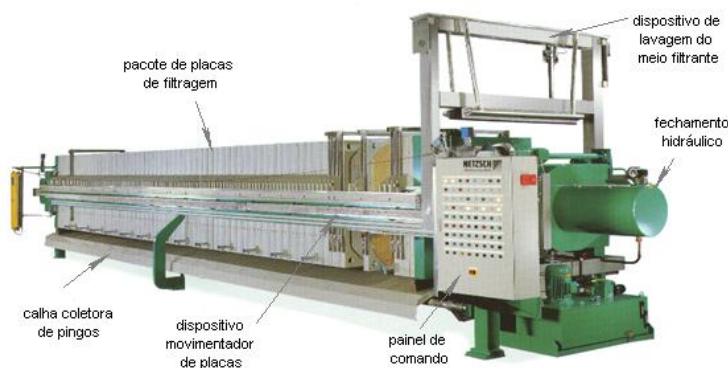


Figura 3.25 - Filtro-prensa de placas verticais (NETZSCH Modificado).⁽³²⁾

Existem placas de diferentes modelos, tipo câmara e diafragma. Os formatos das placas variam de 250 x 250 até 2.500 x 2.500mm⁽³²⁾.

O ciclo de operação do filtro prensa horizontal com placas tipo câmara pode ser dividido em três etapas básicas: enchimento, filtração sob pressão máxima, e descarga de torta. O enchimento das câmaras com a polpa ocorre através do sistema de alimentação até formação completa das tortas. Desta forma a pressão de

alimentação é mantida por um tempo preestabelecido no sentido de extrair o maior volume de filtrado. A pressão obriga o filtrado a atravessar o meio filtrante que escoar pelas ranhuras das placas e é conduzido para fora do filtro. Após desligamento, se procede a expulsão do canal central através da injeção de ar comprimido. Segue-se a lavagem da torta (quando aplicável). Em seguida, o filtro é aberto e a torta descarregada. (Figura 3.26)

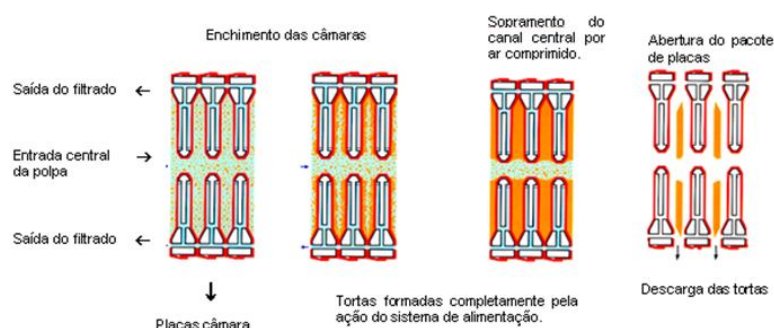


Figura 3.26 - Ciclo de operação dos filtros prensa com placas tipo câmara (Andritz Modificado).⁽³²⁾

O filtro prensa com placas tipo diafragma é composto por diversas placas individuais intercaladas entre câmara e diafragma, sendo que as placas diafragma são revestidas por um diafragma elástico, formando assim um pacote de placas denominado misto. Após o enchimento das câmaras com a polpa, as bombas de alimentação são desligadas e os diafragmas são pressurizados hidráulicamente a fim de extrair mais filtrado progressivamente. A vazão de filtrado aumenta com a elevação da pressão de pressurização, sem que ocorra alimentação de polpa ao filtro prensa. Com o sistema diafragma, o processo de separação sólido líquido habitualmente se reduz no tempo de filtragem. Transcorridos os tempos de pressurização ocorre a despressurização dos diafragmas com posterior descarga das tortas (Figura 3.27)

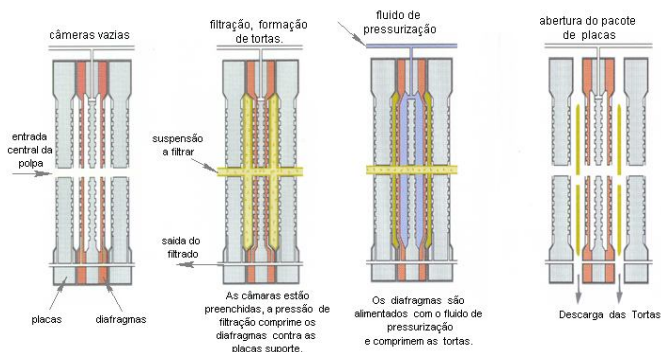


Figura 3.27 - Ciclo de operação dos filtros prensa com placas tipo diafragma (Andritz Modificado).⁽³²⁾

O filtro prensa de placas horizontais, também denominado filtro prensa vertical (Figura 3.28) é uma tecnologia recente de filtragem aplicada no processamento mineral. A configuração vertical economiza área de piso. Caracterizam-se por produção de tortas com mais baixa umidade, menor custo de operação, porém com alto custo de investimento⁽¹⁷⁾.



Figura 3.28 - Filtro de pressão vertical convencional (Larox).

O ciclo de filtragem de um filtro de pressão vertical convencional é mostrado na Figura 3.29. A polpa é bombeada para dentro de todas as câmaras simultaneamente e tortas são formadas e ao mesmo tempo o filtrado começa a fluir (etapa 1); água ou ar altamente pressurizado preenche os diafragmas em todas as câmaras, comprimindo as tortas (etapa 2); água de lavagem é bombeada para o interior de todas as câmaras,

se a lavagem da torta é requerida (etapa 3); após a lavagem da torta, água ou ar altamente pressurizado preenchem novamente todos os diafragmas para máxima recuperação do filtrado (etapa 4); ar comprimido é insuflado através das tortas, reduzindo ainda mais a umidade (etapa 5); todas as placas do filtro abrem-se automaticamente e a esteira filtrante move-se para frente proporcionando descarga total das tortas. O meio filtrante é em seguida lavado (etapa 6). A pressão de operação durante a alimentação da suspensão é 8 bar e durante a compressão da torta, 16 bar^(17,18,33).

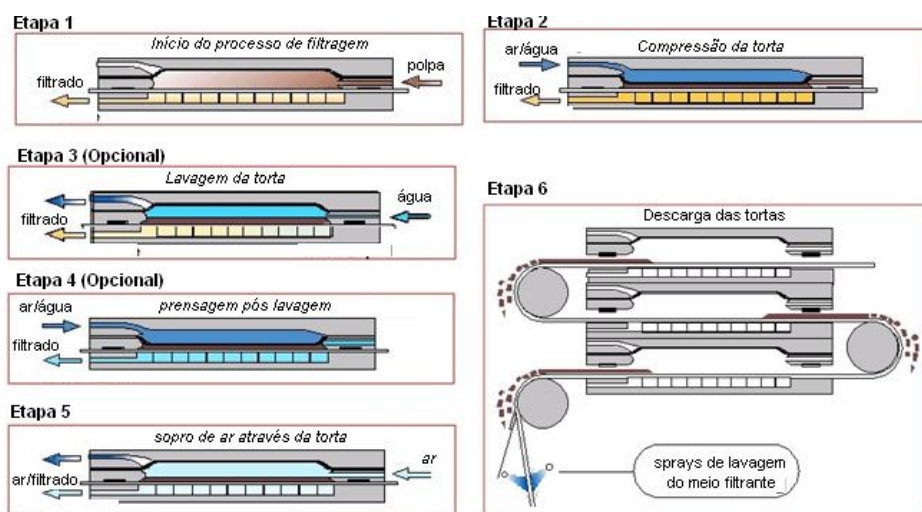


Figura 3.29 - Ciclo de um filtro de pressão vertical convencional (Larox Modificado).⁽³³⁾

Na década de 90 surgiu nos Estados Unidos um conceito diferente de filtração, que aplica ar comprimido quente. A unidade consiste em uma estrutura robusta semelhante aparentemente ao filtro de pressão vertical convencional. A figura 3.30 mostra um filtro de pressão industrial de múltiplos módulos com injeção de calor⁽³⁴⁾.



Figura 3.30 - Filtro de pressão vertical com injeção de calor (Pneumapress).

Existem quatro etapas principais dos ciclos de filtragem dos filtros prensa verticais com injeção de calor, que são: filtragem, lavagem opcional de filtragem, desaguamento e secagem e descarga da torta. O ciclo de filtragem para um filtro de um único módulo (piloto) inicia-se abaixando a placa superior sobre a correia filtrante formando a câmara de filtragem, e continua conforme apresentado na Figura 3.31⁽³⁵⁾:

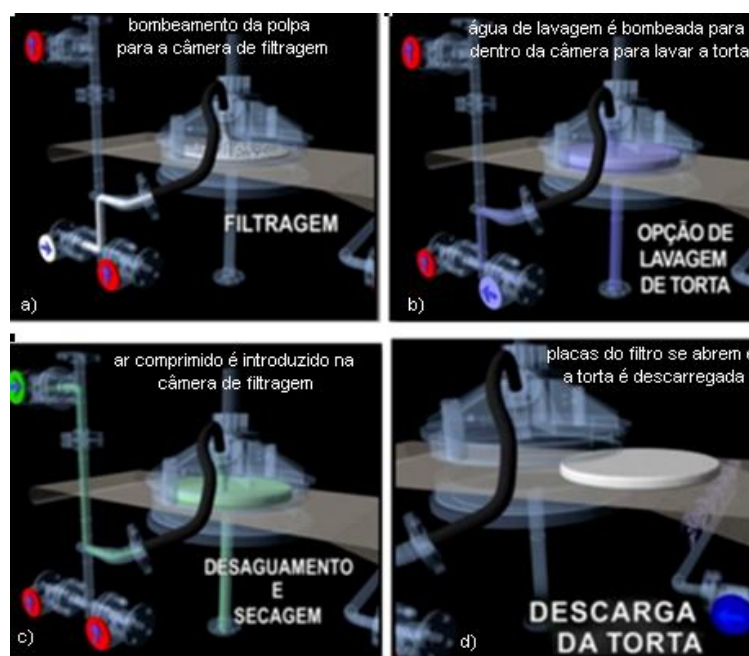


Figura 3.31 - Ciclo de filtragem de um filtro de pressão (Pneumapress Modificado).⁽³⁵⁾

- a) depois que as placas dos filtros estão fechadas, a polpa é bombeada para a câmara de filtração. Conforme a polpa é bombeada para a câmara de filtração, inicia-se a formação da torta sobre a correia de filtração. O filtrado limpo passa através da correia filtrante e é descarregado pela saída de filtrado;
- b) completado o enchimento da polpa, a água de lavagem é bombeada para dentro da câmara para lavar a torta (opcional);
- c) uma vez completado o enchimento do filtro e a lavagem opcional da torta, ar comprimido e/ou vapor é introduzido na câmara de filtração. O ar comprimido e/ou vapor força a passagem do líquido através dos sólidos e seca a torta;
- d) após a conclusão da etapa de sopro as placas do filtro se abrem e a torta é automaticamente descarregada. Bicos de sprays de alta pressão lavam e limpam a esteira filtrante enquanto a torta é descarregada. O próximo ciclo de filtração se inicia automaticamente com as placas do filtro se fechando.

As mesmas etapas de filtração usadas nos filtros de módulo simples, descrito anteriormente, também se aplicam aos filtros industriais de múltiplos módulos. As placas dos filtros se fecham formando múltiplas câmaras de filtração. A polpa é então bombeada para dentro das câmaras. A lavagem opcional é introduzida. O ar comprimido ou vapor é introduzido para desaguamento e secagem. As placas dos filtros se abrem e as tortas de filtração são descarregadas, conforme as correias filtrantes avançam⁽³⁵⁾.

Para minérios difíceis de filtrar (exemplo do caulim), o equipamento permite a injeção de vapor saturado (proveniente de uma caldeira) diretamente na câmara de filtração. A temperatura e a pressão no interior da câmara de filtração podem chegar até a 200°C e 25 bar, respectivamente⁽³⁵⁾.

Resultados de testes em unidade piloto realizados com minério de ferro em 2006, na unidade Mutuca, permitiram verificar algumas vantagens do filtro de pressão com injeção de calor se comparados ao filtro a vácuo⁽³⁶⁾:

- permite alimentação mais fina e com menor percentual de sólidos: a filtração das lamas da usina de Mutuca, após duas etapas de deslamagem em hidrociclones de 4 polegadas e alimentação direta do *underflow* ao filtro piloto

(40% de sólidos, em massa, e *Blaine* de 2.300cm²/g), resultou em taxas unitárias de filtragem de 5t/h/m² para umidade da torta igual a 9%;

- possibilita maior controle sobre o nível desejado de umidade da torta: filtragem do produto *pellet feed* de Mutuca (60% de sólidos, em massa, índice de *Blaine* de 660 cm²/g), permitiu atingir níveis de até 4% de umidade na torta com produtividade de 2 t/h/m²;
- apresenta maior produtividade por unidade de área filtrada: a taxa unitária de filtragem para o produto *pellet feed* de Mutuca foi cerca de 500% maior que a do filtro de disco convencional, comparação feita com uma mesma concentração de sólidos na alimentação e umidade da torta.

Na filtragem capilar, o desaguamento é favorecido pela ação de capilares de meios cerâmicos porosos, embora ainda seja necessária a aplicação de uma pequena quantidade de vácuo. Ação capilar é um fenômeno físico causado pela interação do líquido com a parede de um tubo delgado, e pode ser estudada com base na equação de *Young-Laplace* (Equação [3.3]), ilustrada na Figura 3.32^(37,38).

$$\Delta P = \frac{4 \cdot \gamma \cdot \cos \phi}{D} = \Delta p \cdot g \cdot h \quad (3.3)$$

Onde:

ΔP = diferença de pressão

γ = tensão superficial do líquido

ϕ = ângulo de contato

D = diâmetro do capilar

Δp = diferença entre as densidades do líquido e da fase gasosa

g = aceleração da gravidade

h = altura (deslocamento) do líquido no capilar

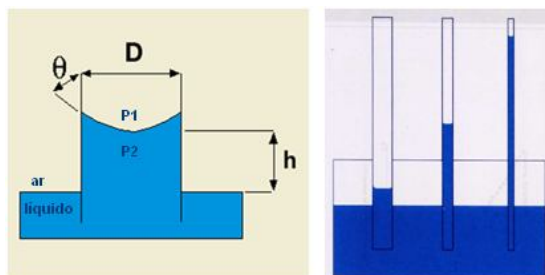


Figura 3.32 - O fenômeno da ascensão capilar em equilíbrio (Larox).^(37,38)

Quando o líquido molha a parede do capilar, a pressão exercida pelo lado côncavo da superfície é maior que a do lado convexo. Ocorre então ascensão do líquido dentro do tubo até uma altura de modo que a pressão correspondente ao peso do líquido dentro do tubo restabeleça o equilíbrio, conforme ilustrado na figura 3.32. Quanto menor for o diâmetro do capilar, maior será a diferença de pressão ΔP , e maior será o valor de h .

Nos filtros de discos que utilizam como meio filtrante placas cerâmicas (Figura 3.33) o mecanismo de capilaridade atua facilitando o desaguamento, o que permite a utilização de bomba de vácuo menor comparando-se com os filtros de discos convencionais. O fabricante Larox apresenta o filtro de disco cerâmico da Ceramec com a vantagem operacional de maior economia de energia, estimada em 15% do consumo de um filtro a vácuo convencional na mesma aplicação. Os elementos cerâmicos necessitam ser lavados periodicamente com ácido fraco em contracorrente e são dotados de sistema de limpeza por ultrassom^(37,38).



Figura 3.33 - Filtro de disco cerâmico (Larox – Ceramec).⁽³⁸⁾

A Figura 3.34 mostra um fluxograma esquemático de operação de um filtro cerâmico. Os discos são submersos na polpa e a diferença de pressão faz com que se forme a

torta. Esta torta é secada com a mesma diferença de pressão devido à ação capilar nos discos que impede a passagem de ar para dentro da placa.

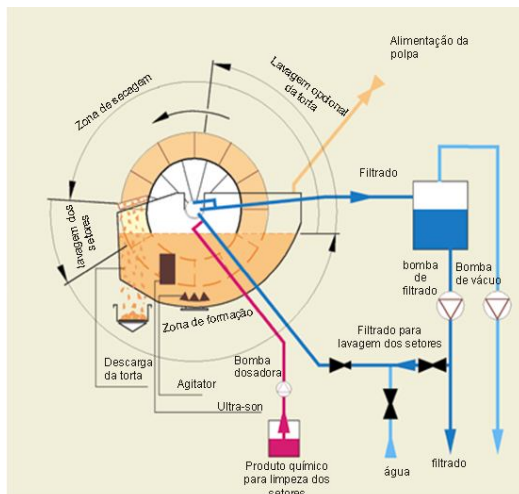


Figura 3.34 - Fluxograma esquemático de operação de um filtro de disco cerâmico (Larox Modificado).⁽³⁸⁾

A descarga da torta é realizada com auxílio de lâminas (Figura 3.35). Estas lâminas removem a torta formada nos discos, deixando uma fina camada de sólidos sobre a sua superfície. Esta fina camada atua como proteção contra a abrasão mecânica, estendendo a vida dos discos cerâmicos. A placa cerâmica é lavada com fluxo inverso do próprio filtrado antes do início de cada ciclo. A limpeza das placas cerâmicas pode ser realizada também mediante ultrassom e uma solução de ácido nítrico (HNO_3)^(37,38).



Figura 3.35 - Região de descarga das tortas em filtro de disco cerâmico (Larox Modificado).⁽³⁸⁾

Nos filtros de discos encapsulados ou hiperbáricos (Figura 3.36), a tecnologia é baseada em um filtro de disco convencional, a vácuo, o qual é instalado dentro de um vaso de pressão que é preenchido com ar comprimido proveniente de um compressor. Esta tecnologia combina a aplicação simultânea de vácuo e pressão. A pressão aplicada na operação pode chegar a 6 bar acima da pressão atmosférica. Para tanto, os filtros são acondicionados em um vaso de pressão e operam hermeticamente fechados. Um sistema de válvulas e portinholas especiais possibilita a descarga do filtrado e da torta sem precisar abrir o equipamento⁽³⁹⁾.

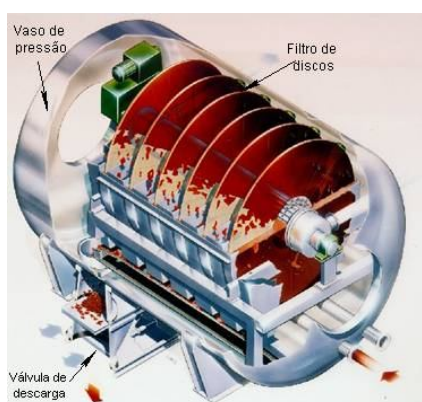


Figura 3.36 - Filtro de disco hiperbárico (Andritz Modificado).⁽³⁹⁾

É conhecida no Brasil a aplicação de filtros hiperbáricos no processo de desaguamento de bauxita, na planta industrial da Alunorte, no município de Barcarena, estado do Pará⁽⁴⁰⁾.

3.3.3. Dimensionamento dos Filtros

O dimensionamento de filtros a vácuo é realizado através de ensaio de laboratório conhecido como teste de folha (*filter leaf test*). A metodologia empregada apresenta variações no procedimento não havendo uma padronização^(17,18,41).

O teste de folha é um ensaio de bancada, realizado com uma aparelhagem relativamente simples, constituída do *leaf*, vaso separador (*kitassato*), rotâmetro e bomba de vácuo, conforme representados na Figura 3.37. O *leaf* é o conjunto onde é preso o elemento filtrante responsável pela separação sólido-líquido na polpa.

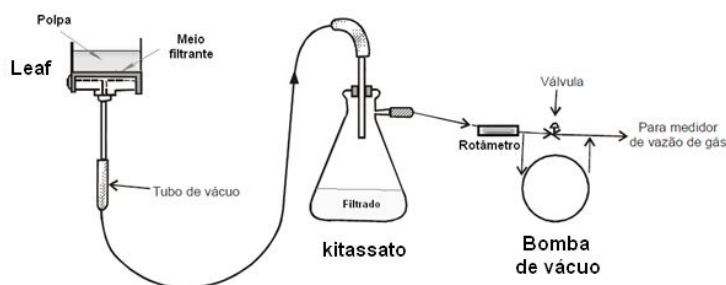


Figura 3.37 - Representação simplificada da montagem de teste de folha.

O teste pode ser realizado de duas maneiras: com alimentação da polpa por baixo ou por cima^(17,42). No primeiro caso, o *leaf* é introduzido no recipiente com a polpa sob agitação durante um tempo fixado sob a ação do vácuo destinado à formação da torta. Após esse intervalo o dispositivo é retirado da polpa e mantido na posição vertical. Inicia-se a contagem do tempo de secagem. No segundo caso, o *leaf* dispõe de um anteparo que atua como recipiente para contenção da polpa que é alimentada por cima (Figura 3.38). O tempo de formação de torta é considerado como aquele em que a torta pode ser visualizada sem a presença de líquido em sua superfície.



Figura 3.38 – Detalhe do *leaf* utilizado no teste de folha com alimentação por cima.

No final do teste, recolhe-se o filtrado e a torta (desprezando-se as bordas no teste com alimentação por baixo) para pesagem (peso úmido), secagem e posterior pesagem (peso seco). Outros dados devem ser coletados como: espessura da torta,

nível de vácuo (formação, secagem e lavagem); volume de filtrado; vazão de ar medida pelo rotâmetro (necessário para dimensionamento da bomba de vácuo). A determinação da umidade da torta, da taxa unitária de filtração e % de sólidos no filtrado é feita com base nos dados obtidos no teste.

O método clássico estabelecido por Dahlstrom e Silverblatt é um dos mais utilizados no dimensionamento de filtros contínuos a vácuo. Este método compreende essencialmente a construção dos seguintes gráficos, baseados nos resultados obtidos nos testes de folha^(17,18,41,42):

- *Gráfico 1*: massa de torta seca formada por unidade de área (w) em função da espessura da torta;
- *Gráfico 2*: massa de torta seca formada por unidade de área (w) em função do tempo de formação da torta;
- *Gráfico 3*: umidade da torta em função de um fator de correlação (F_c) definido como o tempo de secagem dividido por w .

A partir dos gráficos (Figura 3.39) determina-se o ciclo de filtração e a área necessária do filtro, mediante a aplicação de um fator de escala. A maioria dos fabricantes de equipamentos adota um valor igual a 0,8.



Figura 3.39 - Construção dos gráficos conforme método estabelecido por Dahlstrom e Silverblatt.

O tempo de formação para resultar aquela espessura da torta é determinado relacionando os gráficos 1 e 2. O tempo de secagem necessário para a umidade final da torta é obtido com o gráfico 3.

Na determinação do ciclo é necessário considerar o equipamento industrial a ser utilizado. Estes tempos devem corresponder, cada um, a um percentual mínimo do ciclo total, para garantir o desempenho previsto. Estes valores normalmente são diferentes para cada tecnologia de filtração (filtro de tambor, filtro de disco convencional, filtro plano etc.) e depende das características de cada fabricante do equipamento. Para os filtros de discos convencionais, a empresa FLSmidth utiliza um tempo de formação igual a 28% do ciclo total e um tempo de secagem de 40%. O tempo de ciclo de filtração a ser considerado nesse dimensionamento é o que representa o maior valor. No caso dos filtros horizontais de correia, o tempo de ciclo total é a soma dos tempos de formação e secagem obtidos nos ensaios.

Para os filtros a vácuo, a taxa unitária de filtração é dada pela equação⁽⁴²⁾:

$$tuf = W \text{ (kg / m}^2 \text{ por ciclo)} \times 0,8 \text{ (fator de escala)} \times \frac{3.600}{\text{(tempo ciclo (s))}} \quad (3.4)$$

onde:

tuf = taxa unitária de filtração (kg/hm²)

W = peso seco de torta por metro quadrado de área filtrante (kg/m²);

3.600 = Fator de transformação segundos para horas;

0,8 = Fator de scale-up;

tempo ciclo = tempo necessário para o filtro completar uma rotação (em segundos).

Para o dimensionamento teórico de filtro prensa de placas verticais usa-se a seguinte expressão⁽⁴³⁾:

$$V_t = \frac{(Q_p \times C_p \times d_p)}{(C_t \times dt \times N)} \quad (3.7)$$

Onde:

V_t = volume da torta (litros por ciclo)

Q_p = vazão da polpa (litros por dia)

C_p = concentração de sólidos seco na polpa (%)

d_p = densidade da polpa (t/m³)

C_t = concentração de sólidos seco na torta (%)

dt = densidade da torta (t/m^3)

N = número de ciclos de filtragem por dia.

Para cada tamanho de placa (1000, 1200 ou 1500, dependendo do fabricante) e espessura de torta (15 a 50mm), os fabricantes fornecem a área filtrante efetiva por placa (m^2) e o seu volume (litros).

4. METODOLOGIA

4.1. Amostragem e Preparação

As amostras para os estudos são procedentes das principais usinas de minério de ferro da empresa VALE, em Minas Gerais, conforme relacionadas na Tabela 4.1:

Tabela 4.1 - Relação das usinas onde foram coletadas as amostras de rejeitos

Usinas	Municípios (MG)
Alegria IB2/IB3	Mariana
Brucutu	São Gonçalo do Rio Abaixo
Cauê	Itabira
Conceição	Itabira
Fábrica Nova/ Timbopeba (FN/TO)	Mariana
Pico - ITM A/B	Itabirito
Vargem Grande (VGR)	Nova Lima

Em cada uma das usinas selecionadas foram coletadas amostras em todos os pontos do circuito de saídas de rejeitos, conforme apresentado na Tabela 4.2. As amostras foram coletadas em forma de polpa, desaguadas e enviadas para o Centro de Tecnologia de Ferrosos (VALE), no município de Nova Lima, para preparação e caracterização.

No CTF, todas as amostras, com exceção das lamas, foram previamente desaguadas em filtro prensa de laboratório, homogeneizadas e quarteadas manualmente em uma superfície plana e limpa, conforme padrões e procedimentos internos. As lamas foram homogeneizadas com agitadores e a massa dividida em quarteadores rotativos, obedecendo também aos procedimentos internos.

Tabela 4.2 - Pontos de coleta de amostras de rejeitos por usina

	Alegria	Brucutu	Cauê	Conceição	FN/TO	Pico	VGR
Finos de Jigues ⁽¹⁾			X				
Concentração Magnética ⁽²⁾	X	X	X	X			
Oversize da peneira Derrick ⁽³⁾	X						
Jones de finos ⁽⁴⁾				X			
Flotação	X	X	X	X	X	X	X
Lamas	X	X	X	X	X	X	X

(1) undersize da peneira desaguadora (malha 1mm) do rejeito da etapa de jigagem;

(2) rejeito da concentração magnética ou rejeito de espirais do produto não magnético;

(3) peneira alimentada pelo underflow do 1º estágio da deslamagem (malha 0,150mm);

(4) etapa de concentração magnética da fração -0,150mm (antes da flotação;)

Para cada usina, foi composta em laboratório uma amostra total do rejeito, sendo denominada “mistura”, respeitando a proporção da massa de saída em cada ponto em relação à massa total rejeitada da respectiva unidade de beneficiamento do minério, conforme mostrado na Tabela 4.3.

Tabela 4.3 - Proporção da massa gerada de rejeitos em relação à massa total por usina

	Alegria	Brucutu	Cauê	Conceição	FN/TO	Pico	VGR
Finos de Jigues			3%				
Concentração Magnética	9%	21%	57%	10%			
Oversize da peneira Derrick	13%						
Jones de finos				53%			
Flotação	45%	53%	16%	23%	35%	58%	34%
Lamas	33%	26%	24%	14%	65%	42%	66%

O balanço de massas das usinas, incluindo a massa horária de todos os rejeitos gerados é apresentado na Tabela 4.4:

Tabela 4.4 - Balanço de massa das usinas

	Alegria	Brucutu	Cauê	Conceição	FN/TO	Pico	VGR
Finos de Jigues (t/h)			43				
Concentração Magnética (t/h)	61	211	742	88			
Oversize da peneira Derrick (t/h)	89						
Jones de Finos (t/h)				468			
Flotação (t/h)	307	534	207	203	224	173	179
Lamas (t/h)	225	262	307	124	416	126	348
Rejeito Total (t/h)	682	1.007	1.299	883	640	299	527
Alimentação (t/h)	2,763	3,874	4,306	3,487	2,942	891	2,600
Produção (t/h)	2,081	2,867	3,007	2,604	2,302	592	2,073
Recuperação , em massa, (%)	75%	74%	70%	75%	78%	66%	80%

A maior geração de rejeitos no total das usinas amostradas é proveniente das etapas de flotação e deslamagem (aproximadamente 34% cada), conforme pode ser observado na Tabela 4.5, seguida pela etapa de concentração magnética (próximo a 21%). Outros tipos de rejeitos, denominados como finos de jigues, oversize da peneira Derrick e jones de finos, juntos, somam, aproximadamente, 11,3% do total de rejeitos gerados nas usinas. Embora pouco representativo no total, os jones de finos são especialmente importantes em Conceição, onde participam com 53% do total dos rejeitos naquela usina.

Tabela 4.5 - Massa de rejeitos gerados no total das usinas

	t/h	(%)
Finos de Jíques	43	0,8%
Concentração Magnética	1.102	20,6%
Oversize da peneira Derrick	89	1,7%
Jones de finos	468	8,8%
Flotação	1.827	34,2%
Lamas	1.808	33,9%
Rejeito Total	5.337	100,0%

4.2. Caracterização

Para cada alíquota representativa de cada amostra, foram realizadas as seguintes análises, conforme procedimento padrão do laboratório:

- análise granulométrica (peneiras e granulômetro Cilas);
- análise química quantitativa (espectrometria de plasma);
- área superficial específica (pelo método *Blaine*);
- densidade real ou relativa da amostra (método do picnômetro).

4.3. Ensaios Tecnológicos

Os ensaios de filtragem foram realizados em testes de bancada em laboratório. A definição do tipo de teste a ser aplicado em cada amostra, conforme apresentado na Tabela 4.6, foi baseada, principalmente, na granulometria do material.

Tabela 4.6 - Ensaios de filtragem por tipo de rejeito

	Filtro de disco convencional	Filtro horizontal de Correia	Filtro Prensa Horizontal	Filtro Prensa Vertical(*)	Filtro Hiperbárico	Filtro de disco cerâmico
finos de jigues		X				
concentração magnética		X		X		
oversize da peneira derrick		X				
jones de finos	X	X				
flotação	X	X	X	X	X	X
lamas			X	X	X	
mistura			X	X	X	

(*) Filtro prensa vertical com injeção de calor

A Tabela 4.7 mostra os diversos ensaios de filtragem realizados em cada amostra de rejeito por usina de beneficiamento.

Tabela 4.7 - Ensaios de filtragem dos rejeitos gerados em cada usina

	Alegria	Brucutu	Cauê	Conceição	FN/TO	Pico	VGR
finos de jigues			- 2 - - - -				
concentração magnética	- 2 - 4 - -	- 2 - 4 - -	- 2 - 4 - -	- 2 - - - -			
oversize da peneira Derrick	- 2 - - - -						
jones de finos				1 2 - - - -			
flotação	1 2 3 4 - 6	1 2 3 4 - 6	1 2 3 4 - 6	1 2 3 - - 6	1 2 3 - 5 6	1 2 3 - - -	1 2 3 4 5 6
lamas	- - 3 4 - -	- - 3 4 - -	- - 3 4 - -	- - 3 - - -	- - 3 - 5 -	- - 3 - - -	- - 3 4 5 -
mistura	- - - 4 - -	- - - 4 - -	- - - 4 - -	- - - - - -	- - 3 - 5 -	- - 3 - - -	- - 3 4 5 -

Legenda

1 - filtragem a vácuo	- filtro de disco convencional
2 - filtragem a vácuo	- filtro horizontal de correia
3 - filtragem sob pressão	- filtro prensa horizontal (de placas verticais)
4 - filtragem sob pressão	- filtro prensa vertical com injeção de calor
5 - filtragem hiperbárica	- filtro de disco encapsulado;
6 - filtragem capilar	- filtro de disco cerâmico.

4.4. Dimensionamento dos Equipamentos de Filtragem

O dimensionamento de filtros a vácuo (filtros de discos convencionais e filtros horizontais de correia) foi realizado através de ensaios de laboratório conhecidos como teste de folha (*leaf test*), com alimentação por cima. Neste caso, o tempo de formação de torta é um dado importante sendo considerado como aquele em que a torta pode ser visualizada sem a presença de líquido em sua superfície. A figura 4.1 mostra a montagem do teste de folha executada para os testes de filtragem a vácuo,

constituída por bomba de vácuo, rotâmetro (com escala de 0 a 1,2 SCFM), kitassato de vidro de 2.000mL, mangueiras de silicone e borracha e kit de *leaf test*.



Figura 4.1 - Montagem do teste de folha (*leaf test*).

Inicialmente, para cada material foi realizada a seleção do elemento filtrante mais indicado, dependendo do tipo de equipamento e da qualidade do filtrado. As determinações da umidade da torta, da taxa unitária de filtragem e a percentagem de sólidos no filtrado foram realizadas com base nos dados obtidos nos testes. No dimensionamento foi utilizado o método clássico estabelecido por Dahlstrom e Silverblatt.

Todos os ensaios de filtragem foram realizados com concentração de sólidos na alimentação de 60%, em massa, e temperatura ambiente de polpa, exceto para as lamas, onde a concentração de sólidos foi de 40%.

Para os testes de filtragem em filtro a pressão, em escala laboratorial, foi montado um circuito conforme Figura 4.2, constituído por bomba de diafragma, manômetro, mangueiras (que resistam à alta pressão) e suporte e câmaras do filtro prensa.

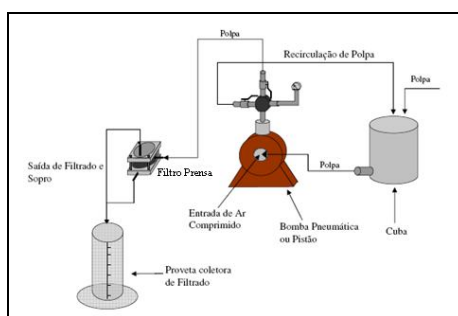


Figura 4.2 - Representação da montagem do teste de filtro prensa horizontal.

A câmara do filtro prensa foi confeccionada em aço inox de $0,009655\text{m}^2$ de diâmetro. O kit completo de placas (tipo recesso), suporte e bases montado é mostrado na Figura 4.3.



Figura 4.3 - Suporte e câmara do filtro prensa de bancada.

Para o dimensionamento dos filtros prensa horizontais (de placas verticais) foram utilizados os seguintes parâmetros:

- tamanho das placas: $1.500\text{mm} \times 1.500\text{mm}$;
- quantidade de placas: 110;
- pressão de trabalho: $1,47\text{MPa}$ (15kgf/cm^2);
- área efetiva de filtração por placa: $3,37\text{m}^2$.

Os ensaios de filtração a vácuo, para dimensionamento de filtro de disco convencional e filtro horizontal de correia, foram realizados nos laboratórios da empresa VALE. Neste laboratório também foram realizados os ensaios de filtração a pressão para o dimensionamento do filtro prensa horizontal

Os testes de bancada para o dimensionamento de filtro de disco cerâmico, filtro prensa vertical com injeção de calor e filtro de disco encapsulado foram realizados em laboratórios dos fabricantes dos equipamentos, conforme metodologias por eles adotadas.

O representante dos filtros de discos cerâmicos realiza o teste de *leaf* cerâmico imergindo o meio filtrante, com vácuo aproximado de $0,075\text{MPa}$ ($0,75\text{bar}$) a $0,090\text{MPa}$ ($0,9\text{bar}$), dentro da polpa. A formação da torta inicia quando a placa cerâmica de diâmetro de poro de $0,7\mu\text{m}$ (máximo de $2\mu\text{m}$) é mergulhada na polpa e é finalizada

quando o mesmo é retirado, dando início ao tempo de secagem (Figura 4.4). Os tempos de formação e secagem são predefinidos baseados no funcionamento do filtro industrial Ceramec onde são considerados velocidade do setor cerâmico e nível de polpa na bacia do filtro.



Figura 4.4 - Foto de torta em teste de *leaf Ceramec*.

O fabricante do filtro prensa vertical realiza os testes em bancada em um filtro automático de laboratório com 20cm² de área e temperatura de polpa na alimentação de 25 a 30°C.

Para os ensaios de filtragem hiperbárica, o fabricante do equipamento utiliza uma unidade de laboratório denominada *Filtratest* (Figura 4.5). Este dispositivo opera com pressão diferencial de até 0,6MPa (6kgf/cm²) sobre a torta de filtragem. A vazão de ar pela torta é medida automaticamente assim como o volume de filtrado.



Figura 4.5 - Montagem para ensaios dos testes de filtragem hiperbárica (FILTRATEST).

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. Caracterização das Amostras

5.1.1. Análise granulométrica

As Figuras 5.1, 5.2, 5.3 e 5.4 apresentam as distribuições granulométricas de todas as amostras de rejeitos das usinas, obtidas por peneiramento e granulômetro a laser.

Para os rejeitos de flotação (Figura 5.1) pode ser observada uma granulometria bem mais fina do rejeito da usina de Vargem Grande ($d_{50}=20\mu\text{m}$) e mais grossa do rejeito de Brucutu ($d_{50}=130\mu\text{m}$), embora com participação significativa de lamas. Para as demais usinas, as curvas granulométricas estão mais próximas (d_{50} variando de 70 a 90 μm).

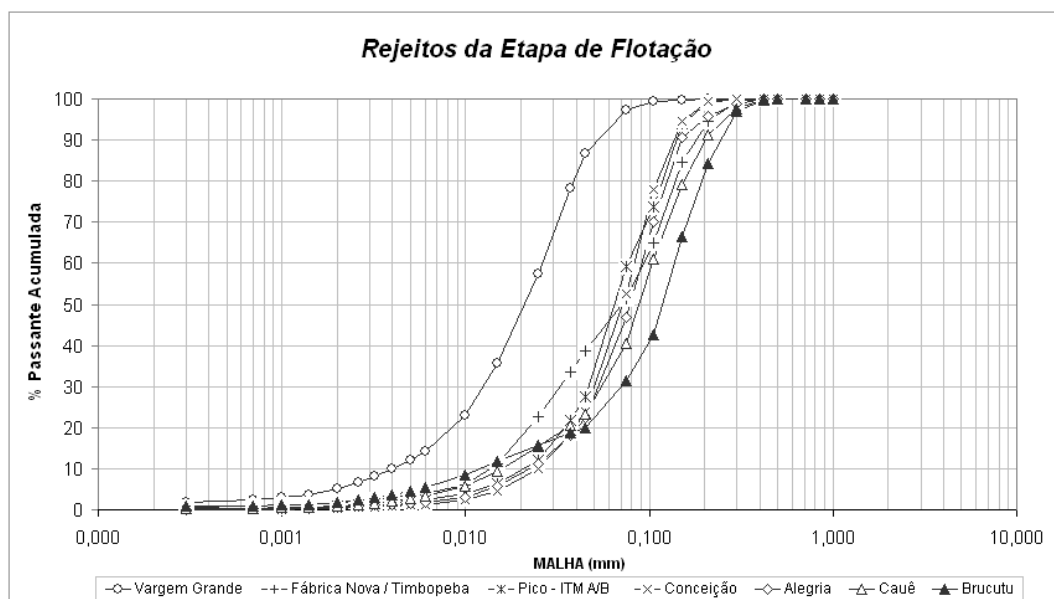


Figura 5.1 - Granulometria dos rejeitos de flotação.

Para as lamas (Figura 5.2) a curva granulométrica da usina de Brucutu apresenta-se muito diferente das demais usinas, sendo mais fina na faixa $<10\mu\text{m}$ e mais grossa nas frações $>30\mu\text{m}$. O espessador de lamas de Brucutu recebe também, além da lama proveniente da etapa de deslamagem (93 a 96% da massa), o *overflow* da ciclonagem de adensamento dos rejeitos da concentração magnética (fluxo -1+0,150mm).

No geral, pode ser observado nas lamas um grande percentual de material retido na malha de 10 μ m (40 a 60%).

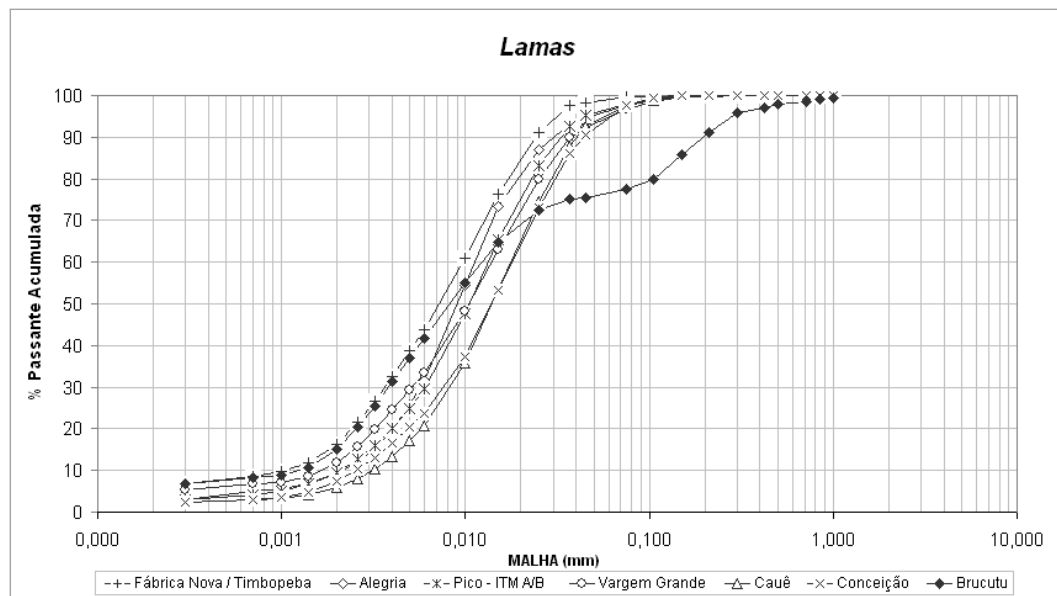


Figura 5.2 - Granulometria das lamas.

Para os rejeitos de concentração magnética (Figura 5.3) a curva granulométrica da usina de Cauê apresenta-se bem mais fina ($d_{50}=100\mu$ m) em relação às demais ($d_{50}=200$ a 300μ m).

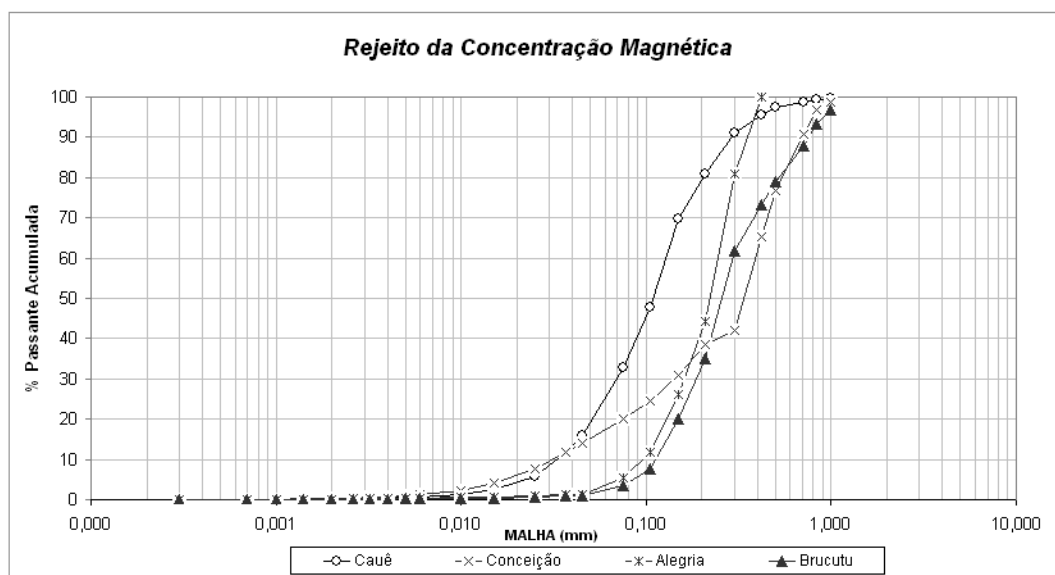


Figura 5.3 - Granulometria dos rejeitos não magnéticos.

A Figura 5.4 mostra o *oversize* da peneira *Derrick* da usina de Alegria que apresenta granulometria similar aos rejeitos de flotação ($d_{50}=100\mu\text{m}$). Por outro lado, os finos de jigues apresentam granulometria mais grossa ($d_{50}=400\mu\text{m}$).

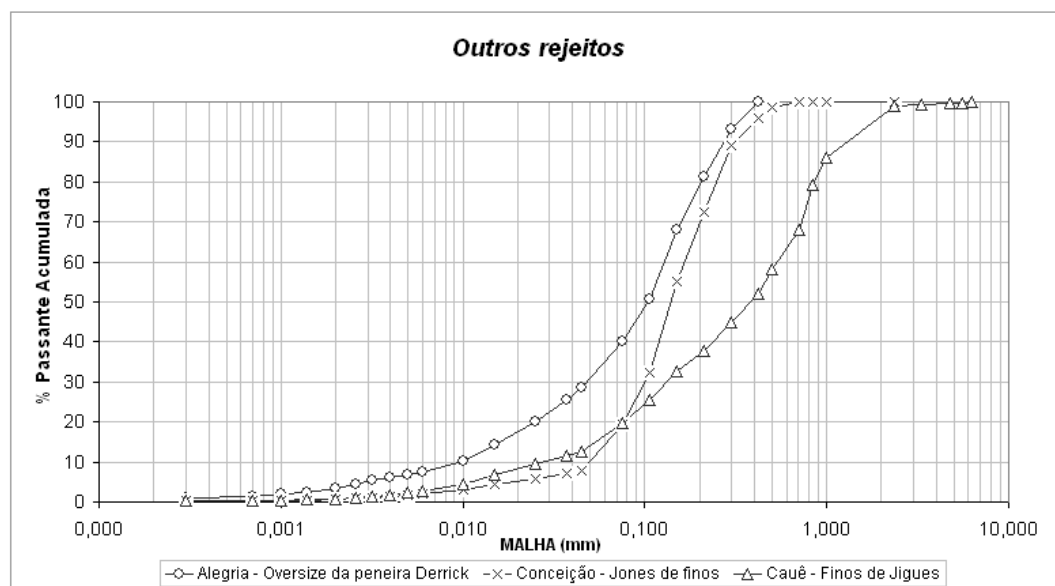


Figura 5.4 - Distribuição granulométrica de outros rejeitos.

A Figura 5.5 mostra as granulometrias dos rejeitos das usinas, denominados de misturas, e compostos conforme a proporção da massa rejeitada em cada fluxo.

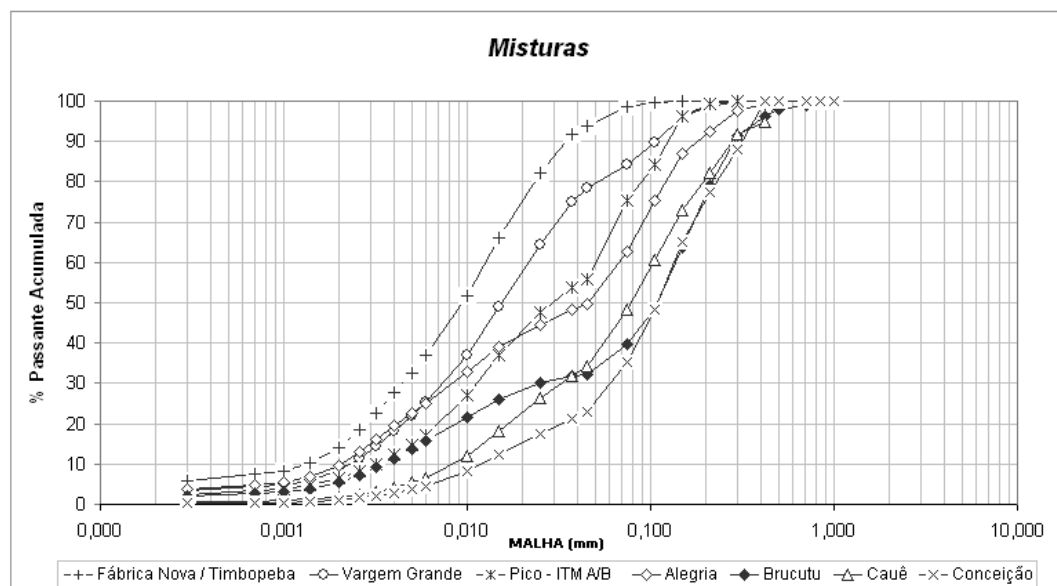


Figura 5.5 - Distribuição granulométrica das misturas dos rejeitos das usinas.

Um resumo das extensões das faixas granulométricas predominantes dos principais rejeitos das usinas (rejeitos de concentração magnética, rejeitos de flotação e lamas) é apresentado na figura 5.6.

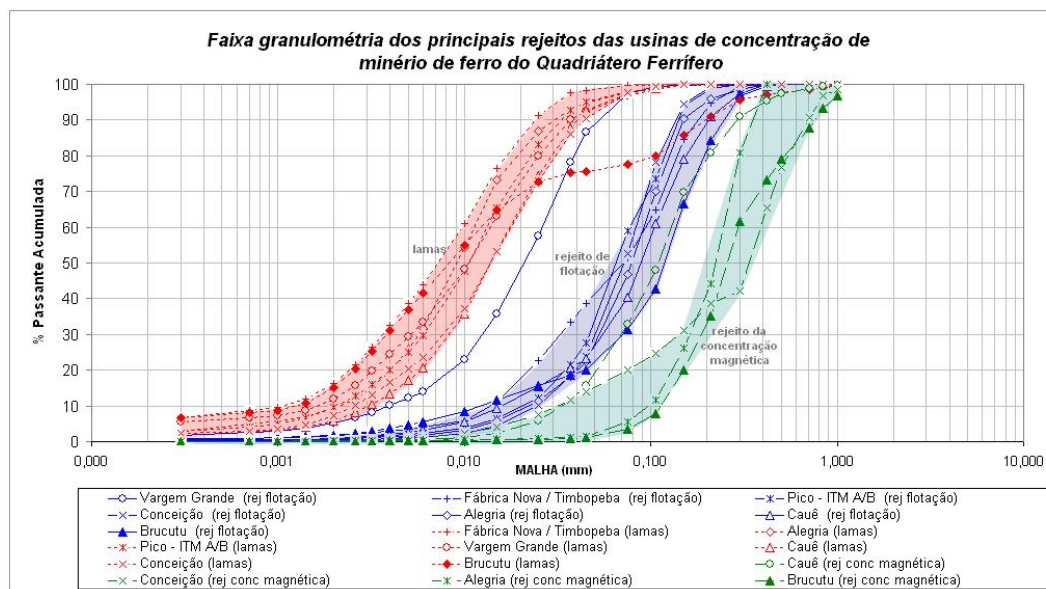


Figura 5.6 - Faixa granulométrica dos principais rejeitos das usinas de ferro do Quadrilátero Ferrífero.

5.1.2. Composição Química

As análises químicas das amostras são apresentadas nas Tabelas 5.1, 5.2, 5.3, 5.4 e 5.5.

Para os rejeitos de flotação verificam-se teores inferiores a 12% de ferro somente para as amostras de Alegria e Pico (Tabela 5.1). O rejeito de flotação de Vargem Grande mostrou-se muito elevado em ferro (54,4% Fe) e também nos teores de contaminantes (P, Al_2O_3 , Mn e PPC).

Tabela 5.1 - Teores das amostras de rejeitos de flotação das usinas

	Fe (%)	SiO ₂ (%)	P (%)	Al ₂ O ₃ (%)	Mn (%)	PPC (%)
Alegria	11,56	82,55	0,006	0,63	0,024	0,57
Brucutu	19,32	69,45	0,017	1,38	0,008	1,20
Cauê	21,50	67,79	0,012	1,03	0,093	0,56
Conceição	29,38	57,68	0,002	0,25	0,020	0,16
Pico	9,67	86,02	0,006	0,32	0,010	0,24
Vargem Grande	54,37	19,69	0,040	1,19	0,204	1,25
FN/TO	26,85	60,33	0,015	0,76	0,015	0,49

As amostras de lamas mostraram níveis de teores de ferro superiores a 35%, sendo que em Alegria, Brucutu, Vargem Grande e Fábrica Nova / Timbopeba foram superiores a 50% Fe (Tabela 5.2). Cauê apresentou o menor conteúdo metálico (35,2% Fe) e maior teor de sílica e alumina (28,2 e 13,1%, respectivamente). Os teores de fósforo e PPC foram maiores nas amostras de lamas de Alegria.

Tabela 5.2 - Teores das amostras de lamas das usinas

	Fe (%)	SiO ₂ (%)	P (%)	Al ₂ O ₃ (%)	Mn (%)	PPC (%)
Alegria	52,46	6,36	0,224	7,23	0,216	9,37
Brucutu	53,02	9,26	0,095	6,75	0,103	7,00
Cauê	35,19	28,21	0,109	13,11	1,109	5,42
Conceição	43,83	24,06	0,075	6,41	1,552	3,61
Pico	44,59	22,23	0,162	7,77	0,183	5,04
Vargem Grande	58,92	7,97	0,110	3,26	0,502	3,11
FN/TO	53,00	10,34	0,168	5,84	0,303	6,63

Brucutu e Alegria apresentaram respectivamente o maior e menor conteúdo metálico no produto não magnético (36.7 e 13.2% de ferro), conforme Tabela 5.3.

Tabela 5.3 - Teores dos rejeitos não magnéticos das usinas

	Fe (%)	SiO ₂ (%)	P (%)	Al ₂ O ₃ (%)	Mn (%)	PPC (%)
Alegria	13,18	79,44	0,022	0,44	0,036	0,95
Brucutu	36,70	45,41	0,028	0,90	0,012	1,54
Conceição	17,60	73,69	0,018	0,40	0,132	0,63
Cauê	24,19	63,90	0,007	0,79	0,086	0,32

O teor de ferro dos jões de finos de Conceição apresentou valor próximo a 11% de ferro (Tabela 5.4), enquanto que os outros rejeitos: *oversize* da peneira Derrick de Alegria e finos de jões de Cauê ficaram próximos a 41% Fe.

Tabela 5.4 - Teores de amostras de rejeitos das usinas

	Fe (%)	SiO ₂ (%)	P (%)	Al ₂ O ₃ (%)	Mn (%)	PPC (%)
Alegria - <i>oversize</i> da peneira Derrick	41,21	37,67	0,060	1,070	0,056	2,42
Conceição – Jones de Finos	11,38	82,83	0,006	0,460	0,074	0,24
Cauê – finos de jões	41,76	38,00	0,016	1,070	0,317	0,86

5.1.3. Área Superficial Específica - *Blaine*

A Tabela 5.5 mostra os resultados de determinação da área superficial específica das amostras.

Tabela 5.5 - Área superficial específica (*Blaine*) das amostras de rejeitos em cm^2/g

	Alegria	Brucutu	Cauê	Conceição	FN/TO	Pico	VGR
flotação	550	567	510	434	477	731	1.520
lamas	13.149	9.961	10.667	6.960	10.527	9.206	4.712
mistura	-	-	-	-	6.850	4.502	3.139

Verifica-se que para os rejeitos de flotação o *Blaine* situou-se entre 434 a 730 cm^2/g , com exceção de Vargem Grande, em que foi muito superior (1.520 cm^2/g). Este valor está, comparativamente, em conformidade com as granulometrias das amostras, apresentadas na Figura 5.1. As lamas apresentaram valores de área superficial específicas muito diferentes, entre 4.712 cm^2/g a 13.119 cm^2/g .

Para as amostras denominadas misturas só foi possível determinar a área específica das amostras de FN/TO, Pico e VGR. Para as outras usinas, a presença de partículas grossas nas amostras impossibilitou a sua determinação, tendo em vista a restrição no equipamento utilizado.

5.1.4. Densidade relativa

Na determinação da densidade das partículas, foi utilizado o método do picnômetro. Os resultados da medida de densidade relativa de todas as amostras de rejeitos são apresentados na Tabela 5.6.

Tabela 5.6 - Densidade relativa das amostras de rejeitos

	Alegria	Brucutu	Cauê	Conceição	FN/TO	Pico	VGR
finos de jigues			3,80				
concentração magnética	2,88	3,55	3,19	3,00			
oversize da peneira Derrick	3,66						
jones de finos				2,87			
flotação	2,87	3,05	3,10	3,31	3,24	2,84	4,28
lamas	4,17	2,87	3,55	3,91	4,01	3,81	4,32
mistura	3,28	3,33	3,27	3,08	4,16	3,31	4,30

5.2. Testes de Filtragem

5.2.1. Teste de filtragem a vácuo (filtro de disco convencional e filtro horizontal de correia)

Em seguida, são apresentados os resultados de dimensionamento dos filtros a vácuo (disco convencional e horizontal de correia), realizados através de ensaio de laboratório, conhecido como teste de folha (*filter leaf test*) e aplicado o método clássico estabelecido por Dahlstrom e Silverblatt.

Os resultados do dimensionamento estão apresentados nas Figuras 5.7 a 5.11. Nestas figuras, os gráficos estão plotados no intervalo correspondente ao fator de correlação (F_c) entre 1,25 e 0,75 (maior F_c , menor umidade da torta e vice-versa). O F_c corresponde ao eixo das abscissas do gráfico 3 (umidade da torta em função do fator de correlação) apresentado, anteriormente, na Figura 3.39, de acordo com a metodologia clássica de dimensionamento de filtros contínuos a vácuo, estabelecida por Dahlstrom e Silverblatt e descrita no item 3.3.3.

Na Figura 5.7 são apresentados os resultados de filtragem para filtro de disco convencional para os rejeitos de flotação de todas as usinas amostradas. Pode-se observar que, no geral, a taxa unitária de filtragem para filtro de disco convencional situa-se em torno de 1.300 kg/h/m^2 e a umidade da torta entre 10 a 13%. Brucutu e Vargem Grande apresentaram maiores umidades de torta, próximas a 17%.

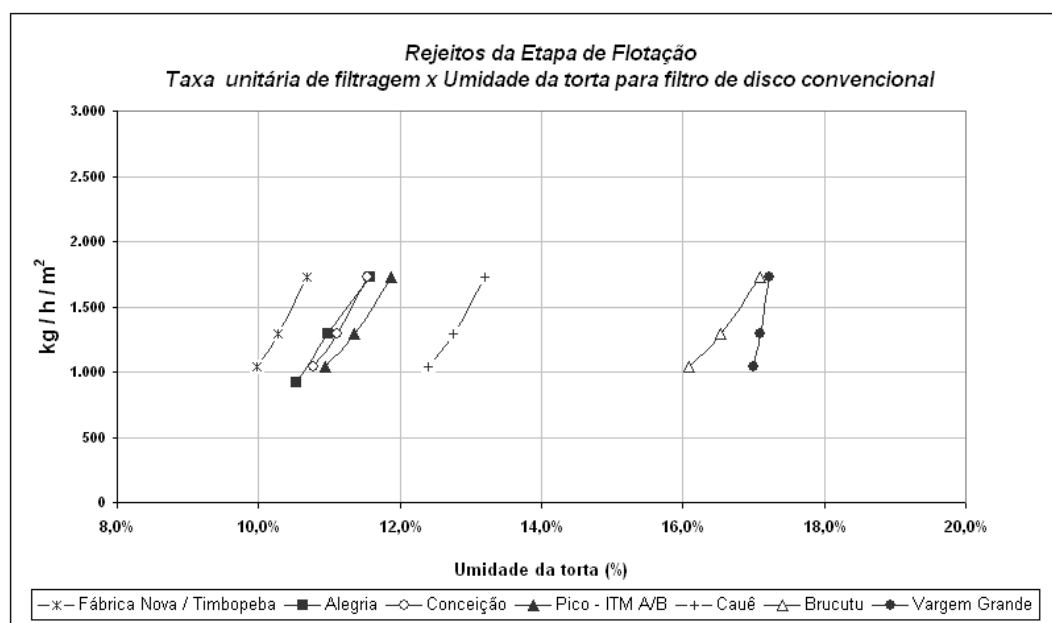


Figura 5.7 - Taxa unitária de filtragem em função da umidade da torta dos rejeitos de flotação para filtro de disco convencional.

Na Figura 5.8 é apresentado o resultado do teste de filtragem para os rejeitos do Jones de Finos de Conceição (concentração magnética da fração $-0,150 \text{ mm}$, anterior a etapa de flotação). Pode-se observar que a taxa unitária de filtragem para esta amostra é, cerca de, 3.000 kg/h/m^2 e a umidade da torta de 15%

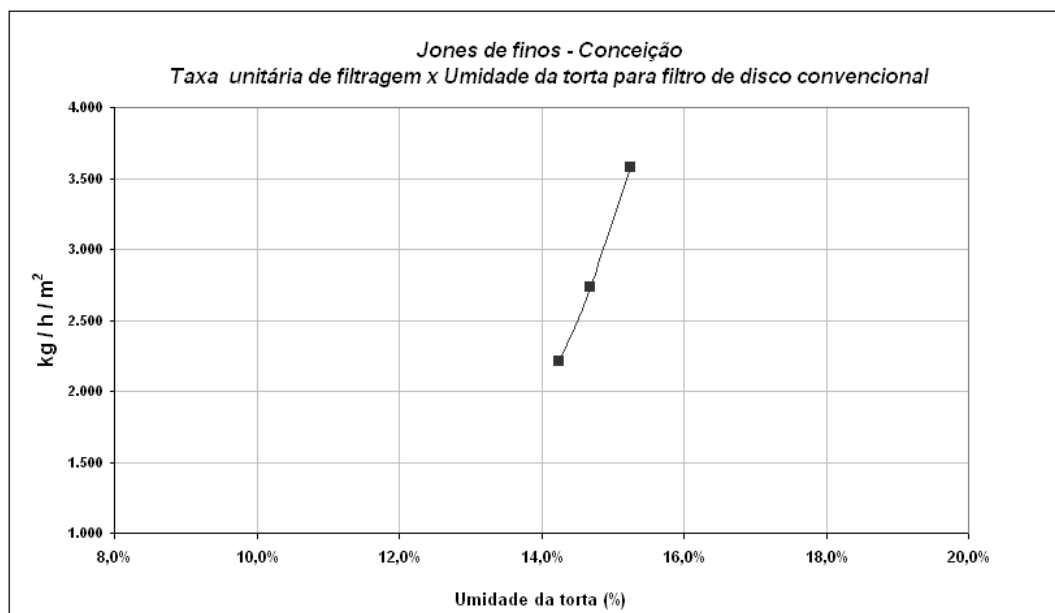


Figura 5.8 - Taxa unitária de filtragem em função da umidade da torta dos Jones de finos de Conceição para filtro de disco convencional.

Os resultados de dimensionamento para a aplicação de filtros horizontais de correia são apresentados nas Figuras 5.9, 5.10 e 5.11, respectivamente, para rejeitos das etapas de flotação, concentração magnética e outros.

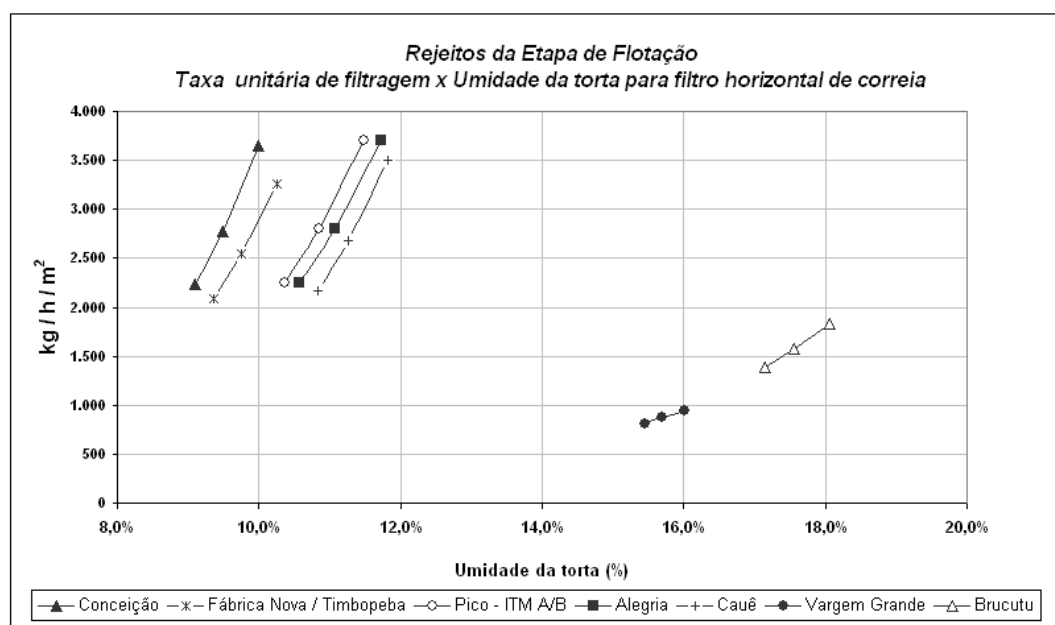


Figura 5.9 - Taxa unitária de filtragem em função da umidade da torta dos rejeitos de flotação para filtro horizontal de correia.

Pode-se observar na Figura 5.9 que a taxa unitária de filtragem para filtro horizontal de correia para os rejeitos de flotação situa-se em torno de 2.800 kg/h/m^2 e umidade da torta entre 9 e 12%. Vargem Grande e Brucutu apresentaram maior umidade da torta, próximos a 16 e 18%, respectivamente.

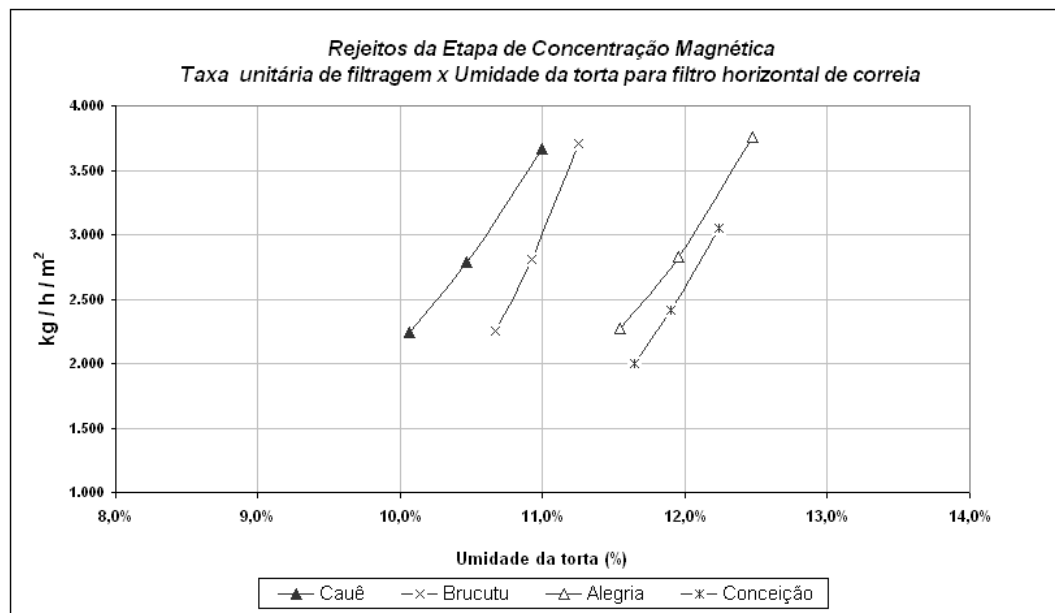


Figura 5.10 - Taxa unitária de filtragem em função da umidade da torta dos rejeitos de concentração magnética para filtro horizontal de correia.

Observa-se na Figura 5.10 que a taxa unitária de filtragem para filtro horizontal de correia para os rejeitos de concentração magnética situa-se em torno de 2.800 kg/h/m^2 e umidade da torta entre 10 e 12%.

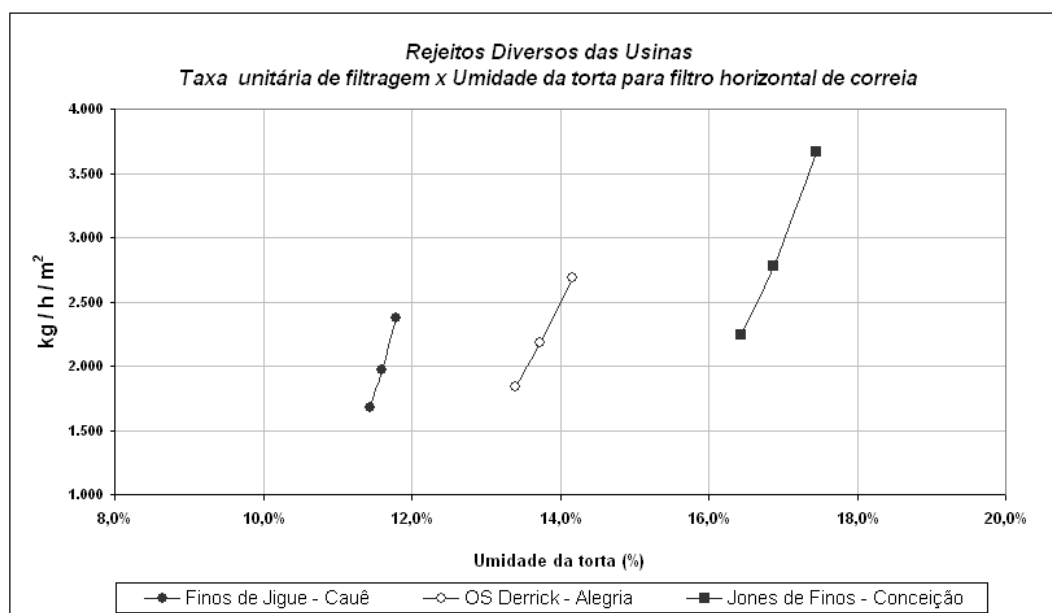


Figura 5.11 - Taxa unitária de filtragem em função da umidade da torta dos finos de jigues de Cauê, oversize da Derrick de Alegria e jones de finos de Conceição para filtro horizontal de correia.

Observa-se, na Figura 5.11, que a taxa unitária de filtragem para filtro horizontal de correia para as amostras de Cauê, denominadas finos de jigues (fração -1mm do rejeito da etapa de jigagem) situa-se próximo a 2.000kg/h/m² e umidade da torta em torno de 11%. Para as amostras de Alegria denominadas oversize da peneira Derrick (peneira de malha 0,150mm alimentada pelo *underflow* do primeiro estágio da deslamagem) a taxa unitária de filtragem situou-se entre 2.000kg/h/m² a 2.500kg/h/m² e a umidade da torta próxima a 14%. Para o Jones de finos da usina de Conceição, a taxa unitária de filtragem apresentou-se entre 2.000kg/h/m² a 3.500kg/h/m² e a umidade da torta entre 16 a 18%.

5.2.2. Teste de filtragem sob pressão (filtro prensa horizontal)

Nas Figuras 5.12, 5.13 e 5.14 são apresentados os resultados de taxas unitárias de filtrações para os rejeitos de flotação, lamas e mistura (rejeitos de flotação + lamas), respectivamente.

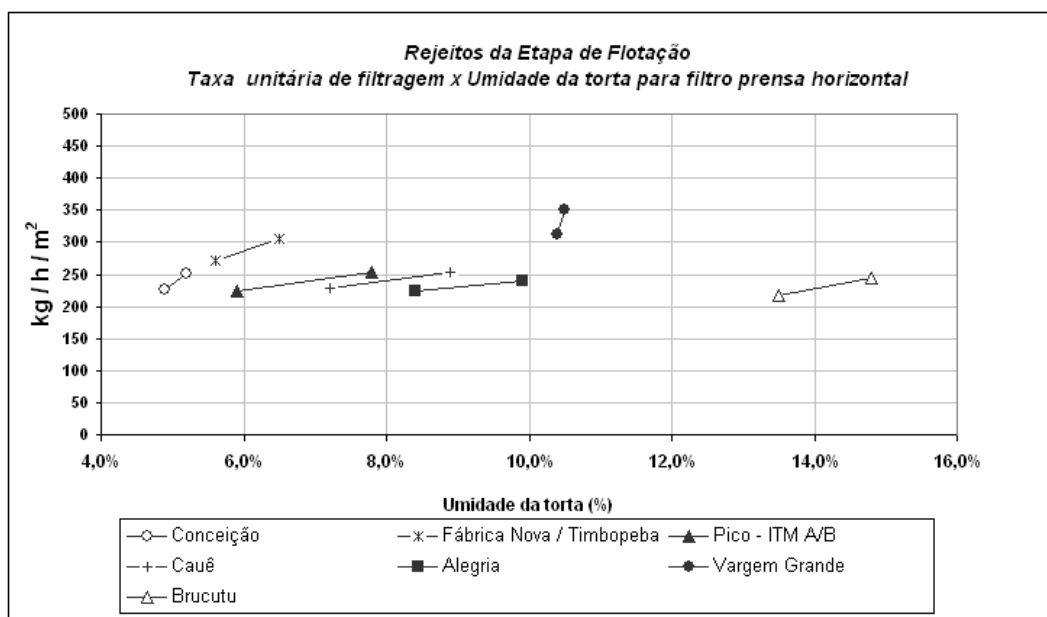


Figura 5.12 - Taxa unitária de filtragem em função da umidade da torta dos rejeitos de flotação para filtro prensa horizontal.

Pode-se observar na Figura 5.12 que, no geral, os rejeitos de flotação para filtro prensa horizontal apresentam taxa unitária de filtragem em torno de 250kg/h/m² e umidades de torta variando entre 5 e 10%, com exceção de Vargem Grande e Brucutu que tiveram maior umidade de torta.

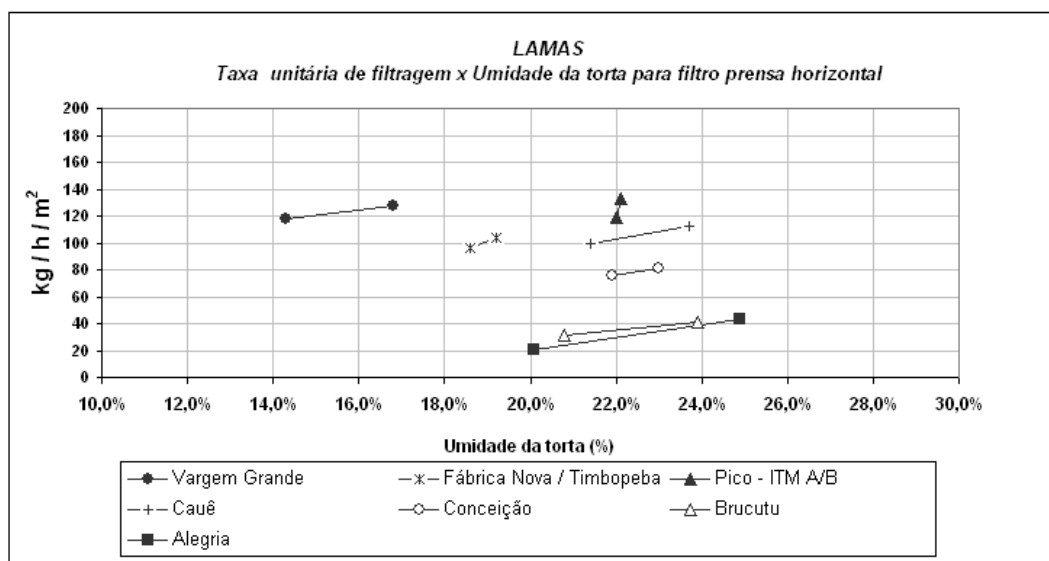


Figura 5.13 - Taxa unitária de filtragem em função da umidade da torta das lamias para filtro prensa horizontal.

A Figura 5.13 mostra que a filtragem das lamias em filtro prensa horizontal apresenta taxas de filtragem, em geral, entre 80kg/h/m^2 a 130kg/h/m^2 , com exceção das lamias de Vargem Grande e Brucutu que apresentaram taxas ainda mais baixas. A umidade da torta, em geral, situa-se entre 15 a 25%.

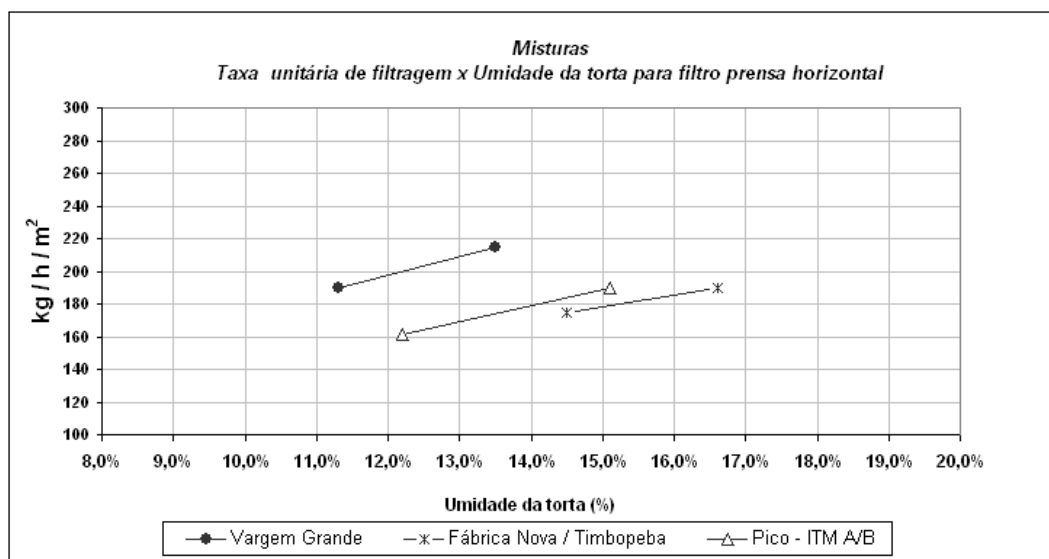


Figura 5.14 - Taxa unitária de filtragem em função da umidade da torta das misturas para filtro prensa horizontal.

Pode-se observar na Figura 5.14 que as misturas, constituídas por rejeitos de flotação de lamas, apresentaram, em filtro prensa horizontal, taxas de filtragem, em geral, entre de 150kg/h/m² a 200kg/h/m², e umidade da torta entre 12 a 16%.

5.2.3. Teste de filtragem capilar (*filtro de disco cerâmico*)

Durante a realização dos testes foi observado que as amostras de lamas e misturas não eram aplicáveis aos testes *Leaf Ceramec*, partindo dos fundamentos que suas capacidades de produção eram muito baixas e valores de umidades altos. Análises visuais durante os testes apontam problemas relacionados a partículas ultrafinas (lama).

A Figura 5.15 apresenta os resultados médios das taxas de filtragem para os ensaios com as amostras de rejeitos de flotação. Pode-se observar que os resultados apresentaram baixas umidades da torta (entre 8 e 9%). As taxas de filtragem variaram bastante. Vargem Grande e Brucutu apresentaram as menores taxas de filtragem, cerca de 400kg/h/m² e Fábrica Nova / Timbopeba e Conceição as maiores taxas, entre 1.600kg/h/m² a 1.800kg/h/m².

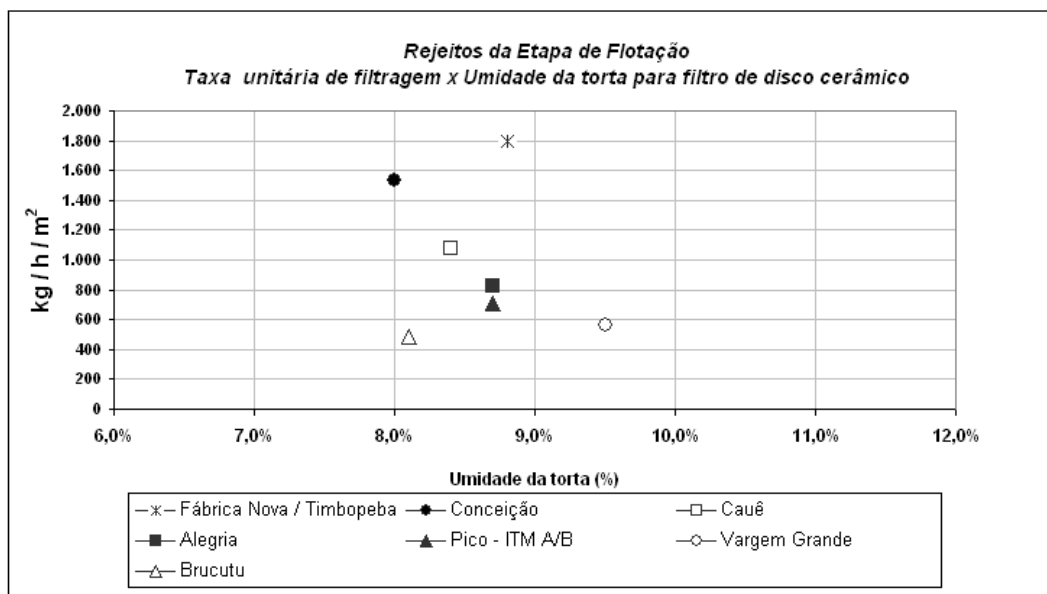


Figura 5.15 - Taxa unitária de filtragem em função da umidade da torta dos rejeitos de flotação para filtro de disco cerâmico.

5.2.4. Teste de filtração hiperbárica (filtro de disco encapsulado)

Os testes com a tecnologia de filtração hiperbárica Hi BAR foram realizados somente com as amostras de rejeito das usinas de Vargem Grande e Fábrica Nova / Timbopeba.

Os resultados são apresentados nas Figuras 5.16, 5.17 e 5.18, para os rejeitos de flotação, lamas e misturas, respectivamente.

Pode-se observar que os rejeitos de Fábrica Nova / Timbopeba apresentaram melhor filtrabilidade que os de Vargem Grande. Para os rejeitos de flotação foram obtidas taxas de filtração entre 2.000kg/h/m² a 3.000kg/h/m². As lamas e as misturas apresentaram taxas de filtração bastante semelhantes (cerca de 400kg/h/m² para Fábrica Nova / Timbopeba e 200kg/h/m² para Vargem Grande), porém com maior umidade da torta nas lamas.

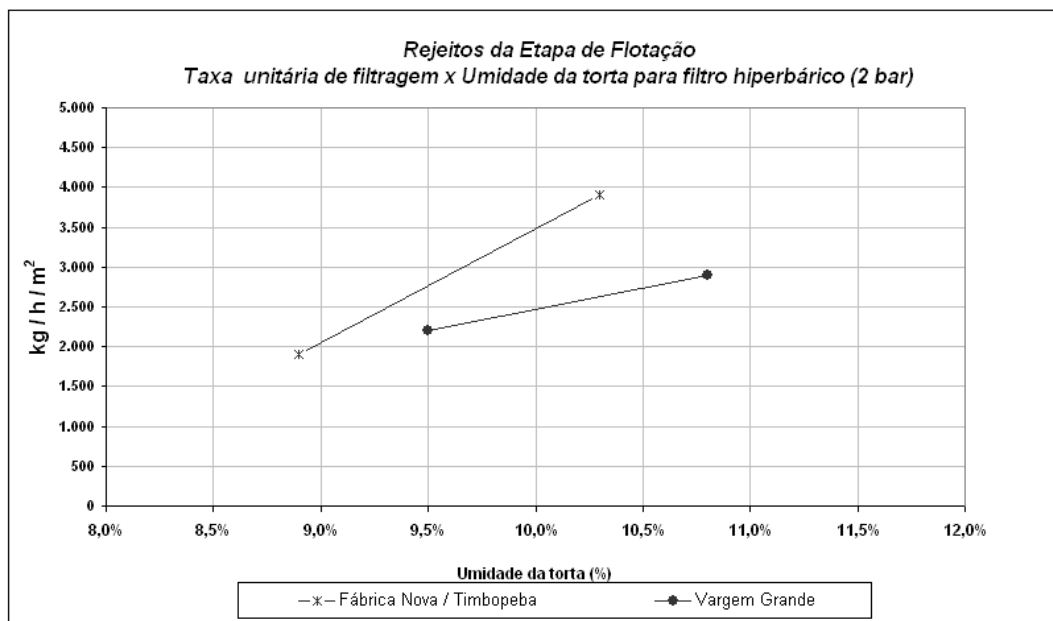


Figura 5.16 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta dos rejeitos de flotação para filtro hiperbárico.

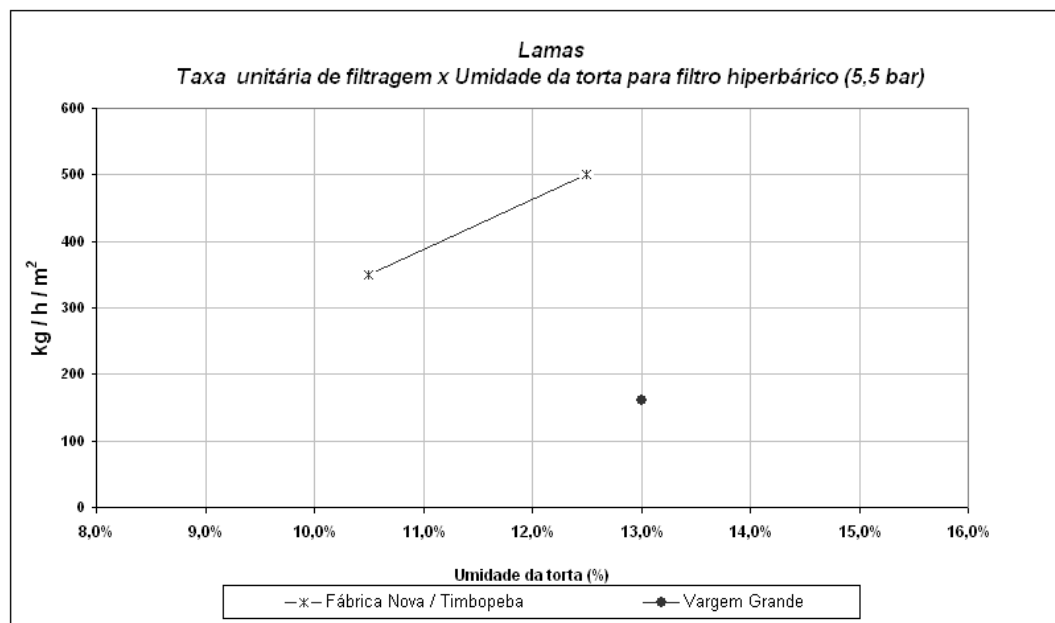


Figura 5.17 - Taxa unitária de filtragem em função da umidade da torta das lamas para filtros hiperbáricos.

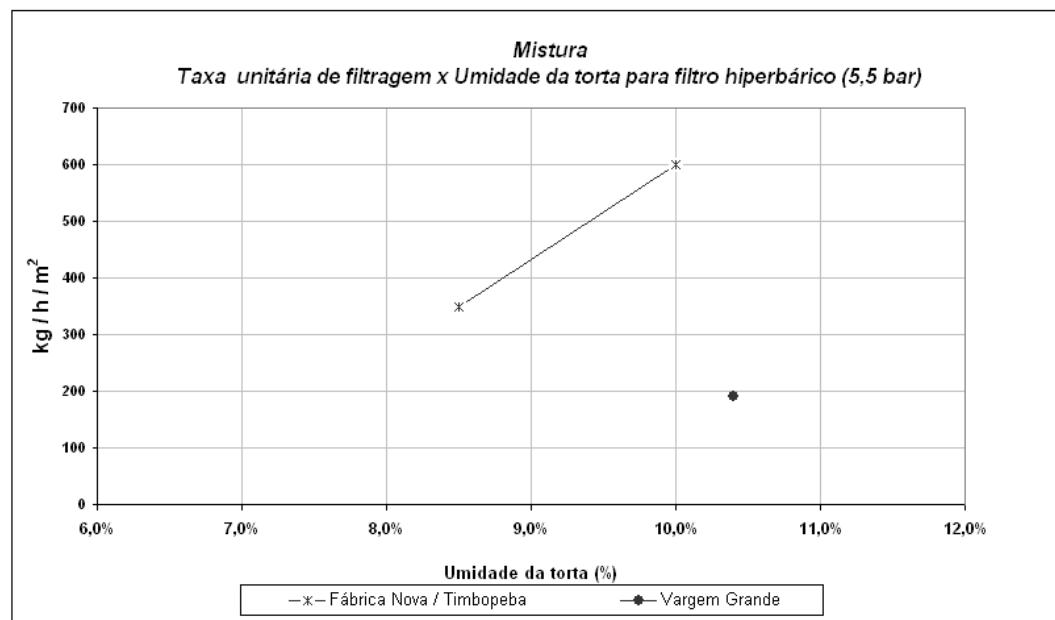


Figura 5.18 - Taxa unitária de filtragem em função da umidade da torta das misturas para filtros hiperbáricos.

5.2.5. Teste de filtração sob pressão (filtro prensa vertical)

Os resultados são apresentados nas Figuras 5.19, 5.20, 5.21 e 5.22, para os rejeitos de flotação, lamas, concentração magnética e misturas, respectivamente.

Pode-se observar na Figura 5.19 que o rejeito de flotação de Cauê apresentou a melhor taxa unitária de filtração, 2.500kg/h/m², para umidade da torta entre 6 e 10%. Vargem Grande e Brucutu apresentaram maiores umidades da torta.

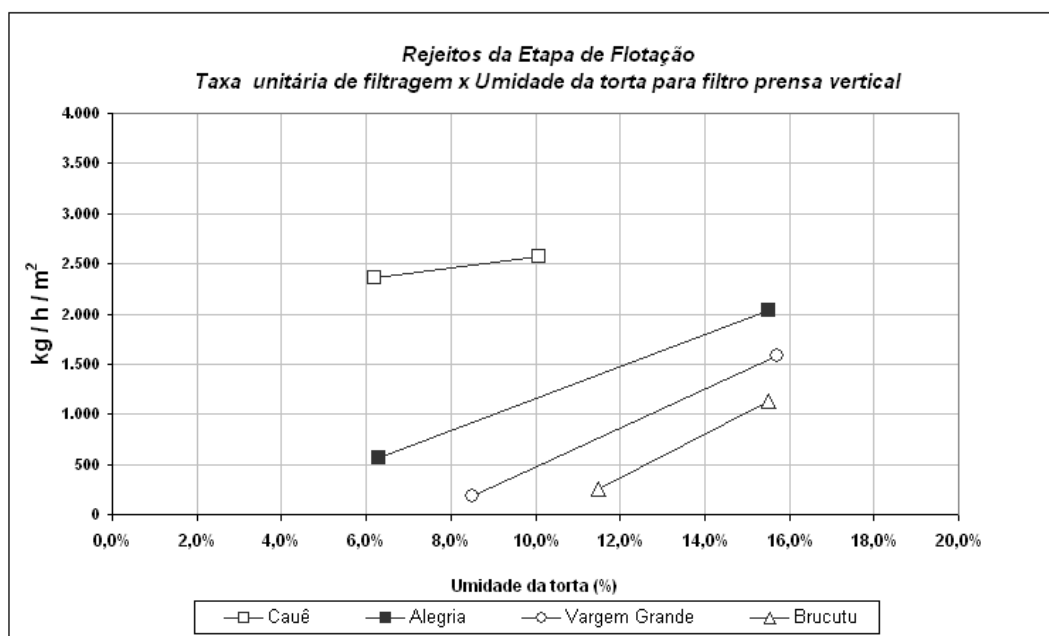


Figura 5.19 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta dos rejeitos de flotação para filtro prensa vertical.

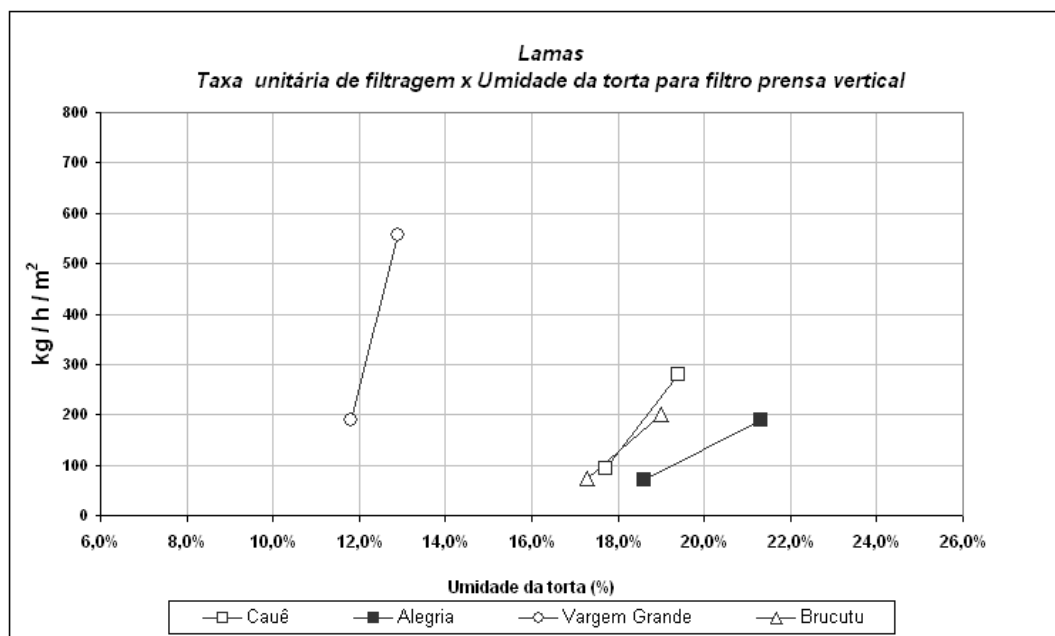


Figura 5.20 - Taxa unitária de filtragem em função da umidade da torta das lamas para filtro prensa vertical.

Observa-se na Figura 5.20 que as taxas de filtragem para as lamas estão, em geral, entre 100kg/h/m² e 200kg/h/m² e umidade da torta entre 18 e 20%.

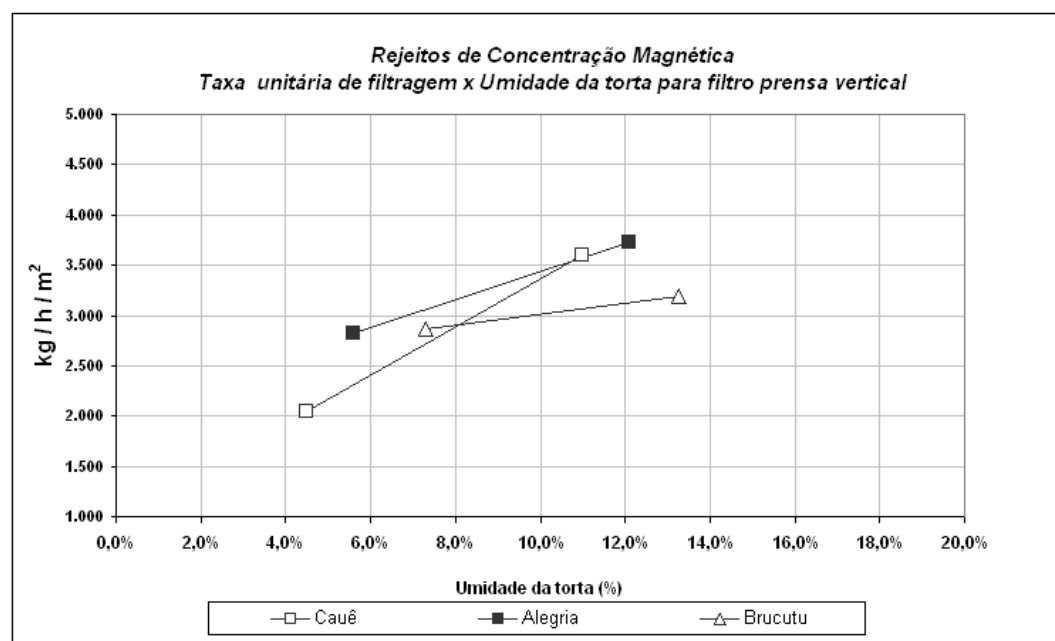


Figura 5.21- Taxa unitária de filtragem em função da umidade da torta dos rejeitos de concentração magnética para filtro prensa vertical.

Observa-se na Figura 5.21 que os rejeitos de concentração magnética apresentam taxas de filtragem próximas a 3.000 kg/h/m^2 e umidade da torta entre 10 e 12%.

Pode-se observar que as misturas (Figura 5.22) apresentaram taxas de filtragem, em geral, entre 400 kg/h/m^2 e 800 kg/h/m^2 e umidade da torta entre 10 e 14%.

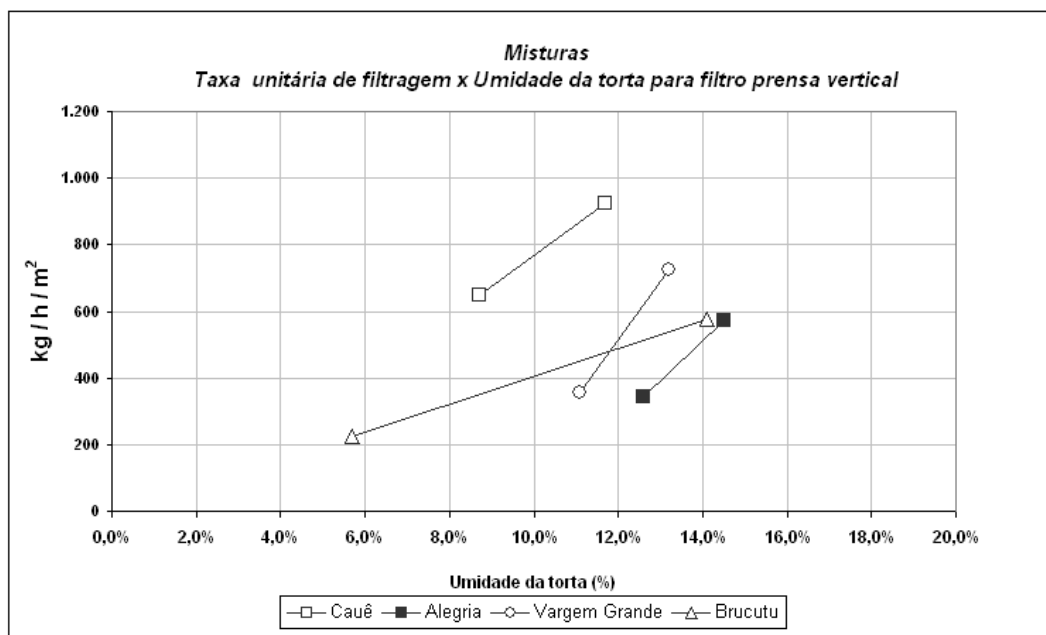


Figura 5.22 - Taxa unitária de filtragem em função da umidade da torta das misturas para filtro prensa vertical.

5.3. Comparativo das Tecnologias de Filtragem

Será realizada, em seguida, uma tentativa de comparar tecnicamente as tecnologias testadas de filtragem para aplicação em cada tipo de rejeito das usinas de minério de ferro do Quadrilátero Ferrífero.

5.3.1. Rejeitos da Flotação

Plotando os resultados de dimensionamento dos rejeitos de flotação em um mesmo gráfico, observa-se na Figura 5.23 que os filtros horizontais de correia apresentam umidade de um ponto percentual menor que os filtros de discos convencionais e, aproximadamente, o dobro da taxa unitária de filtragem (com exceção de Brucutu e Vargem Grande, que apresentaram resultados muito diferentes das demais usinas). A diferença na umidade da torta pode ser explicada pela exigência dos equipamentos industriais de utilização de elemento filtrante com características diferentes, e estas mesmas características são consideradas nos testes de bancada.

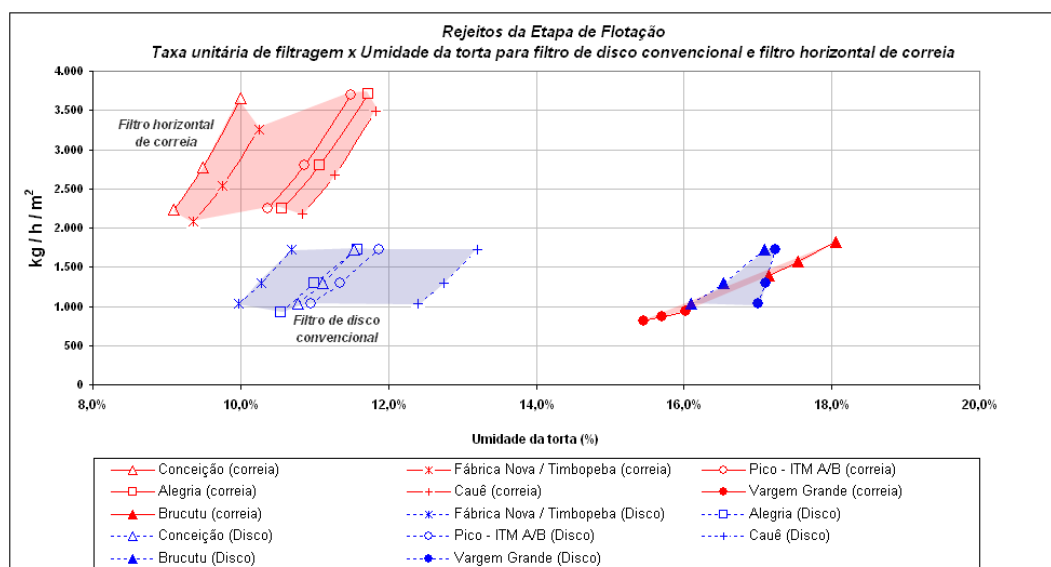


Figura 5.23 - Taxa unitária de filtragem em função da umidade da torta dos rejeitos de flotação para filtro de disco convencional e filtro horizontal de correia

Incluindo no gráfico anterior os resultados da filtragem a pressão horizontal (Figura 5.24) observa-se que o filtro prensa horizontal apresenta baixa taxa unitária de filtragem, porém atingem-se menores umidades de torta.

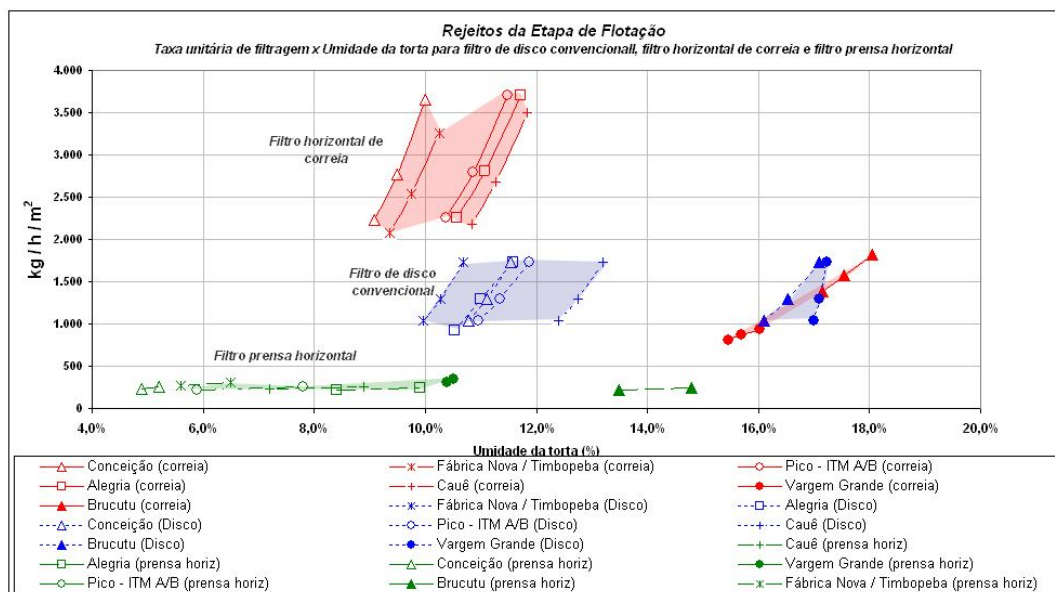


Figura 5.24 - Taxa unitária de filtragem em função da umidade da torta de rejeitos de flotação para filtro de disco convencional, filtro horizontal de correia e filtro prensa horizontal.

Desconsiderando-se os rejeitos de flotação de Vargem Grande e Brucutu e incluindo no gráfico anterior os testes de filtragem capilar, pode-se ver na Figura 5.25 que os filtros de discos cerâmicos apresentam relativamente a mesma taxa unitária de filtragem que os filtros de discos convencionais, porém com umidade da torta menor (cerca de dois pontos percentuais).

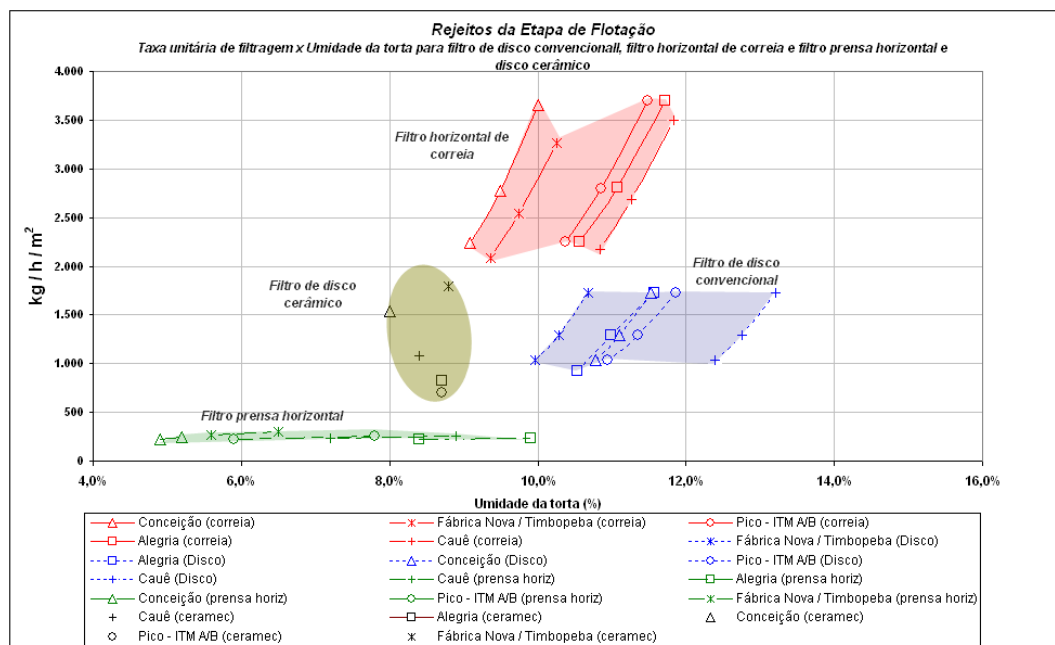


Figura 5.25 - Taxa unitária de filtragem em função da umidade da torta de rejeitos de flotação para filtro de disco convencional, filtro de disco cerâmico, filtro horizontal de correia e filtro prensa horizontal.

Para a amostra de rejeito de flotação de Vargem Grande foram realizados ensaios com todas as tecnologias de filtragem estudadas. Os resultados foram plotados em um único gráfico e estão apresentados na Figura 5.26. Observa-se que, para Vargem Grande, umidades mais baixas da torta (entre 9 e 11%) somente são possíveis com o emprego de filtragem capilar, pressão ou hiperbárica.

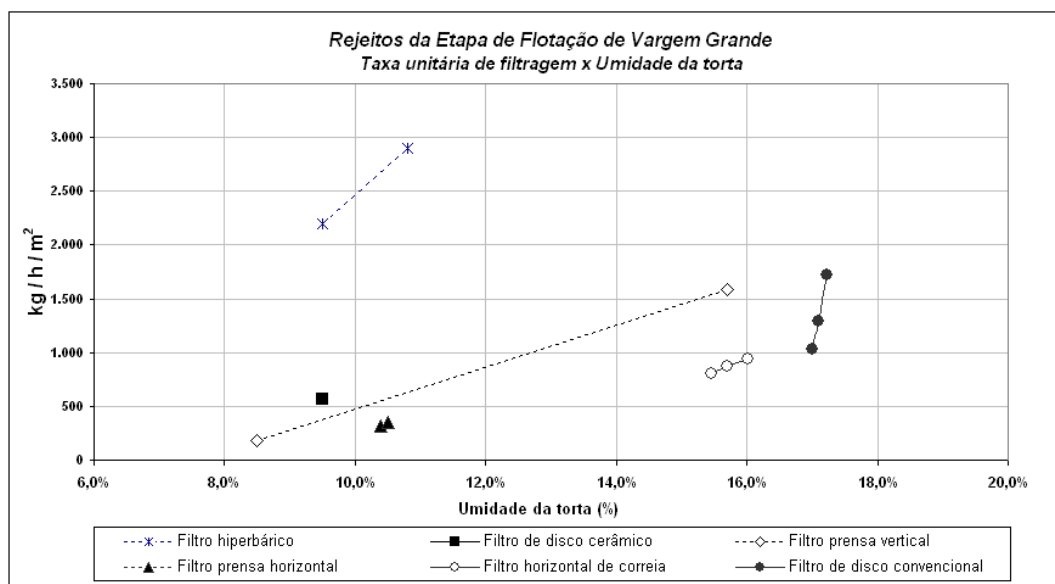


Figura 5.26 - Taxa unitária de filtração em função da umidade da torta do rejeito de flotação de Vargem Grande.

5.3.2. Rejeitos da deslamagem (lamas)

Para as lamas, pode ser verificado na Figura 5.27 que as tecnologias que tiveram algum sucesso nos ensaios de filtração, apresentaram, em geral, baixa taxa unitária de filtração, abaixo de 300 kg/h/m^2 e umidade da torta relativamente alta (em geral, próxima a 20% para os filtros sob pressão). Porém, os resultados de umidade da torta obtidos são bastante inferiores aos resultados esperados de umidade utilizando somente a tecnologia de espessamento para a separação sólido-líquido das lamas.

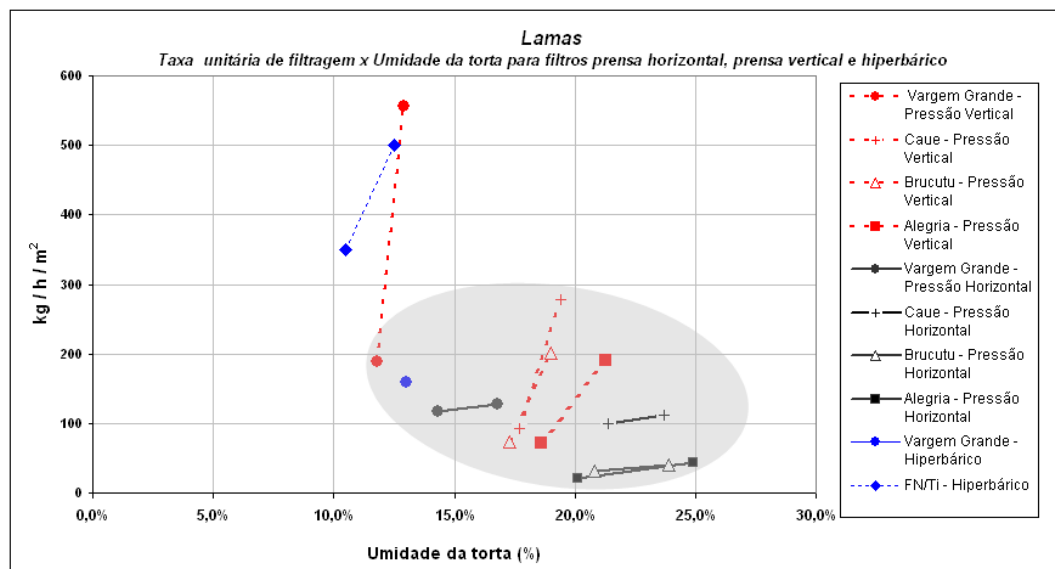


Figura 5.27 - Área unitária de filtragem em função da umidade da torta para as lamas

5.3.3. Rejeito de Concentração Magnética

Os rejeitos de concentração magnética apresentaram alta taxa unitária de filtragem, próxima a 3.000 kg/h/m^2 , para umidades da torta entre 8 e 12%, para filtro horizontal de correia e prensa horizontal (Figura 5.28).

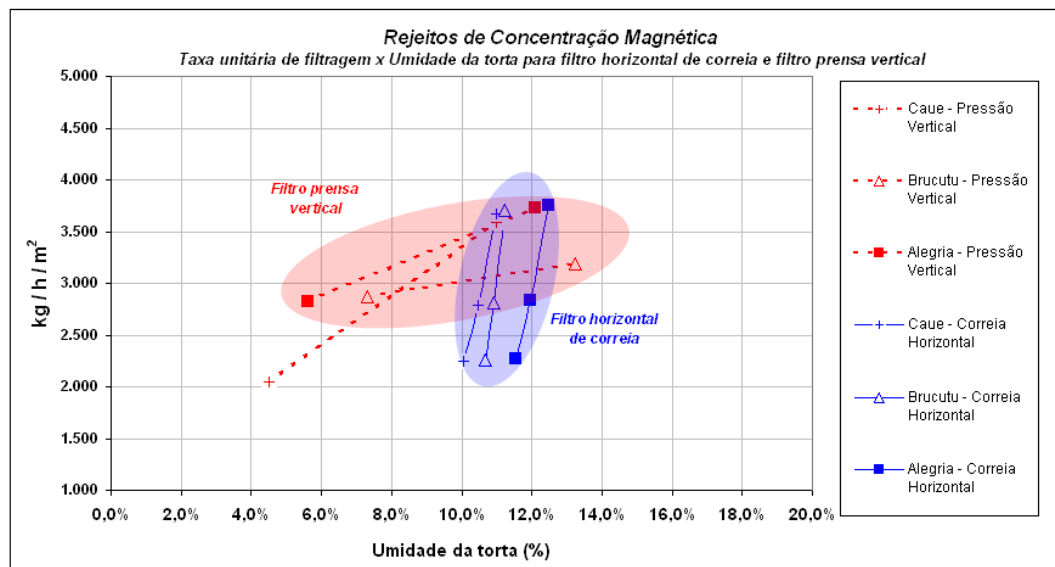


Figura 5.28 - Taxa unitária de filtragem em função da umidade da torta de rejeitos de concentração magnética.

5.3.4. Rejeito total (mistura)

Para os rejeitos totais das usinas, aqui denominadas misturas, são apresentados na Figura 5.29 os resultados das tecnologias de filtragem aplicadas. Para as usinas com presença de rejeitos grossos (Alegria, Brucutu e Cauê) só foi possível testar em bancada a filtragem sob pressão vertical.

Observando o gráfico, pode-se ressaltar que a filtragem sob pressão com filtro vertical apresenta o triplo da taxa unitária de filtragem do filtro horizontal. Menor umidade de torta é atingida com filtro hiperbárico.

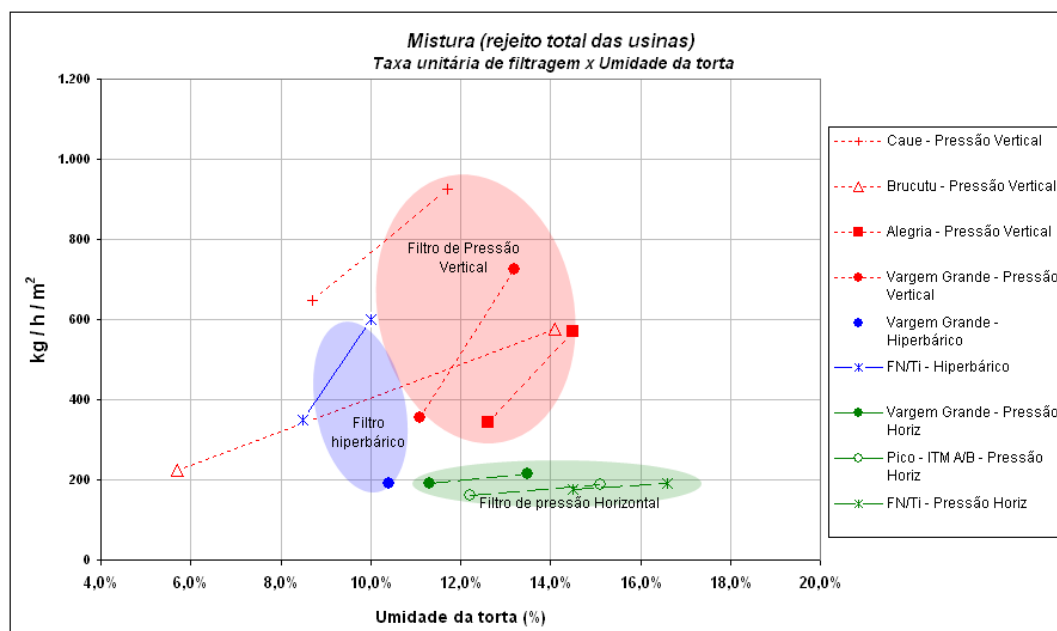


Figura 5.29 - Taxa unitária de filtragem em função da umidade da torta dos rejeitos totais das usinas (mistura).

5.4. Conceituação de um sistema alternativo de disposição de rejeitos

A seguir, serão apresentados os estudos realizados visando propor um sistema alternativo de disposição de rejeitos para os novos projetos de itabirito pobre do Quadrilátero Ferrífero, diferente do convencional (disposição de rejeitos diluídos em barragens). Para o estudo de caso, foi escolhido o Projeto ITMI VGR, previsto para

entrar em operação em 2013 (geração de 1.025t/h de rejeito de flotação e 546t/h de lamas). Os estudos visam eliminar a necessidade de barragens de rejeitos ou minimizar as dimensões das mesmas.

5.4.1. Alternativas propostas

Conforme os resultados dos testes de filtragem realizados e experiência técnica adquirida ao longo dos anos, está sendo proposto o estudo de três alternativas de rota de processo, visando o melhor custo benefício possível. Portanto, todo este trabalho de análise foi baseado nestas alternativas. Para cada uma destas alternativas serão apresentados os comparativos de custos de investimentos (CAPEX) e operacional (OPEX). Serão realizados, ainda, comentários e/ou críticas a cada uma das alternativas apresentadas, visando propor a melhor alternativa técnica e econômica ao projeto.

- **ALTERNATIVA 1** - Espessamento em separado dos rejeitos de flotação e lama, bombeamento em separado dos produtos espessados, filtragem em separado dos rejeitos de flotação e lamas (Figura 5.30).

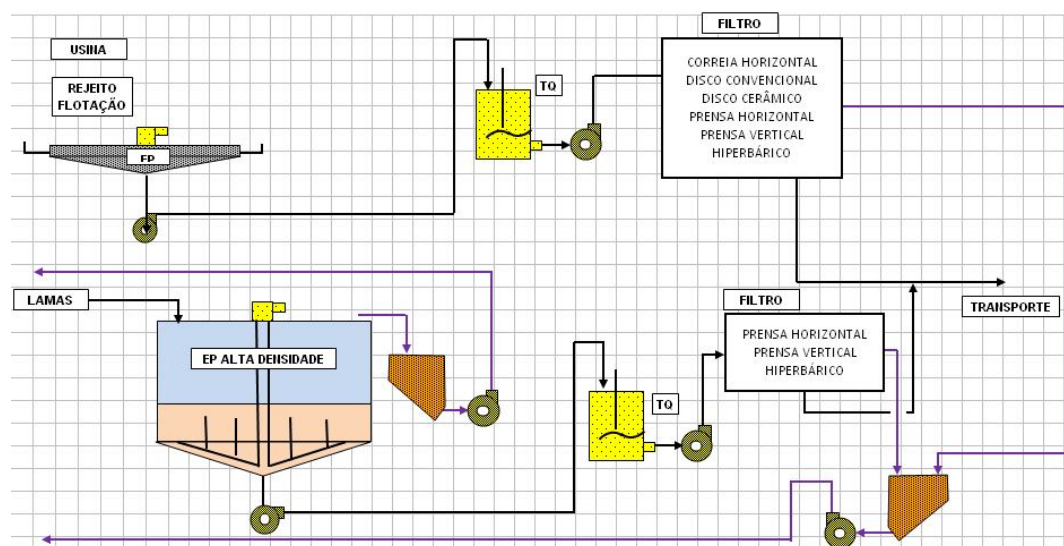


Figura 5.30 - Alternativa 1 – Fluxograma Simplificado.

Para esta alternativa, conforme apresentado na Figura 5.30, considera-se o seguinte:

- Rejeito de flotação: espessamento com *High Density* na saída da nova usina de itabirito, bombeamento com 60% (mínimo) de sólidos, em massa, para a nova unidade de filtragem. Os tipos de filtros que tecnicamente podem ser utilizados são: horizontal de correia, disco convencional, disco cerâmico, prensa horizontal, prensa vertical e hiperbárico.

- Lamas: espessamento com *High Density*, na saída da nova usina de itabirito, bombeamento de lamas espessadas com 45% de sólidos, em massa, para a nova unidade de filtragem. Os tipos de filtros que podem ser utilizados são: hiperbárico, prensa vertical e prensa horizontal.

O dimensionamento do filtro de disco convencional da ITMI VGR foi baseado em *leaf test* realizado em amostra gerada em planta piloto. Os resultados foram os seguintes: taxa unitária de filtragem de 1.036,6kg/h.m² e umidade de torta igual a 12,0%.

Para esse estudo conceitual, os valores considerados de taxa unitária de filtragem e umidade de torta para outros tipos de filtros: horizontal de correia, disco cerâmico e prensa horizontal foram obtidos por extrapolação, conforme mostrado no gráfico da Figura 5.31.

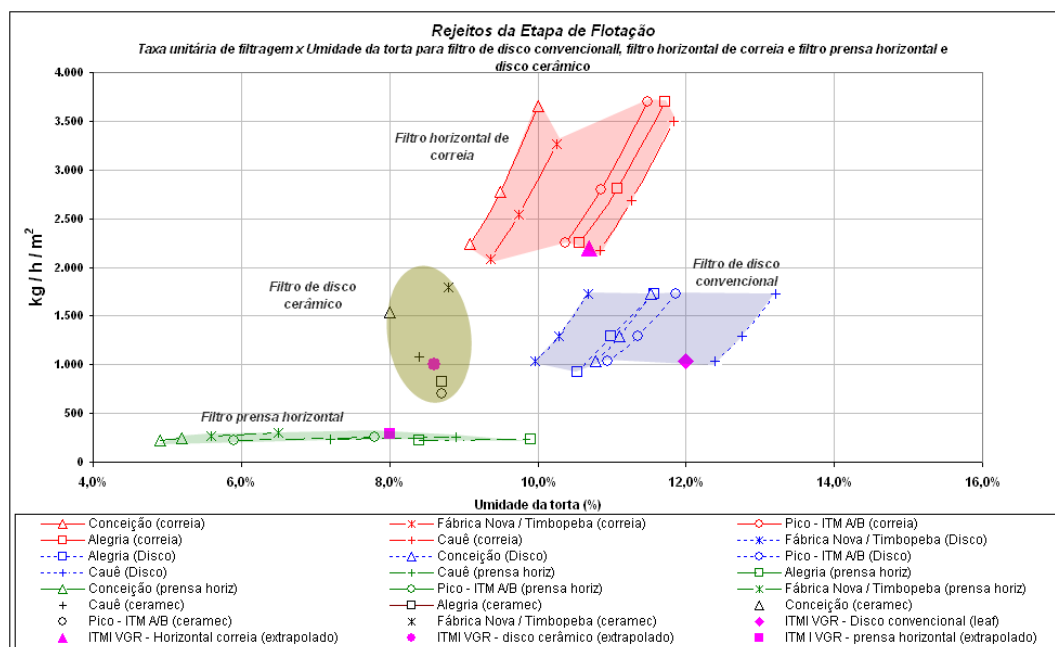


Figura 5.31 - Taxas de filtragem dos rejeitos de flotação extrapolado para ITMI VGR.

Observando a Figura 5.31, verifica-se que os resultados do *leaf test* realizado para filtro de disco convencional, com a amostra da ITMI VGR, aproxima-se dos resultados da usina de Cauê, para o mesmo tipo de filtro. Assim sendo, no caso do filtro de pressão vertical, foram utilizadas para a ITMI VGR as mesmas taxas de filtragem obtidos nos testes de Cauê (Figura 5.32).

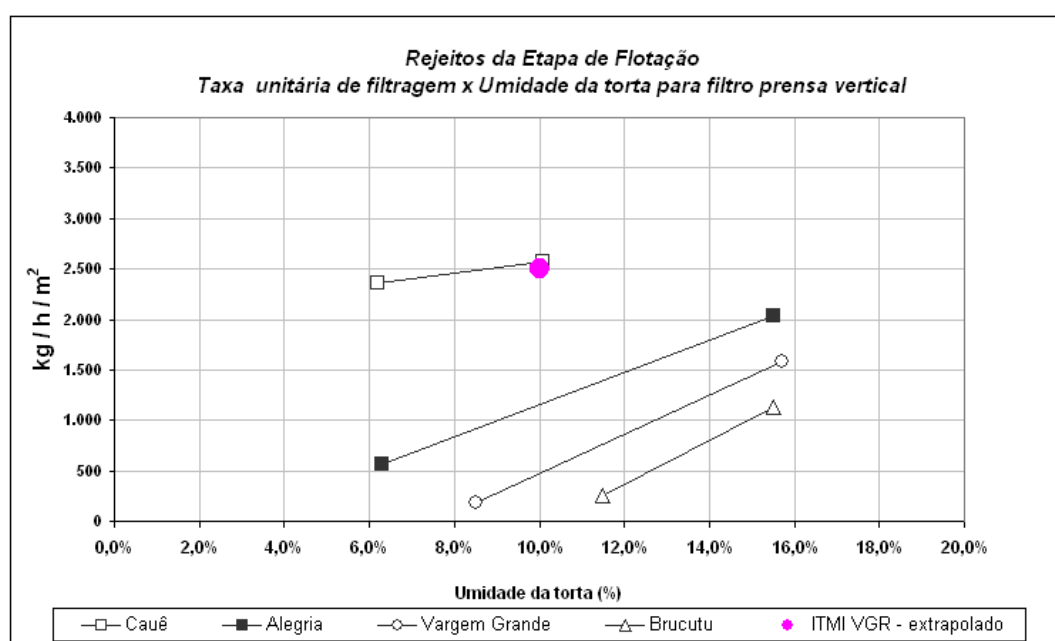


Figura 5.32 - Taxas de filtragem dos rejeitos de flotação para filtro prensa vertical extrapolado para ITMI VGR.

Não foi possível utilizar a mesma consideração feita anteriormente para a filtragem hiperbólica da ITMI VGR, devido não ter sido realizado teste com amostra de rejeito de Cauê, com esta tecnologia de filtragem. Definiu-se por utilizar para o projeto ITMI VGR um valor intermediário, extrapolado dos dois testes realizados (Vargem Grande e Fábrica Nova/Timbopeba), conforme Figura 5.33.

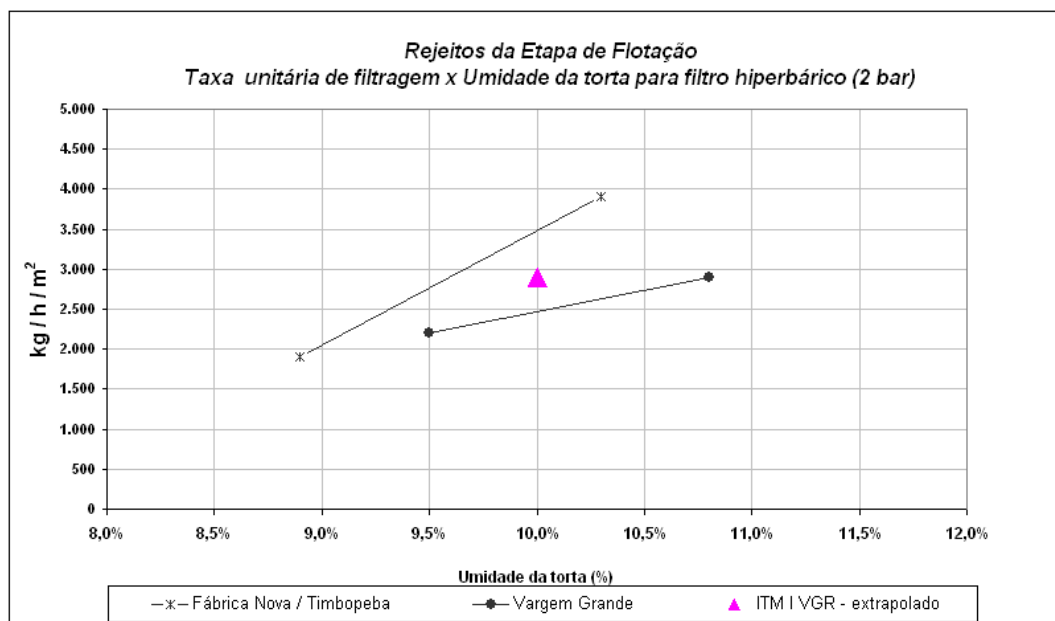


Figura 5.33 - Taxas de filtragem dos rejeitos de flotação para filtro hiperbárico extrapolado para ITMI VGR.

Os dados das análises mencionadas acima, com a quantidade calculada de equipamentos para filtragem do rejeito do projeto estão resumidos na Tabela 5.7. Observa-se que a umidade da torta varia de 8 a 12%, dependendo das premissas adotadas e do tipo de filtro.

Tabela 5.7 - Cálculo do número de filtros para rejeito de flotação - Projeto ITMI VGR

	Disco Convencional	Horizontal de correia	Prensa Horizontal	Hiperbárico	Pressão Vertical	Disco Cerâmico
Taxa unitária de filtragem (kg/h/m ²)	1.036,6	2.200,0	288,0	2.900,0	2.500,0	1.000,0
Umidade da torta (%)	12,0	10,7	8,0	10,0	10,0	8,6
Área total de Filtragem (m ²)	1.187	559	4.270	424	492	1.230
Área de cada filtro (m ²)	160	100	370,7	168	91	144
Quantidade de filtros	8	6	12	3	6	9

Massa de sólidos projeto: 1.025 t/h (nominal) x 1,2 (fator de projeto)

Com base no dimensionamento foi feita uma coleta de preços estimativos dos equipamentos, incluindo bombas de vácuo e compressores exigidos para cada tipo de filtro. Como alguns fabricantes ofertaram equipamentos importados, considerou-se o seguinte:

- Valor para internação (frete, taxas etc.): 40%
- Impostos (ICMS, PIS/COFINS): 18,05%
- Câmbio: € 1,00 = R\$ 2,60; US\$ 1.00= R\$ 1,80

Aplicando os respectivos impostos e taxas de importação (quando era o caso), é apresentado na Figura 5.34 o comparativo de custos de aquisição dos equipamentos por unidade de filtragem. Compressores de ar, bombas de vácuo, bombas especiais de alimentação de polpa, sistemas de lavagem de panos, chutes de descarga de torta especiais, tanques do filtrado etc., estão incluídos nos preços.

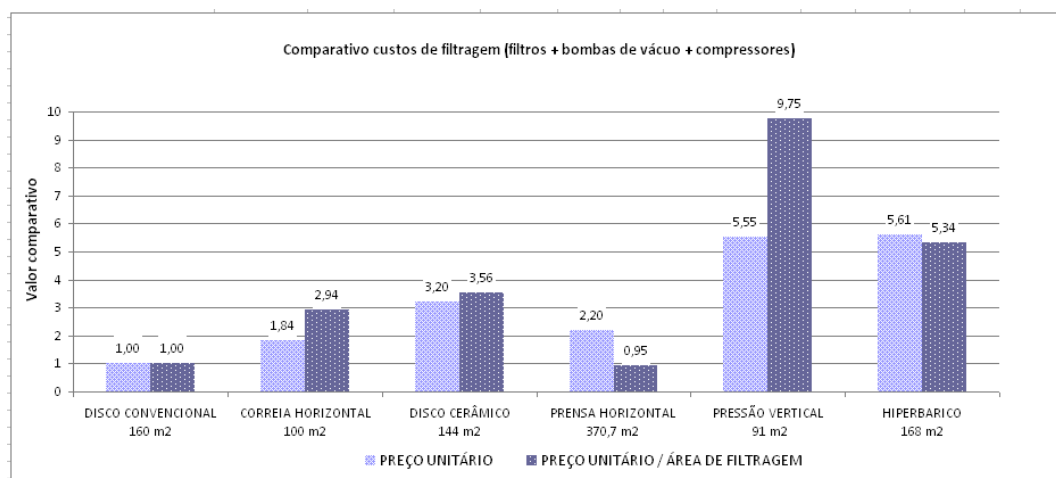


Figura 5.34 - Comparativo: custo de aquisição por tipo de filtro.

Para cada unidade de filtragem foi verificada a potência necessária na instalação. O resultado comparativo está apresentado na Figura 5.35.

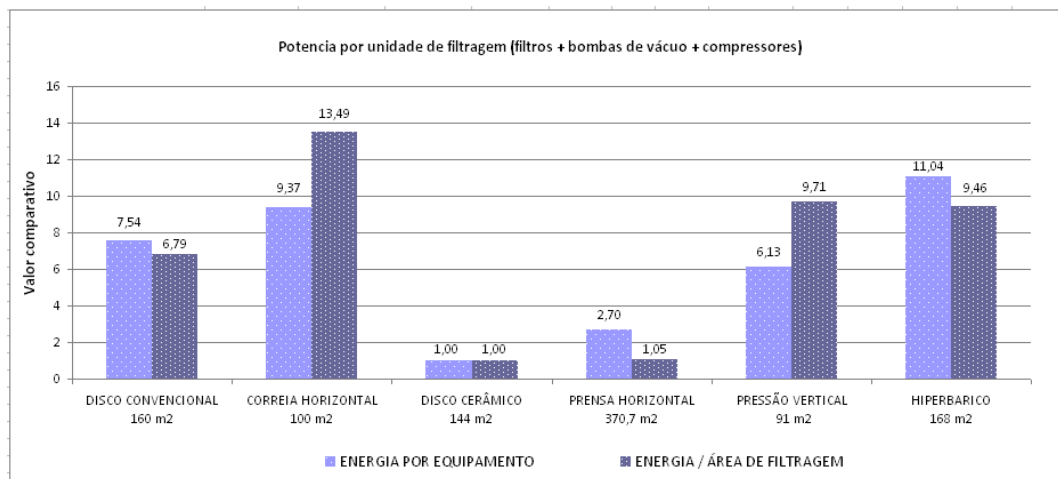


Figura 5.35 - Comparativo: potência instalada por tipo de filtro.

Para o cálculo do Valor Presente do Desembolso, que na prática trata-se em trazer para o presente, ou seja, para o tempo em que se iniciou o projeto, todas as despesas a uma determinada taxa de juros, foram consideradas as seguintes premissas:

- Período: 20 anos
- Taxa de desconto: 12,0% ao ano
- Câmbio: € 1,00 = R\$ 2,60; US\$ 1.00= R\$ 1,80
- Custo de energia: 0,07537 R\$/kWh

Para o cálculo do valor presente de desembolso, aqui denominado VPdesembolso, foi aplicada a função financeira VPL da planilha Excel. Para este cálculo foram considerados como CAPEX somente os custos dos equipamentos da etapa de filtração (filtro, bombas de vácuo e compressores), não sendo incluídos os valores de equipamentos elétricos e de instrumentação, das obras civis, montagem, engenharia, reposição de equipamentos, capital de giro e outros. Da mesma forma, para o OPEX consideraram-se apenas custos de energia elétrica. Não foram incluídos outros custos, como de mão-de-obra, manutenção, peças de reposição e outros. Os resultados da análise econômica para a etapa de filtração dos rejeitos de flotação da ITMI VGR estão representados na Figura 5.36.

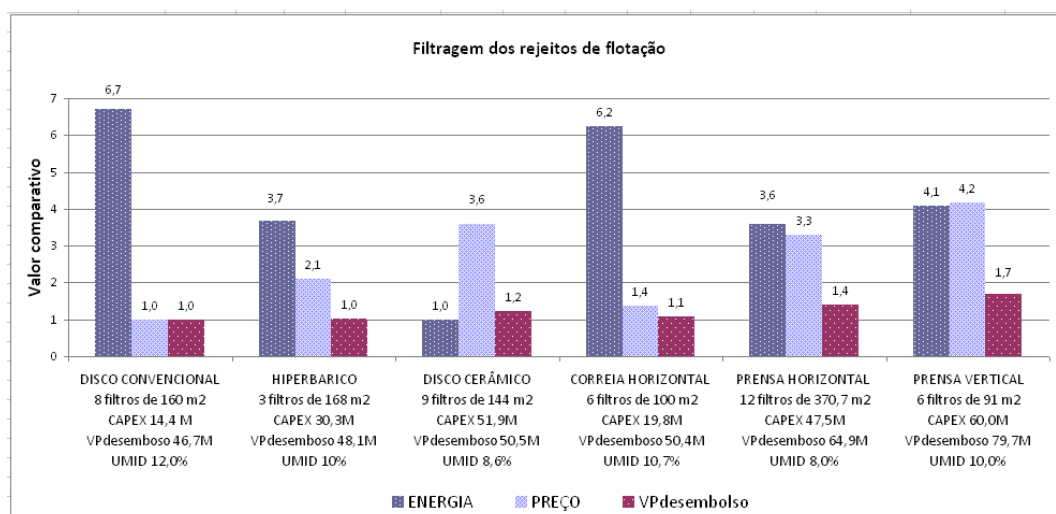


Figura 5.36 - Comparativo: custos de filtragem dos rejeitos da ITMI VGR.

Pode-se concluir pela Figura 5.36 que a melhor alternativa técnico-econômica para filtragem dos rejeitos de flotação é o emprego de filtro de disco convencional (menor valor presente do desembolso). No entanto, o filtro de disco cerâmico apresenta o menor custo de energia, o que pode torná-lo com o valor presente de desembolso menor, dependendo do custo de energia. Para um aumento no custo de energia acima de 37% do valor adotado como premissa, o filtro de disco cerâmico apresenta menor VPdesembolso.

Para as lamas da ITMI VGR não foram executados testes de filtragem. Para este estudo conceitual adotou-se considerar a média dos resultados obtidos nos ensaios realizados. Nesses estudos foi verificado que a filtragem a vácuo é tecnicamente inviável. Os resultados médios e o cálculo da quantidade de filtros estão apresentados na Tabela 5.8.

Tabela 5.8 - Cálculo do número de filtros para lammas - Projeto ITMI VGR

	Prensa Horizontal	Hiperbárico	Pressão Vertical
Taxa unitária de filtragem (kg/h/m ²)	85,8	292,5	307
Umidade da torta (%)	20,9	12,3	18,2
Área total de Filtragem (m ²)	7.633	2.240	2.134
Área de cada filtro (m ²)	370,7	168	91
Quantidade de filtros	21	14	24

Massa de sólidos projeto: 546 t/h (nominal) x 1,2 (fator de projeto)

A Figura 5.37 mostra os resultados de análise econômica para a etapa de filtragem das lammas (mantendo as mesmas premissas adotadas anteriormente para o cálculo do valor presente do desembolso).

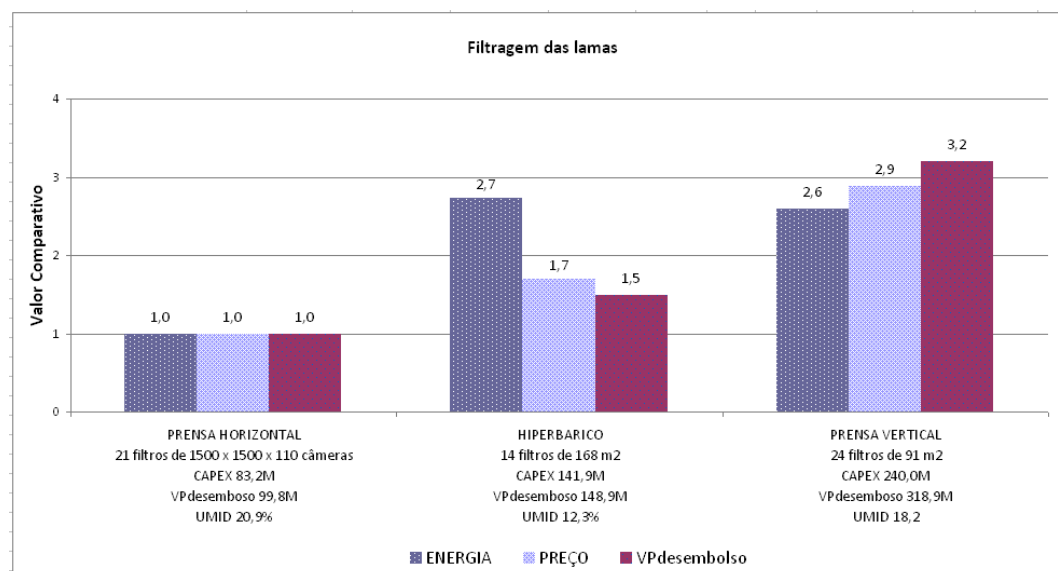


Figura 5.37 - Comparativo: custos de filtragem das lammas da ITMI VGR.

Verifica-se pela Figura 5.37 que a melhor alternativa técnico-econômica para filtragem de lamas é o emprego de filtros prensa horizontal (menor valor presente de desembolso).

A Figura 5.38 mostra os resultados da análise econômica para a primeira alternativa considerando a escolha do equipamento de filtragem com menor valor presente de desembolso: disco convencional no rejeito e prensa horizontal nas lamas. Observa-se que o custo de filtragem de lamas é, aproximadamente, o dobro daquele para filtragem dos rejeitos. Para essa alternativa, a umidade final da torta será em torno de 15%.

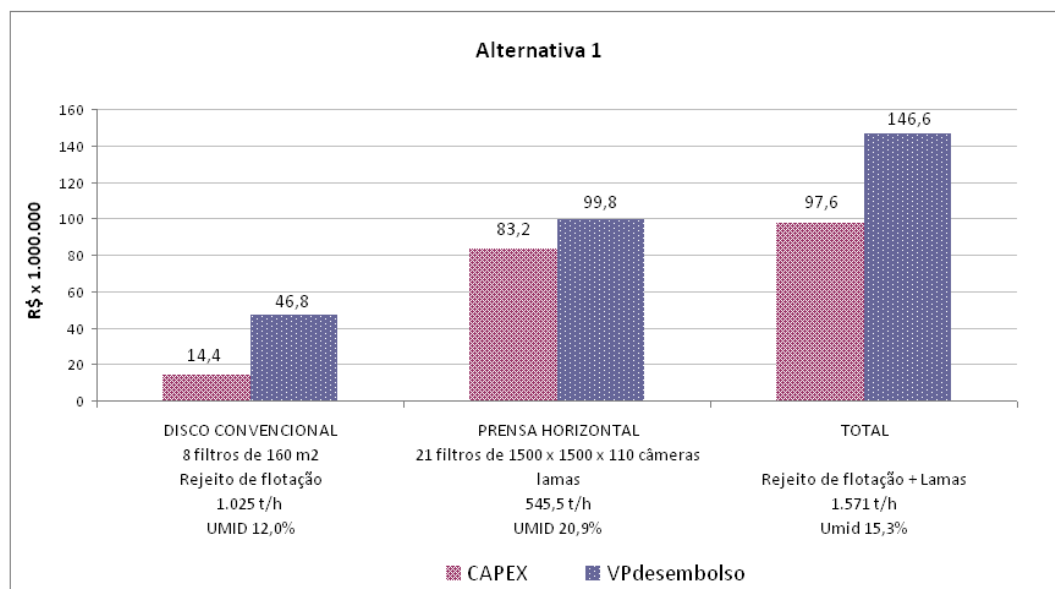


Figura 5.38 - Análise Econômica: filtragem dos rejeitos e lamas da ITMI VGR.

- **ALTERNATIVA 2** - Espessamento em separado dos rejeitos de flotação e lama, bombeamento dos produtos espessados, mistura dos rejeitos e lamas e filtragem sob pressão (Figura 5.39).

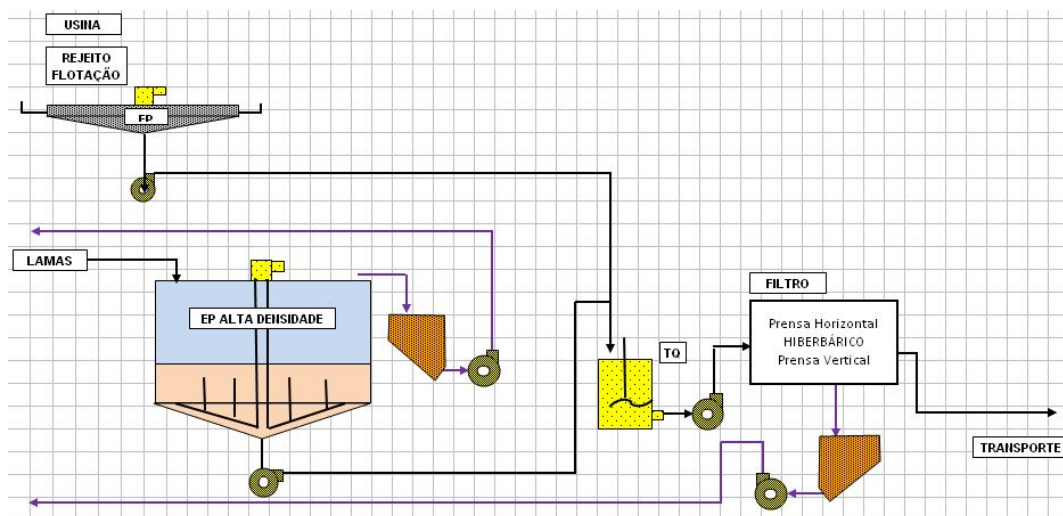


Figura 5.39 - Alternativa 2 – Fluxograma Simplificado.

Para esta alternativa, conforme apresentado na Figura 5.39, considera-se o seguinte:

- Rejeito de flotação: espessamento com *High Density* na saída da nova usina de itabirito, bombeamento com 60% (mínimo) de sólidos, em massa, para a nova unidade de filtragem.
- Lamas: espessamento com *High Density*, na saída da nova usina de itabirito, bombeamento de lamas espessadas com 45% de sólidos, em massa, para a nova unidade de filtragem.
- Mistura: juntar os rejeitos e lamas e filtragem, considerando os diversos tipos de filtros tecnicamente recomendados (hiperbárico, prensa vertical, prensa horizontal).

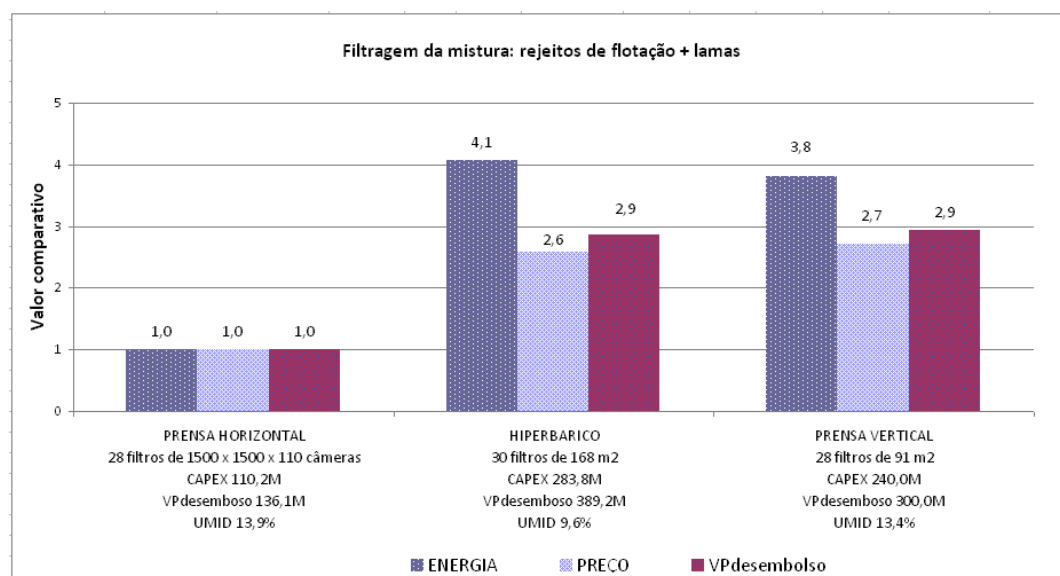
Para mistura dos rejeitos e lamas da ITMI VGR não foram executados testes de filtragem. Para este estudo conceitual adotou-se considerar a média dos resultados obtidos nos ensaios das misturas dos rejeitos e lamas das usinas. Nesse estudo foi constatado que a filtragem a vácuo é tecnicamente inviável. Os resultados médios e o cálculo da quantidade de filtros estão apresentados na Tabela 5.9.

Tabela 5.9 - Cálculo do número de filtros para mistura dos rejeitos e lamas - ITMI VGR

	Prensa Horizontal	Hiperbárico	Pressão Vertical
Taxa unitária de filtragem (kg/h/m ²)	186,6	380,0	699,3
Umidade da torta (%)	13,9	9,6	13,4
Área total de Filtragem (m ²)	10.099	4.961	2.696
Área de cada filtro (m ²)	370,7	168	91
Quantidade de filtros	28	30	30

Massa de sólidos projeto: 1571 t/h (nominal) x 1,2 (fator de projeto)

A Figura 5.40 mostra os resultados de análise econômica para a etapa de filtragem da mistura dos rejeitos e lamas aplicando as mesmas premissas adotadas anteriormente.

**Figura 5.40 - Comparativo: custos de filtragem da mistura - ITMI VGR.**

Pode-se concluir pelo gráfico anterior que a melhor alternativa técnico-econômica para filtragem da mistura dos rejeitos e lamas é o emprego de filtro prensa horizontal. Para essa alternativa, a umidade final da torta será em torno de 14%.

- **ALTERNATIVA 3** - Espessamento em separado dos rejeitos de flotação e lama, bombeamento dos produtos espessados, utilização de espessador de pasta nas lamas, adotando-se o filtro de disco convencional nos rejeitos da flotação (Figura 5.41).

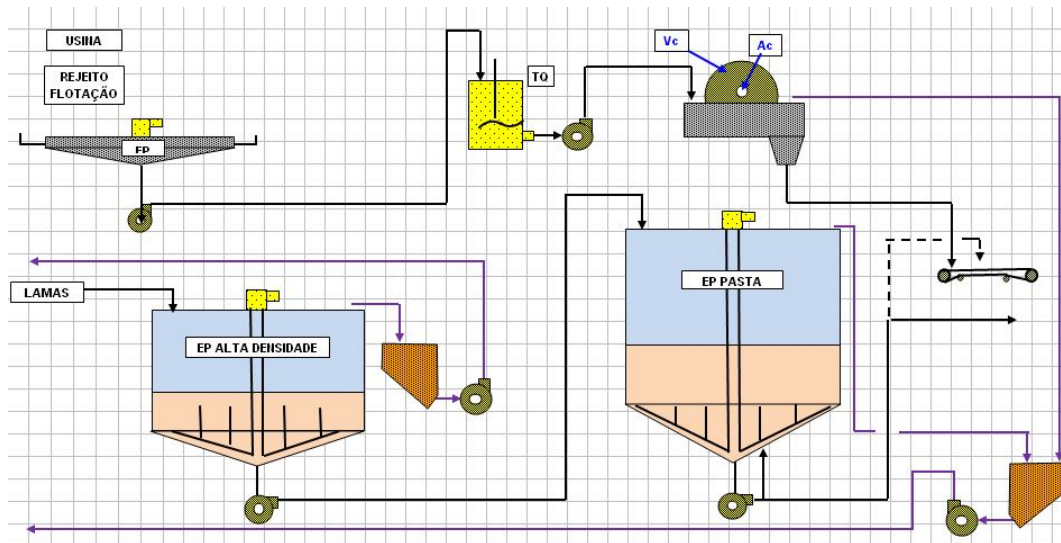


Figura 5.41 - Alternativa 3 – Fluxograma Simplificado.

Para esta alternativa, conforme apresentado na Figura 5.41, considera-se o seguinte:

- Rejeito de flotação: espessamento com *High Density* na saída da nova usina, bombeamento com 60% (mínimo) de sólidos, em massa, para a nova unidade de filtragem, com escolha da melhor opção de filtro da Alternativa 1 (no caso, filtragem em filtro de disco convencional). Neste caso, a umidade da torta será de 12%.
- Lamas: espessamento com *High Density* na saída da nova usina, bombeamento de lamas espessadas com 45% de sólidos, em massa, para a nova unidade. Espessamento de pasta com produto em torno de 56% de umidade. Retorno da água recuperada para a usina.

O dimensionamento do espessador de pastas foi realizado com lamas geradas em planta piloto com o minério de alimentação da futura ITMI VGR (mina de Abóbora). A amostra possuía as seguintes características: 75% da massa passante em 10µm,

densidade dos sólidos de $3,24\text{g/cm}^3$, Índice de *Blaine* de $12.565\text{cm}^2/\text{g}$, teores de 37,3%Fe, 30,6%SiO₂, 7,93%Al₂O₃, 0,138%P, 0,223%Mn e 6,96%PPC⁽⁴⁴⁾.

Os testes de espessamento foram realizados com concentração de sólidos de 2,38%, conforme projeto. O floculante que apresentou o melhor desempenho de sedimentação quanto à velocidade e à clarificação do overflow, sendo o escolhido para a realização dos testes, foi o Degussa 2540, a uma dosagem em torno de 20g/t.

A Figura 5.42 mostra o gráfico de *Yield Stress* (Pa) em função da Concentração de sólidos (%), obtido através da análise do viscosímetro Fisher⁽⁴⁴⁾.

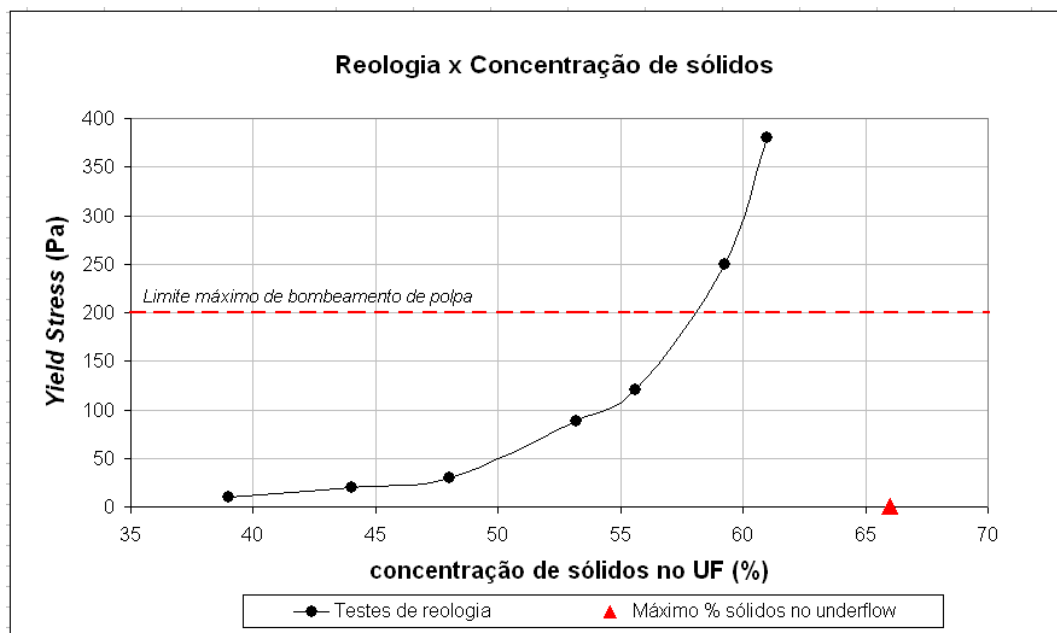


Figura 5.42 - Análise reológica da lama – ITMI VGR.⁽⁴⁴⁾

O dimensionamento do espessador de lamelas indicou a utilização de dois *Deep Cone* com diâmetro de 33 metros e concentração de sólidos no *underflow* do espessador entre 50 a 56%, conforme Tabela 5.10⁽⁴⁴⁾.

Tabela 5.10 - Resultados do dimensionamento do espessador de pastas – ITMI VGR⁽⁴⁴⁾

	DEEP CONE
% de sólidos na alimentação	2,31
Dosagem de floculante (g/t)	20
Tempo de residência (h)	20,3
Taxa de transbordo ($\text{m}^3/\text{h}/\text{m}^2$)	18,4
Número de espessadores	2
Diâmetro do espessador (m)	33
Altura total do espessador (m)	21,9
% de sólidos no underflow do espessador	50 a 56

Para avaliação econômica, considerou-se o mecanismo de raspagem do espessador de pastas (ponte, unidade acionadora, braços raspadores etc.) e bombas especiais de recirculação de polpa. O equipamento foi cotado solicitando-se aos fornecedores incluir os tanques de aço carbono (o custo de montagem foi estimado).

Para o cálculo do Valor Presente do Desembolso foram consideradas as mesmas premissas anteriores. No custo operacional, além da energia, foi incluído o custo do floculante, estimado em quatro dólares o quilograma. O manuseio e disposição das tortas estão excluídos, como também o manuseio, bombeamento e disposição de pastas.

O resultado dos cálculos para a Alternativa 3 está apresentado na Figura 5.43.

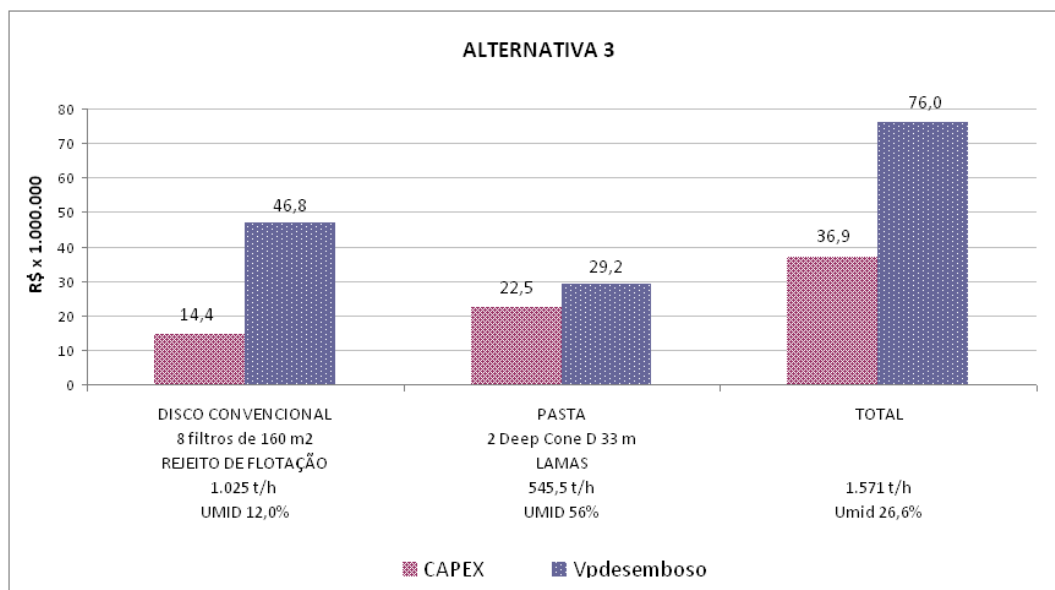


Figura 5.43 - Análise econômica: filtragem de rejeitos e produção de pasta - ITMI VGR.

5.4.2. Comparativos das Alternativas propostas

A Tabela 5.11 mostra um resumo das três alternativas propostas. Em cada uma das alternativas foi definida a escolha da tecnologia de filtragem que resultou em menor Valor Presente do Desembolso.

Tabela 5.11 - Quadro resumo dos equipamentos principais das alternativas propostas

	ALTERNATIVA 1	ALTERNATIVA 2	ALTERNATIVA 3
Espessamento dos Rejeitos na usina	<i>High Density</i> Dia. 44 m	<i>High Density</i> Dia. 44 m	<i>High Density</i> Dia. 44 m
Bombeamento do rejeito até instalação nova	2 bombas / 400CV - Comp. Tub. 3750m e Dia. Tub. 18pol	2 bombas / 400 CV - Comp. Tub. 3750 m e Dia. Tub. 18pol	2 bombas / 400 CV - Comp. Tub. 3750 m e Dia. Tub. 18pol
Filtragem dos Rejeitos na instalação nova	Disco Convencional 8 filtros de 160 m ²	-	Disco Convencional 8 filtros de 160 m ²
Espessamento das lamas na usina	<i>High Density</i> Dia. 44 m	<i>High Density</i> Dia. 44 m	<i>High Density</i> Dia. 44 m
Bombeamento das lamas até instalação nova	3 bombas / 300 CV - Comp. Tub. 3750 m e Dia. Tub. 16pol	3 bombas / 300 CV - Comp. Tub. 3750 m e Dia. Tub. 16pol	3 bombas / 300 CV - Comp. Tub. 3750 m e Dia. Tub. 16pol
Filtragem das lamas na instalação nova	Prensa Horizontal 21 filtros de 1500 x 1500 x 110 câmeras	-	-
Filtragem da mistura na instalação nova	-	Prensa Horizontal 28 filtros de 1500 x 1500 x 110 câmeras	-
Produção de pasta na instalação nova	-	-	2 Deep Cone Dia. 33 m
Bombeamento de água retorno da filtragem para a usina	1 bomba / 200CV - Comp. Tub. 3750m e Dia. Tub. 20pol	1 bomba / 200CV - Comp. Tub. 3750m e Dia. Tub. 20pol	1 bomba / 200CV - Comp. Tub. 3750m e Dia. Tub. 16pol

Nessa etapa da avaliação econômica foram incluídos nos preços outros equipamentos que compõem cada alternativa proposta, como os espessadores, bombas de polpas e tubulações, a saber:

- espessadores *High Density* para lamas e rejeitos: dimensionamento efetuado com base nos testes realizados com amostras geradas em planta piloto com minério da ITMI VGR. Os resultados indicaram um espessador de diâmetro de 44 metros para cada aplicação. Considerou-se na composição dos preços tanques de concretos pré-dimensionados e orçados por empresa de engenharia;
- bombeamento de rejeito da flotação e lamas da usina até a instalação nova: foi considerado um terreno plano e pressão máxima no recalque por bomba de 0,7MPa (7kgf/cm²), para bombas centrífugas (máximo de 3 bombas em série podendo atingir até 3.500m de distância imitando esse valor no presente estudo);
- bombas que recebem os bombeamentos acima e alimentam filtros e espessadores: não foram consideradas, pois dependem do tipo de equipamento e prédio, exceto bombas de alimentação especiais;
- bombas de descarga do espessador de pasta (lamas): só foi incluída bomba centrífuga de descarga. Não foi considerada a bomba de pasta, pois necessita de definições de distâncias e a forma de disposição.

Para composição do CAPEX não foram considerados os valores de equipamentos elétricos e de instrumentação, das obras civis, montagem, engenharia, reposição de equipamentos, capital de giro e outros. Da mesma forma, para o OPEX consideram-se apenas custos de energia elétrica e floculantes. Não foram incluídos custos com mão-de-obra, manutenção, peças de reposição e outros.

A Tabela 5.12 e a Figura 5.44 mostram os resultados de análise econômica para as três alternativas propostas:

Tabela 5.12 - Quadro resumo da avaliação econômica das alternativas propostas

ALTERNATIVA 1 – Filtragem de rejeitos e lamas			
	VPdesembolso ^(*)	CAPEX	OPEX
Filtros para rejeitos (disco convencional – 8x160 m ²)	46,8	14,4	32,4
Filtros para lamas (prensa horizontal: 21 x 1500 x 1500 x 110)	99,8	83,4	16,4
Espessadores (2 high density – Dia. 44m)	20,0	10,9	9,1
Bombas	7,8	1,0	6,8
Tubulação	17,1	17,1	0,0
Total	191,5	126,7	64,7
ALTERNATIVA 2 – Filtragem da mistura (rejeito + lamas)			
	VPdesembolso ^(*)	CAPEX	OPEX
Filtros para a mistura (prensa horizontal: 28 x 1500 x 1500x110)	136,1	110,2	25,9
Espessadores (2 high density – Dia. 44m)	20,0	10,9	9,1
Bombas	7,8	1,0	6,8
Tubulação	17,1	17,1	0,0
Total	181,0	139,1	41,8
ALTERNATIVA 3 – Filtragem do rejeito e produção de pasta das lamas			
	VPdesembolso ^(*)	CAPEX	OPEX
Filtros para rejeitos (disco convencional – 8x160 m ²)	46,8	14,4	32,4
Produção de pasta da lama (2 x Deep Cones - Dia. 33m)	29,2	22,5	6,7
Espessadores (2 high density – Dia. 44m)	20,0	10,9	9,1
Bombas	7,7	0,9	6,8
Tubulação	16,0	16,0	0,0
Total	119,8	64,8	55,0

^(*) Valor Presente do Desembolso

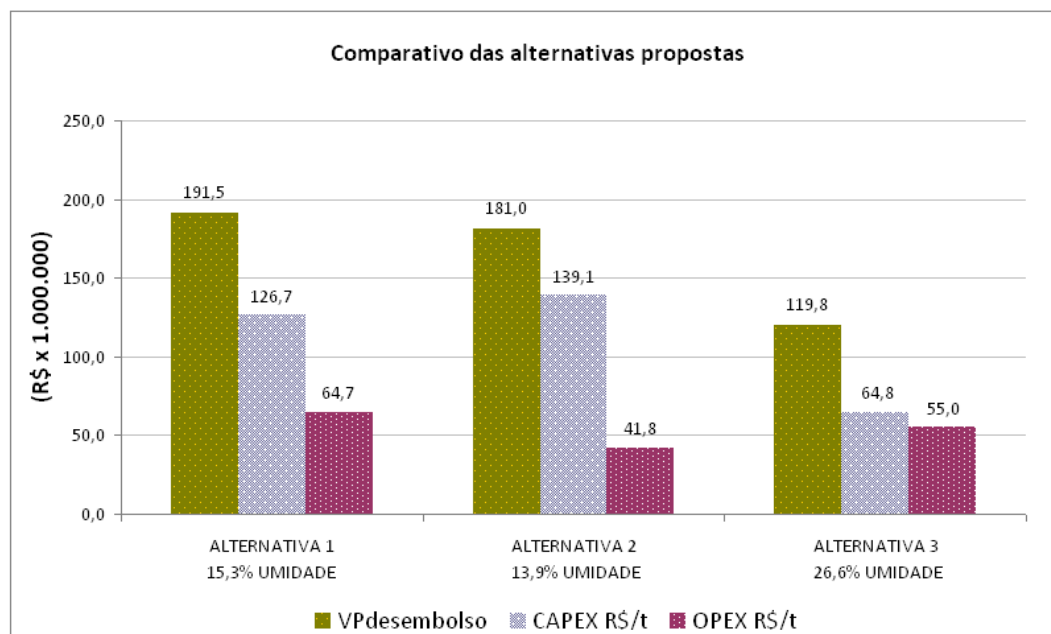


Figura 5.44 - Análise econômica: comparativo das alternativas propostas - ITMI VGR.

Nota-se que a melhor alternativa econômica, conforme resumo apresentado é a Alternativa 3 (filtragem dos rejeitos de flotação e produção de pastas das lamas). A principal desvantagem desta alternativa é a necessidade de disposição controlada da pasta ou da mistura da pasta e torta e/ou estéril. A verificação se o produto é ou não manuseável, a forma de transporte e a sua disposição no ambiente não estão contemplados nesse estudo. Dessa forma, uma análise mais criteriosa deve levar em consideração os aspectos citados anteriormente.

Na Figura 5.45, é apresentado o custo por tonelada de material tratado, para produção de tortas e pastas, para as três alternativas estudadas. No custo do investimento, CAPEX (R\$/t), foi calculado o valor do pagamento em cada ano durante o período de 20 anos, considerando a taxa de 12% ao ano, baseado no valor presente do desembolso. Para este cálculo foi aplicada a função financeira PGTO da planilha Excel.

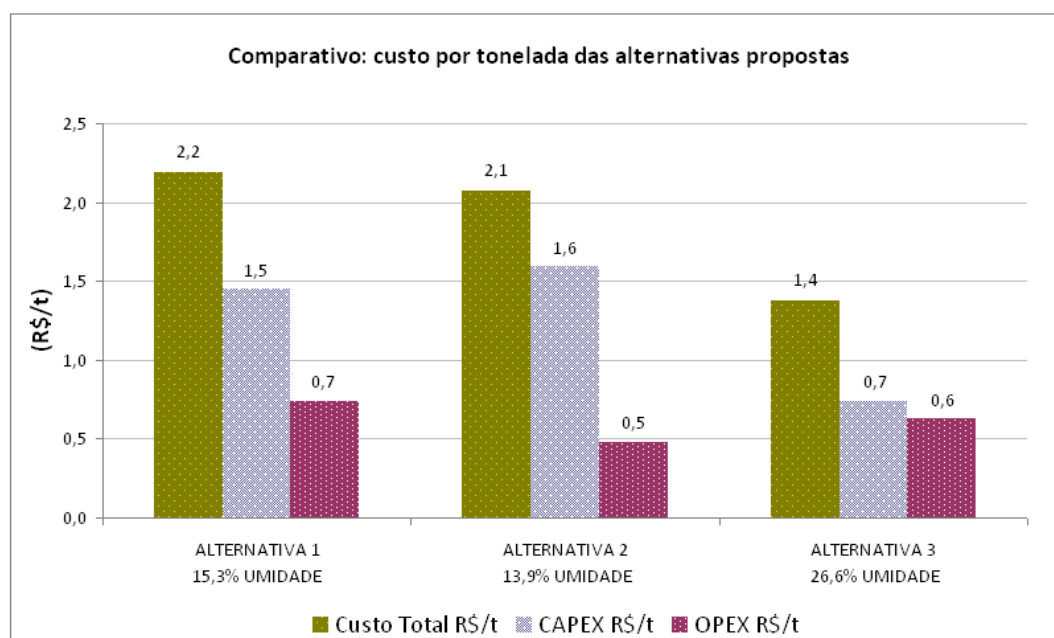


Figura 5.45 - Custo por tonelada: comparativo das alternativas propostas - ITMI VGR.

Os valores obtidos nesse estudo conceitual podem servir de base para um estudo mais detalhado, que permita obter números comparativos com a alternativa de construção e operação de barragens convencionais. Embora, mesmo que comparativamente, as alternativas apresentadas possam apresentar custo superior ao método convencional, poderão ainda ser uma opção técnica que permitirá viabilizar novas operações e projetos em decorrência da dificuldade crescente de obtenção de licenciamento de novas áreas para construção de barragens.

6. CONCLUSÕES

- Nas usinas estudadas, a maior geração de rejeitos é proveniente das etapas de flotação e deslamagem (aproximadamente, 34% cada), seguido pela etapa de concentração magnética (próximo a 21%).

- Em relação aos rejeitos de flotação:

- Apresentaram, em geral, um máximo de 15% do material acima de 150 μ m e 10% abaixo de 10 μ m (d_{50} variando de 70 a 90 μ m) e índice de *blaine* entre 434kg/h/m² e 730cm²/g.

- Os rejeitos de flotação podem ser filtrados aplicando as tecnologias mais usuais de filtração: filtro de disco convencional e filtro horizontal de correia.

- O filtro de disco convencional apresentou, em geral, boa taxa unitária de filtração, próximo a 1.300kg/h/m², e umidade da torta entre 10 a 13%. O filtro horizontal de correia apresentou umidade de, cerca de, um ponto percentual menor e, aproximadamente, o dobro da taxa unitária de filtração quando comparados com o filtro de disco convencional.

- O filtro cerâmico apresentou, relativamente, à mesma taxa unitária de filtração que o filtro de disco convencional, porém com umidade da torta de, cerca de, dois pontos percentuais a menor (entre 9 e 11%). Menor taxa unitária de filtração, próximo a 250kg/h/m² foi observado com o emprego de filtro prensa horizontal, porém com produção de tortas com menores umidades (entre 5 a 10%).

- O filtro de disco convencional e o prensa horizontal apresentam o menor custo de investimento por área de filtração (incluindo bombas de vácuo e compressores). Os filtros horizontais de correia, discos cerâmicos, hiperbáricos e prensa verticais são, respectivamente, 2,9, 3,6, 5,3 e 9,8 vezes mais onerosos por área de filtração que o filtro de disco convencional.

- Pode ser verificado que o filtro de disco cerâmico e prensa horizontal apresentam a menor potência instalada por unidade de área de filtração (incluindo bombas de vácuo e compressores), correspondendo a 15% do consumo do filtro de disco convencional, 7% dos filtros horizontais de correia e, cerca de, 10% dos filtros de pressão vertical e hiperbárico, confrontados também por área de filtração.
- A melhor alternativa técnico-econômica para filtração de rejeitos de flotação é a utilização de filtro de disco convencional (menor valor presente de desembolso). No entanto, o filtro de disco cerâmico apresenta baixo consumo de energia, o que pode torná-lo com menor valor presente de desembolso, dependendo do custo de energia do projeto.
- Em relação às lamas:
 - Pode ser observado nas lamas um grande percentual de material retido na malha de 10 μ m (40 a 60%) e teores de ferro superiores a 35%. Os valores de área superficial específicas variaram entre 4.712kg/h/m² a 13.119cm²/g.
 - A filtração de lamas só foi possível aplicando tecnologia de filtração sob pressão (filtro prensa horizontal e vertical) e hiperbárica (filtro de disco encapsulado), porém com baixa taxa unitária de filtração (< 300kg/h/m²) e umidade da torta relativamente alta (próximo a 20%, para os filtros sob pressão).
 - A melhor alternativa técnico-econômica para filtração de lamas é o emprego de filtro prensa horizontal (menor valor presente de desembolso), embora apresentasse nos ensaios de bancada a mais baixa taxa unitária de filtração (média de 85,8kg/h/m²).
 - Uma alternativa a filtração de lamas é a produção de pasta. Esta opção apresenta valor presente de desembolso 70% menor que a filtração considerando-se custos dos equipamentos, energia e floculante e desconsiderando-se o manuseio, transporte e disposição das tortas. A umidade alcançada para pasta foi de aproximadamente 56%.

- Em relação aos rejeitos da concentração magnética:
 - Os rejeitos de concentração magnética apresentaram alta taxa unitária de filtragem, próximo a 3.000kg/h/m^2 , aplicando filtro horizontal de correia (filtragem a vácuo) e filtro prensa vertical (filtragem sob pressão). Os valores de umidades das tortas variaram, em média, entre 10 a 12% para o filtro horizontal de correia e entre 6 a 12% para o filtro prensa vertical.

- Em relação às misturas dos rejeitos das usinas:
 - As misturas podem ser filtradas utilizando filtragem sob pressão (a filtragem a vácuo é tecnicamente inviável). A filtragem com filtro prensa vertical apresentou taxa unitária de filtragem entre 400 a 800kg/h/m^2 , correspondendo, aproximadamente, o triplo da taxa unitária de filtragem do filtro prensa horizontal, para a mesma umidade da torta (10 a 15%).
 - Embora com menor taxa unitária de filtragem, a melhor alternativa técnico-econômica para filtragem da mistura dos rejeitos e lamas é o emprego de filtro prensa horizontal (menor valor presente de desembolso).

- Em relação às Alternativas Propostas para filtragem dos rejeitos da ITMI VGR:
 - Para a Alternativa 1, filtragem em separado de rejeitos (1.025t/h) com filtro de disco convencional e lamas (546t/h) com prensa horizontal, foi observado que o valor presente de desembolso para filtragem das lamas é, aproximadamente, o dobro da filtragem dos rejeitos, produzindo tortas com umidades respectivamente de 20,9% e 12%.
 - Na Alternativa 2, o custo para a filtragem da mistura de rejeitos e lamas, aplicando filtro prensa horizontal, é de R\$ 2,10/tonelada e é, praticamente,

igual ao custo da Alternativa 1 (não incluídos custo de transporte, manuseio e disposição das tortas).

- Pode-se verificar na Alternativa 3 (filtragem dos rejeitos e produção de pasta das lamas) que o valor presente de desembolso para produção de pasta é, cerca de, 30% da filtragem das lamas, porém a pasta apresenta 56% de sólidos, em massa, contra 79,1% da torta.

- Entre as três alternativas propostas, a melhor alternativa econômica é a Alternativa 3 (filtragem dos rejeitos de flotação e produção de pasta das lamas), a um custo estimado de R\$ 1,4/tonelada (não incluídos custo de transporte, manuseio e disposição das tortas e pastas).

- Conclusão Geral

A filtragem de rejeitos visando à sua disposição em pilhas mostrou ser uma alternativa viável ao método tradicional de disposição de rejeitos diluídos em barragens. A melhor opção técnico-econômica para filtragem dos rejeitos de flotação é com filtro de disco convencional ou filtro de disco cerâmico (a escolha depende, principalmente, do custo de energia). A filtragem das misturas de rejeitos e lamas ou somente das lamas, em separado, também mostrou ser tecnicamente possível em bancada (necessário teste piloto), sendo o uso de filtro prensa horizontal a melhor escolha econômica. Uma opção a filtragem das lamas é a produção de pasta a um custo 70% inferior, porém sua disposição requer condições e estudos especiais.

7. RELEVÂNCIA DOS RESULTADOS

A apresentação de novas alternativas técnico-econômicas de disposição de rejeitos diferente das práticas convencionais (disposição de rejeitos diluídos em barragens) é bastante relevante pelos seguintes aspectos:

- reduz a área necessária de disposição de rejeitos;
- diminui o impacto ambiental, contribuindo com o processo de licenciamento ambiental;
- maximiza a quantidade de água a ser recirculada, atendendo a NR 19.3.3 DNPM;
- atenua a pressão da opinião pública, devido à proximidade dos projetos de áreas urbanas;
- reduz o custo de construção de barragens (estimado em, aproximadamente, 10% do total do investimento dos novos projetos de itabiritos);
- diminui o consumo de água nova do meio ambiente, o que é importante devido a dificuldade crescente na aquisição de novas outorgas para direito de uso de recurso hídrico.

Segundo Baginsk⁽⁵⁾, uma solução viável para esta questão contribuirá com o processo de licenciamento ambiental de novos projetos, garantindo a sobrevivência da mineração no Quadrilátero Ferrífero.

8. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

- Complementar os estudos realizados incluindo o manuseio, transporte e formas de disposição das tortas e pastas no ambiente do Quadrilátero Ferrífero.
- Estudar alternativas de processo de concentração para recuperação do ferro contido nas lamas.
- Comparar técnica e economicamente as diversas tecnologias existentes atualmente para a filtragem dos concentrados de minério de ferro (*sinter feed* e *pellet feed*).
- Verificar o impacto da umidade do concentrado de *pellet feed* no valor final dos produtos exportados, considerando toda a cadeia integrada por transporte ferroviário e marítimo.

9. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. MILONAS, J.G. **Análise do Processo de Reconstituição de Amostras para Caracterização do Comportamento de Barragens de Rejeitos de Minério de Ferro em Aterro Hidráulico**. Dissertação de Mestrado. Publicação G.DM-148/06, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília, DF, 2006. 146 p.
2. VALE. DIPF. **Programa Barragem Zero**. (Relatório Interno). set. 2009. 21 diapositivos
3. VALE. GADMF. **Projeto ITMI VGR - Dados Básicos e Critérios de Projetos**. (RG0002, Rev.12), jan. 2008. (Relatório Interno).
4. VALE. DIPF. **Master Plan de Produção**. ago. 2009. (Relatório Interno).
5. BAGINSK, L.F. (Líder Sênior Licenciamento Ambiental da VALE). Mensagem recebida por <vania.andrade@vale.com> em 28 mai. 2009
6. FOGGIATTO, B., LIMA, J.R.B. **Análise Macroeconômica dos Principais Bens Minerais Brasileiros**. PIC-EPUSP Nº2, 2004. 30p. Disponível em: <<http://www.poli.usp.br/PesquisaPoli/Publicacoescpq/ProducaoIC2003/PDF/PMI513.pdf>>. Acesso em 23 nov. 2008.
7. SAMPAIO, J.A., JULIANELLI, K.M., PENNA, M.T.M. **Ferro-Mina N5-Carajás/CVRD**. Rio de Janeiro: CETEM, dez. 2002. 11p. Disponível em: <<http://www.cetem.gov.br/publicacao/CTs/CT2002-159-00.pdf>>. Acesso em 24 nov. 2008.
8. VALE. GADMF. **Projeto S11D**. (Relatório de Desenvolvimento de Processo, Estudos de FEL 3). mar. 2010. (Relatório Interno).
9. Home Page. [http: www.vale.com](http://www.vale.com). **Minério de Ferro e Pelotas**. Disponível em: <<http://www.vale.com/vale/cgi/cgilua.exe/sys/start.htm?sid=38>>. Acesso em 24 nov. 2008.
10. ARAUJO, A.C. **Métodos de Concentração**. Apostila Introdução ao Tratamento de Minérios: Editora UFMG, 2006. p.108-150
11. VALE. GADMF. **Projeto ITMI VGR - Descritivo de Processo**. dez. 2008. (Relatório Interno).

12. PORMIN, Ministério das Minas e Energia. **Disposição do Rejeito**. 5p.
Disponível em:
<http://www.pormin.gov.br/biblioteca/arquivo/disposicao_do_rejeito.pdf>.
Acesso em 25 nov. 2008.
13. OSORIO, C.A.H., ARAUJO, A.C., VALADÃO, G.E.S., **Estudo das Características de algumas Pastas Minerais**. Tecnologia em Metalurgia e Materiais, São Paulo, 2008. 6p
14. SOUZA, C.C. AMARANTE, S.C., ARAÚJO, A.C., **Rejeitos Adensados para a disposição em Superfície, Nova Tecnologia em Minério de Ferro**. Tecnologia em Metalurgia e Materiais, São Paulo, 2005. 4p.
15. VALADÃO, G.E.S. **Curso: Pastas Minerais**. Fundação Cristiano Ottoni / DEUFMG, 2007. 61p.
16. WESTECH, PASTETHICK ASSOCIATES. **Paste Thickeners for Mining Seminar**. set. 2006. 114 diapositivos.
17. VALADÃO, G.E.S. **Separação Sólido-líquido**. Belo Horizonte: EEUFMG, 2008. 80p.
18. CHAVES, A.P. **Teoria e Prática de Tratamento de Minérios**. 2. ed. rev. aum. São Paulo: Signus, 2004.199p. 2v.
19. VALE. GADMF. **Visitas Técnicas a Empresas de Mineração do Chile**. jan. 2009. 38 diapositivos. (Relatório Interno).
20. WEIR MINERALS, GEHO PD SLURRY PUMPS. **Sistemas de Bombeamento de Rejeitos**. dez. 2009. 43p.
21. DORR-OLIVER EINCO. **Review of Dewatering Technology**. mar. 2004. 54 diapositivos.
22. DORR-OLIVER EINCO. **Espessadores**. mai. 2007. 60 diapositivos.
23. FLSMIDTH, DOOR-OLIVER EIMCO. **Testes de sedimentação com amostras de lamas de minério de ferro de Mutuca**. (Relatório Técnico RTE-295/08). mar. 2008.
24. FRIEDMANN, T., LUSTENBERGE, C., WINDHAB, E. **Filtration experiments with compressible filter cakes in centrifugal fields with superimposed static pressure**, International Journal of Mineral Processing, mai. 2003

25. FILTROS E CENTRÍFUGAS. Disponível em:
<http://www.quimicaederivados.com.br/revista/qd474/centrifugas/filtro_centrif01.html>. Acesso em 25 nov. 2008
26. LUZ, A.B., SAMPAIO, J.A., ALMEIDA, S.L.M. **Tratamento de Minérios**. 4. ed. rev. aum. Rio de Janeiro: CETEM, 2004, p. 573-609.
27. FLSMIDTH MINERALS. **Einco AgiDisc Filters**. mai. 2008. 8 p. folder.
28. ANDRITZ. **Filtragem a vácuo**. mai. 2009. 20 diapositivos.
29. FLSMIDTH MINERALS. **Einco Extractor Horizontal Belt Vacuum Filter**. mai. 2008. 6 p. folder.
30. LAROX. **Pannevis RB-SV Horizontal Vacuum Belt Filter**. mai. 2007. 60 diapositivos.
31. DELKOR. **Product Line Summary**. dez. 2008. 15 diapositivos
32. ANDRITZ SEPARATION. **Filtro Prensa**. mai. 2009. 14 diapositivos.
33. LAROX. **Pressure Filtration**. fev. 2007. 62 diapositivos.
34. Home Page. [http: www.pneumapress.com](http://www.pneumapress.com). Acesso em 25 jan. 2008.
35. NALCO-PNEUMAPRESS. **Pneumapress Filter Corporation**. Clipe de filme (windows media player), 2005, 8 min. son., color.
36. MBR. GETEC. **Resultados dos testes realizados com filtro piloto Pneumapress**. (Relatório Interno). ago. 2006. 31 diapositivos.
37. LAROX. **Ceramec Theories**. out. 2006. 8 diapositivos.
38. LAROX. **Ceramec Filters**. fev. 2007. 52 diapositivos.
39. ANDRITZ. **Filtragem Hiperbárica**. mai. 2009. 21 diapositivos.
40. OLIVEIRA, A., DUTRA, J., ALDI, J. **Alunort Bauxite Dewatering Station**. The Minerals, Metals & Materials Society. 2008
41. L.M. SILVA, G.E.VALADÃO, S.C. AMARANTE. **Teste de folha com agitação mecânica de polpa e determinação da massa de filtrado por computador**. Recife: XIX ENTMME. 2002.
42. VALADÃO, G.E.S. **Introdução a Separação Sólido**. (Notas de Aula). Belo Horizonte: EEUFMG. out. 2008.

43. ANDRITZ. **Dimensionamento Teórico de Filtro Prensa**. ago. 2009. 04 diapositivos.
44. FLSMIDTH, DOOR-OLIVER EIMCO. **Testes de sedimentação com lamas de minério de ferro - Projeto ITMI VGR**. (Relatório Técnico RTE-308/08). out. 2008.