

MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL

Escola de Engenharia

Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais – PPGE3M

APLICAÇÃO DE SEDIMENTADORES DE FLUXO VERTICAL NA SEPARAÇÃO SÓLIDO-LÍQUIDO DE
ÁGUA DE PROCESSO EM USINAS DE BENEFICIAMENTO DE CARVÃO MINERAL NA REGIÃO SUL
DE SANTA CATARINA

ANDRÉ LUIZ AMORIM SMANIOTTO

Dissertação para a obtenção do título de
Mestre em Engenharia

Porto Alegre, Agosto de 2017.

MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL

Escola de Engenharia

Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais – PPGE3M

APLICAÇÃO DE SEDIMENTADORES DE FLUXO VERTICAL NA SEPARAÇÃO SÓLIDO-LÍQUIDO DE
ÁGUA DE PROCESSO EM USINAS DE BENEFICIAMENTO DE CARVÃO MINERAL NA REGIÃO SUL
DE SANTA CATARINA

André Luiz Amorim Smaniotto

Engenheiro de Minas

Trabalho realizado no Laboratório de Tecnologia Mineral e Ambiental (LTM) da Escola de Engenharia da UFRGS, dentro do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais (PPGE3M), como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia.

Área de Concentração: Tecnologia Mineral, Ambiental e Metalurgia Extrativa

Porto Alegre, 2017.

Esse trabalho foi julgado adequado como dissertação de mestrado em Engenharia, área de concentração de Tecnologia Mineral, Ambiental e Metalurgia Extrativa e aprovada em sua forma final, pelo Orientador e pela Banca Examinadora do Curso de Pós-Graduação.

Orientador: Prof. Dr. Ivo André Homrich Schneider

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Jorge Gavronski, DEMIN-UFRGS – Universidade Federal do Rio Grande do Sul

Prof. Dr^a Cristiane de Oliveira Rodrigues, UFCSPA – Universidade Federal de Ciências da Saúde de Porto Alegre

Dr. Jailton Joaquim da Rosa, AQUAFLOT Ambiental Ltda.

Prof. Dr. Carlos Pérez Bergmann

Coordenador do PPGE3M

AGRADECIMENTOS

Deixo aqui registrado os meus mais sinceros agradecimentos à Carbonífera Metropolitana S.A. pela abertura das suas instalações para o acompanhamento, coleta de dados e amostras em seus espessadores, à direção da Faculdade SATC pela disponibilização das dependências do LAQUA – Laboratório de Análises Químicas no auxílio a realização dos testes e a todos aqueles que de alguma forma me apoiaram e incentivaram na tarefa de chegar até aqui.

Nunca é tarde para começar uma nova experiência.

RESUMO

O processo de espessamento e clarificação dos efluentes das usinas de beneficiamento de carvão mineral com a adoção de sedimentadores é uma prática consagrada ao longo de todo o mundo uma vez que é necessário o reaproveitamento da água utilizada tanto por questões econômicas como ambientais. O primeiro sedimentador, tipo espessador, a entrar em operação industrial na região carbonífera de Santa Catarina foi instalado na Mina Barro Branco da Carbonífera Rio Deserto em 2007. O equipamento era dotado de lamelas de PVC e foi instalado como alternativa às bacias de decantação, que apresentam alto custo de construção e operação. Contudo, o equipamento se mostrou ineficaz devido a deposição de sólidos nas lamelas. Essa dificuldade levou a adoção de outros modelos de sedimentadores de fluxo vertical que não utilizam lamelas. Esse trabalho apresenta os dados disponíveis da operação do equipamento com as lamelas na Mina Barro Branco e resultados atuais da operação dos sedimentadores da Mina Esperança sem lamelas. Nesse segundo caso foi medida a vazão, concentração de sólidos e dos metais ferro, alumínio e manganês, nos fluxos de entrada e saída. No efluente clarificado mediu-se ainda o pH e a turbidez. Registraram-se dados de uma operação satisfatória, com impacto importante na redução dos custos no transporte e deposição dos rejeitos finos e no tratamento do *overflow* clarificado possibilitando o descarte de acordo com a Legislação Ambiental.

Palavras-chave: carvão mineral, sedimentador, espessador, clarificador, separação sólido-líquido, filtragem, tratamento de efluentes.

ABSTRACT

The process of thickening and clarifying the effluents of mineral coal processing plants with the use of settlers is a well-established practice throughout the world since it is necessary to reuse the water used for both economic and environmental reasons. The first settler, a thickener type, to enter into industrial operation in the Santa Catarina coal region was installed at the Barro Branco Mine of the Carbonifera Rio Deserto in 2007. The equipment was equipped with PVC lamellae and was installed as an alternative to the decantation basins, which have a high cost of construction and operation. However, the equipment proved to be ineffective due to deposition of solids in the lamellae. This difficulty led to the adoption of other models of vertical flow settlers that do not use lamellae. This work presents the available data of the operation of the equipment with lamellae in the Mina Barro Branco and current results of the operation of the settlers in the Mina Esperança without lamellae. In this second case the flow, concentration of solids and iron, aluminum and manganese metals in the inflow and outflow were measured. In the clarified effluent the pH and turbidity were also measured. Data were recorded for a satisfactory operation, with a significant impact on the reduction of costs in the transportation and deposition of the fine tailings and in the treatment of the clarified overflow, allowing the disposal according to the Environmental Legislation.

Keywords: coal, settler, thickner, clarifier, solid-liquid separation, filtering, wastewater treatment.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Decantação de suspensões concentradas.....	23
Figura 2 - Níveis de separação das camadas.	24
Figura 3 - Disposição das zonas em um decantador convencional.	25
Figura 4 – Ensaio de decantação	26
Figura 5 - Indicação da zona limite em um decantador.	28
Figura 6 - Determinação gráfica de u e C pelo método de Kynch	31
Figura 7 - Construção gráfica do método de Roberts.	32
Figura 8 – Construção gráfica método Talmage e Fitch.	33
Figura 9 - Decantador de rastelos e decantador helicoidal.	37
Figura 10 - Espessador tipo Dorr.	38
Figura 11 - Exemplos de possíveis modelos de sedimentadores verticais.....	38
Figura 12 – Sedimentadores tipo espessador de lamelas	39
Figura 13 - EINCO E-CAT clarifier thickener	40
Figura 14 - Espessador BATEMAN ULTRASEP	40
Figura 15 - Curva de distribuição granulométrica da amostra da Camada Barro Branco.....	42
Figura 16 - Curva de distribuição granulométrica da amostra da Camada Bonito.	42
Figura 17 - Curvas de sedimentação obtidas para as duas amostras estudadas (Camadas Bonito e Barro Branco), em função do pH e da concentração de floculante.	43
Figura 18: Estimativa de custos de investimento e custo operacional anual para as alternativas técnicas.	44
Figura 19 - Fluxograma da planta piloto instalada junto ao Lavador da Mina Barro Branco, Lauro Muller-SC.	45
Figura 20 - Efeito da vazão de <i>underflow</i> sobre o % p/p do material espessado, para alimentação de 6 e 10 m ³ /h.	46
Figura 21 - Detalhes do sedimentador de lamelas pioneiro	47
Figura 22 - Estação de preparo de solução floculante.	48
Figura 23 - Misturador radial e croqui mostrando a câmara de floculação e detalhes internos do sedimentador.	48
Figura 24 - <i>Overflow</i> clarificado e bomba de racalque do <i>underflow</i>	49

Figura 25 - <i>Overflow</i> clarificado vertendo no sistema de amortecimento e sendo descarregado em uma calha de medição de vazão tipo Parshall.	49
Figura 26 - Lamelas obstruídas e desabamento dos pacotes.	53
Figura 27 - Conjunto de espessadores da Mina Esperança, Treviso SC.	55
Figura 28 - Calhas Parshall de medição do fluxo de entrada nos espessadores.	56
Figura 29 - Tanque condicionamento da polpa com floculantes.	57
Figura 30 - Filtros-prensa.	57
Figura 31 - Superfície dos sedimentadores mostrando os vertedouros de esgotamento e as calhas de medição de vazão do clarificado.	58
Figura 32 - Sistema de preparação de leite de cal e solução floculante.	58
Figura 33 - Método gráfico de Talmage e Fitch.	64
Figura 34 - Valores medido e padrões de turbidez de 5, 50 e 500 NTU	67
Figura 35 - Solubilidade das espécies Fe(II), Mn(II) e Fe(III). Fonte: Adaptado de O'Connors (1971).	69
Figura 36- Gráfico comparativa das concentrações de Fe.	69
Figura 37 - Gráfico comparativo das concentrações de Mn.	70
Figura 38 - Gráfico comparativo das concentrações de Al.	71
Figura 39 - Diagrama de especiação do Al (III) e curva de solubilidade.	71
Figura 40 - Comparativo entre a concentração de Fe e o pH da alimentação e do <i>overflow</i> . ..	72
Figura 41 - Gráfico comparativo entre a concentração de Mn e o pH da alimentação e do <i>overflow</i>	72
Figura 42 - Gráfico da relação entre a concentração de Al dissolvido e o pH da alimentação e do <i>overflow</i>	73

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Ensaaios de caracterização das amostras dos efluentes gerados no Lavador Barro Branco (Camada Bonito) e no Lavador Esperança (Camada Barro Branco).	42
Tabela 2- Planilha de controle da operação do sedimentador de lamelas com registro da vazão de entrada e o consumo de floculante.	51
Tabela 3 - Acompanhamento gráfico da deterioração da operação do espessador de lamelas.	54
Tabela 4 - Vazão e concentração de sólidos na entrada e saída do sedimentador.	62
Tabela 5 - Análises granulométricas da alimentação dos sedimentadores.	63
Tabela 6- Análises dos parâmetros pesquisados na entrada e no <i>overflow</i> dos sedimentadores.....	66
Tabela 7 – Tabela do consumo de reagentes.....	74
Tabela 8 - Eficiência dos sedimentadores na remoção de sólidos e metais.	75
Tabela 9 - Ponto monitor AR006 - Rio Mãe Luzia a jusante da área operacional da Mina Esperança.....	76

LISTA DE SIGLAS

ACP:	Ação Civil Pública
CONAMA:	Conselho Nacional do Meio Ambiente
DAM:	Drenagem Ácida de Mina
DCE:	Dupla Camada Elétrica
DNPM:	Departamento Nacional de Produção Mineral
ETE:	Estação de Tratamento de Efluentes
ICRDL:	Indústria Carbonífera Rio Deserto Ltda.
LACQUA:	Laboratório de Análises Químicas e Ambientais
PVC:	Policloreto de vinila
ROM:	Run-of-Mine
SATC:	Associação Beneficente da Indústria Carbonífera de Santa Catarina.
Teoria DVLO:	Teoria de estabilidade de colóides desenvolvida por Derjaguin, Landau, Verwey e Oberbeek
UFRGS:	Universidade Federal do Rio Grande do Sul
NTU:	Unidade Tefelométrica de Turbidez

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	12
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	14
2.1	CONCEITOS GERAIS DE SEPARAÇÃO SÓLIDO-LÍQUIDO	14
2.2	COAGULAÇÃO/FLOCULAÇÃO.....	16
2.3	SEDIMENTAÇÃO / ESPESSAMENTO	19
2.4	ZONAS DE SEDIMENTAÇÃO	22
2.5	DIMENSIONAMENTO DE SEDIMENTADORES	25
2.5.1	Método de Coe e Clevenger:	27
2.5.2	Método de Kynch.....	30
2.5.3	Método de Roberts.....	31
2.5.4	Método de Talmadge e Fitch	32
2.6	DIMENSIONAMENTO DA PROFUNDIDADE DO SEDIMENTADOR	34
2.7	FATOR DE ESCALA A SER CONSIDERADO.....	36
2.8	TIPOS DE SEDIMENTADORES	37
3	REVISÃO DO HISTÓRICO DE UTILIZAÇÃO DOS SEDIMENTADORES EM SC.....	40
3.1	CARACTERIZAÇÃO DOS EFLUENTES.....	41
3.2	ESTUDO EM PLANTA PILOTO NA MINA BARRO BRANCO.....	45
3.3	OPERAÇÃO EM ESCALA INDUSTRIAL	47
3.4	RESULTADOS DA OPERAÇÃO INDUSTRIAL.....	50
3.5	DIFICULDADES.....	52
4	MATERIAIS E MÉTODOS	55
4.1	AQUISIÇÃO DE DADOS.....	59
4.2	METODOLOGIA DE COLETA DAS AMOSTRAS	60
4.3	MÉTODOS ANALÍTICOS	61

5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	61
5.1	CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS E GRANULOMETRIA.	62
5.2	CÁLCULO DA ÁREA DO SEDIMENTADOR	64
5.3	ANÁLISES QUÍMICAS E APARÊNCIA.	65
5.3.1	pH	66
5.3.2	Sólidos Sedimentáveis e Turbidez	67
5.3.3	Ferro e Manganês	68
5.3.4	Alumínio	70
5.4	CORRELAÇÕES PH X CONCENTRAÇÕES DE METAIS.....	71
5.4.1	Ferro dissolvido	72
5.4.2	Manganês dissolvido	72
5.4.3	Alumínio dissolvido	73
5.5	CONSUMO DE REAGENTES E CUSTOS DO PROCESSO	73
6	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	75
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	80

1 INTRODUÇÃO

A mineração de carvão na região sul do Brasil, em particular no estado de Santa Catarina, desde o seu início no século XIX até a década de 90 do século XX, teve como característica marcante no que tange ao controle da disposição dos rejeitos e dos efluentes das suas plantas de beneficiamento, a despreocupação com a forma de lidar com essa questão. Seja por falta de noção do tamanho do dano que era provocado, seja por garantia de que não haveria necessidade de controle em face de uma fiscalização precária ou mesmo inexistente, as usinas simplesmente lançavam seus efluentes diretamente nos cursos d'água mais próximos das suas instalações e os rejeitos gerados eram depositados sem nenhum critério ou então aproveitados pelas Prefeituras e proprietários de terrenos para recobrimento de estradas ou aterramento.

Essa prática deixou como legado a contaminação do solo das áreas onde os rejeitos foram lançados e, principalmente, a contaminação de grande parte dos recursos hídricos da região causada pela degradação da pirita, abundante nas camadas de carvão local, que se estendeu para bem além da zona mineira.

Os rejeitos do beneficiamento de carvão, ricos em sulfetos de ferro (FeS_2), oxidam-se em presença do ar, da água e da ação de bactérias *Acidithiobacillus ferrooxidans*, produzindo a acidificação das águas e a dissolução de metais, originando assim a drenagem ácida de minas (DAM). Esse fenômeno pode ocorrer tanto em minas abandonadas como em operação. Essa acidificação causa impacto nos recursos hídricos e no solo, com danos à biota (KONTOPOULOS, 1998).

A poluição hídrica causada pela drenagem ácida de mina (DAM) é, provavelmente, o impacto mais significativo das operações de mineração, beneficiamento e rebeneficiamento; fato este que tem demonstrado significativo impacto nas bacias hidrográficas da região: a Bacia do Rio Araranguá, do Rio Tubarão e do Rio Urussanga (ALEXANDRE et al., 1995).

Somente durante a década de 1990, como resultado da Ação Civil Pública (ACP), processo 93.8000533-4 movida pelo Ministério Público Federal, onde as empresas carboníferas de Santa Catarina e seus administradores e também o Estado de Santa Catarina

e a União, foram condenados a recuperar os danos ambientais causados, houve a mudança de comportamento das empresas, dos órgãos de fiscalização, tanto estaduais como federais, do Poder Judiciário, que passou a se fazer mais presente nessa questão, e da sociedade de um modo geral.

O resultado imediato e destacado dessa ACP foi a forma de lidar com os efluentes das usinas de beneficiamento de carvão mineral com a introdução de barragens de rejeitos, nomeadas localmente como bacias de decantação, inicialmente erguidas com os próprios rejeitos das plantas e depois, por exigência dos órgãos fiscalizadores, em argila compactada. O alto custo de construção dessas bacias aliado ao também alto custo operacional e de manutenção das mesmas, além da criação de um inevitável passivo ambiental, levaram as empresas a voltarem a atenção para a aplicação de sedimentadores, em especial os espessadores de fluxo vertical, atendendo às atuais exigências para implantação de novas plantas.

Os resultados da aplicação dos sedimentadores de fluxo vertical foram altamente eficazes. Como consequência das vantagens obtidas, houve a abertura de novas possibilidades nas áreas da deposição dos rejeitos finos do beneficiamento do carvão e do tratamento do líquido clarificado, seja para reaproveitamento, recirculação ou descarte final.

Assim, o objetivo geral do presente trabalho é demonstrar a viabilidade operacional da substituição total ou parcial das lagoas ou bacias de decantação de rejeitos finos do beneficiamento de carvão mineral por sedimentadores de fluxo vertical, associada a filtragem do espessado e tratamento do clarificado para fins de descarte final.

Os objetivos específicos são:

- Apresentar o comportamento dos efluentes das plantas de beneficiamento do sul de Santa Catarina quando submetidos ao processo de sedimentação das partículas finas de rejeitos com a utilização de polímeros floculantes, avaliando os casos particulares das Minas Barro Branco e Esperança operando na Camada Bonito.
- Demonstrar as condições apropriadas para que a operação de clarificação do efluente ocorra de forma contínua, sem comprometimento do grau de espessamento do *underflow*.

- Apontar as vantagens operacionais e ambientais alcançadas a partir da aplicação de sedimentadores associados a filtros prensa no desaguamento do espessado obtido (*underflow*).
- Demonstrar a possibilidade real de condicionamento às exigências legais do clarificado do sedimentador (*overflow*) quando houver necessidade de descarte do efluente para o corpo receptor.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 CONCEITOS GERAIS DE SEPARAÇÃO SÓLIDO-LÍQUIDO

A separação sólido-líquido é comum ao processamento de praticamente todos os minerais e carvão, isso porque a grande maioria das plantas de beneficiamento emprega a água como seu principal veículo de processo (DAHLSTROM, 1985). Deve-se considerar que o consumo de água se tornou um importante item no processamento mineral. Essa situação tem levado a um crescente esforço no sentido de recuperar a maior quantidade de água possível no processo de separação sólido-líquido (BERGH *et al.* 2015).

Os métodos de separação empregados são classificados de acordo com dois critérios (GOMIDE, R., 1980):

- Movimento relativo das fases, distinguindo-se operações nas quais o sólido se move através do líquido em repouso e operações nas quais o líquido se move através da fase sólida estacionária. Do primeiro tipo são as operações de decantação, que podem ser subdivididas de acordo com a concentração da suspensão ou com o fim visado: clarificação que envolve suspensões diluídas e cujo objetivo é obter a fase líquida com um mínimo de sólidos; e espessamento, que visa obter os sólidos com um mínimo de líquido, partindo de suspensões concentradas. As operações do segundo tipo são exemplificadas pela filtração.

- A força propulsora. As operações são movidas por forças gravitacionais, centrífugas, por diferença de pressão ou eletromagnéticas.

A combinação destes critérios conduz à seguinte divisão (GOMIDE, R., 1980):

- Separação por sedimentação – clarificação, espessamento, lavagem.
- Decantação invertida – flotação
- Separações centrífugas
- Filtração

As operações de sedimentação industrial podem ser efetuadas ou descontinuamente ou continuamente em equipamentos denominados tanques de decantação ou decantadores. O equipamento decantador é um espessador quando o produto a que visa é lama decantada e é um clarificador quando a operação visa a obter um líquido límpido (FOUST, A. S., 2013).

No caso em estudo a atenção está voltada para o processo de sedimentação visando o espessamento associado à clarificação. Para facilitar a nomenclatura os equipamentos serão tratados como sedimentadores, podendo eventualmente serem referidos como espessadores ou clarificadores.

O movimento de uma partícula sólida dentro de uma polpa é afetado pelas forças de gravidade, pelo empuxo do líquido deslocado e pelas forças de atrito que se desenvolvem entre líquido e partícula. Essas forças são influenciadas pelos seguintes fatores (CHAVES et al, 2015):

- Propriedades da polpa: densidade e viscosidade;
- Propriedades da partícula: tamanho, forma, densidade e rugosidade da superfície;
- Propriedades do sistema: percentagem de sólidos e estado de dispersão das partículas, pH e presença de agentes coagulantes e floculantes;

- Geometria do equipamento, especialmente a proximidade das paredes.

A viscosidade do fluido é influenciada pela temperatura, logo, dentro de certos limites, é possível aumentar a velocidade de separação através do aumento da temperatura. Porém, o diâmetro das partículas e a diferença de densidade entre o fluido e os sólidos são fatores mais importantes. Assim, a agregação das partículas é um fator fundamental para a aceleração do processo (GOMIDE, R. 1980).

2.2 COAGULAÇÃO/FLOCULAÇÃO

O objetivo das etapas de coagulação e floculação é aglomerar as partículas em suspensão no efluente, finas e leves demais para remoção por sedimentação gravitacional natural (BRATBY, 2006). Os termos coagulação e floculação são muitas vezes usados de maneira intercambiável e ambígua; porém são, na verdade, dois processos distintos que tem a mesma finalidade, a de agregar partículas em suspensão possibilitando a sua remoção por processos de sedimentação ou flotação. Neste trabalho serão usadas as definições de RAVINA (1993) e METCALF & EDDY (2003), descritas a seguir.

Coagulação é o processo de eliminação da barreira energética descrita pela Teoria da estabilidade de colóides de Derjaguin, Landau, Vervy e Oberbbek (DLVO). Com a barreira eliminada, as partículas deixam de se repelir, ficando mais suscetíveis à agregação quando colidem. Esse processo também pode ser chamado de desestabilização coloidal. Um coagulante é uma espécie química que é adicionada a um efluente com o objetivo de desestabilizar as partículas coloidais, possibilitando a formação de unidades maiores chamadas de coágulos. Exemplos de substâncias coagulantes são sais metálicos como o sulfato de alumínio, cloreto férrico e o poli-alumínio cloreto (METCALF & EDDY, 2003).

Floculação se refere ao processo de crescimento de partículas decorrente das colisões entre coloides desestabilizados e coágulos com moléculas de um polímero, resultando na formação de unidades ainda maiores denominadas flocos. Um floculante é uma substância adicionada ao efluente, muitas vezes após a etapa de coagulação, com a finalidade de incrementar e acelerar o processo de agregação e crescimento de partículas. Polímeros

orgânicos de alto peso molecular são as substâncias mais comumente empregadas como agentes floculantes (METCALF & EDDY, 2003).

Os processos de coagulação-floculação podem ser causados por quatro processos: compressão da dupla camada elétrica (DCE); neutralização das cargas elétricas; aprisionamento ou varredura; e formação de pontes, os quais serão detalhados a seguir (RAVINA, 1993; BRATBY, 2006):

2.2.1 Compressão da DCE

Esse processo envolve a adição de grandes quantidades de um eletrólito que não se adsorve aos coloides. Isso aumenta a concentração iônica do efluente e comprime a dupla camada ao redor do coloide. A teoria DLVO afirma que isso reduz a barreira de energia repulsiva, porém não neutraliza a carga do coloide. Em geral, essa não é uma técnica de coagulação muito prática, mas torna-se viável quando há disponibilidade de linhas de efluentes com íons de dupla ou tripla valência.

A regra empírica de *Schulze-Hardy* afirma que os coloides hidrofílicos são coagulados com maior eficiência por íons de carga oposta e número de carga elevado. Essa regra é expressa por: $(1/z)^6$, onde z é a carga dos íons. Essa expressão fornece a relação entre a molaridade dos íons monovalentes, bivalentes e trivalentes na coagulação dos coloides.

2.2.2 Neutralização de cargas

Coagulantes inorgânicos como certos sais metálicos agem por meio da neutralização das cargas coloidais. Esse processo envolve a adsorção de íons de carga positiva na superfície do coloide, neutralizando sua carga negativa e reduzindo a barreira energética, resultando em uma carga total próxima a zero. Sozinha, entretanto, a neutralização não produz agregados significativos, porém aumenta a eficiência de outros processos de coagulação-floculação quando realizada previamente a eles. Exemplos são íons H^+ , OH^- e outros íons determinantes de potencial. A neutralização de cargas é controlada através de medições do potencial zeta. Esse controle é importante, pois dosagens excessivamente altas

do íon determinante de potencial podem reverter a carga dos coloides e colocá-los em dispersão novamente.

2.2.3 Aprisionamento ou varredura de coloides

Esse tipo de remoção de sólidos por coagulação requer a dosagem de grandes quantidades de sais de ferro ou alumínio que precipitam na forma de hidróxidos metálicos. Parte das cargas podem ser neutralizadas, mas, como a quantidade dosada é muito maior que a necessária para isso, a vasta maioria dos sólidos é varrida da água ao ser aprisionada nos hidróxidos metálicos que estão se precipitando. Os coagulantes mais comumente aplicados são os à base de sais metálicos hidrolisáveis, como o ferro e o alumínio. Sua popularidade se deve tanto a seus bons resultados quanto a sua disponibilidade e preço relativamente baixo. Coagulantes férricos são usados em uma faixa de pH mais ampla, de 4,0 a 11,0. Para coagulantes à base de sais de alumínio, a faixa de ação está entre os pH's 5,5 e 8,0. Esses agentes coagulantes envolvem as partículas coloidais, promovendo a coagulação com a formação de agregados maiores que os formados por mecanismos de adsorção e neutralização de cargas, que sedimentam ou flutam rapidamente.

2.2.4 Formação de pontes

É o processo no qual o reagente forma pontes entre as partículas. Esse mecanismo é bem estabelecido em sistemas que empregam polímeros não iônicos, mas também é aplicado a sistemas onde as partículas e polímeros apresentam cargas. Os estágios envolvidos no mecanismo de pontes são: difusão do polímero na suspensão, adsorção na interface sólido-líquido, compressão do polímero adsorvido na interface e colisão entre as partículas e a formação das pontes.

É o mecanismo observado quando são utilizados polímeros de cadeias moleculares grandes (massa molar $> 10^6$). Esses polímeros atuam como coagulantes na medida em que possuem sítios ionizáveis ao longo da cadeia e formam pontes entre as superfícies das distintas partículas.

Uma técnica comumente empregada é adicionar inicialmente uma dose de coagulante inorgânico metálico que neutraliza suas cargas e promove o efeito de aprisionamento na rede de hidróxidos metálicos. Em seguida, adiciona-se uma quantidade de polímero orgânico de alto peso molecular, iônico ou não, que agrupa as partículas coaguladas em flocos de mais rápida sedimentação.

Processos de coagulação-floculação são também sensíveis a diversas variáveis, tais como o tipo e a dosagem do coagulante, o pH do efluente, natureza e concentração dos poluentes em suspensão, temperatura, entre outros. A escolha do melhor floculante deve ser feita experimentalmente para cada caso específico. O emprego de floculantes provoca o aumento da velocidade, conduzindo a menores áreas de decantação e, ainda, pode aumentar a capacidade de um equipamento, além de melhorar a clarificação do líquido.

O uso de reagentes encarece a operação. A decisão da utilização ou não só pode ser feita através de um balanço econômico entre o aumento dos custos proporcionado pelos reagentes, a redução dos investimentos iniciais em equipamentos e os custos operacionais (GOMIDE, 1980).

2.3 SEDIMENTAÇÃO / ESPESSAMENTO

Espessamento é uma operação de separação sólido-líquido de polpas por sedimentação em larga escala. Essa operação é feita num tanque denominado espessador. O propósito é receber uma polpa diluída (entre 5% e 10% de sólidos) e obter um produto adensado (*underflow*) tão adensado quanto seja possível bombear (grosseiramente entre 50% e 75% de sólidos) (CHAVES et al., 2013).

Espessamento também pode ser definido como a remoção de parte do líquido de uma polpa ou suspensão, de forma que as partículas sólidas se concentrem no líquido remanescente (DAHLSTROM e FITCH, 1985).

Partículas podem sedimentar de quatro formas ou regime marcadamente diferentes. Assim o espessador deve ser desenhado para acomodar cada regime que ocorre

nas aplicações particulares. O regime de sedimentação é governado primariamente pela diluição da alimentação e pela relativa tendência das partículas se agruparem. Os quatro regimes de sedimentação são: sedimentação individual das partículas (ou discreta), sedimentação floculada (ou floculenta), sedimentação mássica (ou zonal) e sedimentação por compressão (DAHLSTROM e FITCH, 1985; METCALF e EDDY, 2003).

A sedimentação individual das partículas ocorre nos casos de alimentações muito diluídas. Nesse caso as partículas estão, em média, relativamente distantes umas das outras e se depositarão individualmente.

Se as partículas se agrupam depois de colidirem, agregados são formados. Eles vão se depositar de acordo com o tamanho de cada agregado, o que define a chamada sedimentação floculada. Agentes coagulantes e floculantes podem ser adicionados a polpa para alcançar esse efeito em suspensões diluídas.

A medida que a alimentação se torna mais concentrada, cada partícula ou agregado está em contato com outras partículas ou agregados adjacentes. Nesse caso eles se agrupam em uma estrutura plástica e são obrigados a sedimentar na mesma taxa. As partículas finas geralmente não são deixadas para trás, causando uma interface clara entre a polpa e o sobrenadante. Esse caso é chamado de sedimentação mássica ou zonal e a taxa de sedimentação resultante é uma função da concentração de sólidos.

Em concentrações ainda maiores a estrutura da polpa se torna firme o suficiente para exibir um valor de rendimento plástico e desenvolver forças de compressão. A estrutura sólida formada resiste a rupturas e uma força compressiva precisa ser aplicada para aumentar a concentração de sólidos. Isso é alcançado pelo peso dos sólidos que proporciona a expulsão da água dos interstícios. Isso é a chamada sedimentação por compressão.

Assim, espessadores são tanques de sedimentação, de formato cilíndrico cônico, podendo ter diversas dimensões quanto a sua altura e diâmetro. Tais espessadores fazem uso da diferença de massa específica entre a fase líquida e as partículas sólidas que estão suspensas na referida fase líquida. A função dos espessadores, além de receber uma polpa diluída e gerar um produto (*underflow*) que exibe maior concentração de sólidos possível, é de produzir um *overflow* com a mínima concentração de sólidos possível. Via de regra, tal

produto constitui a fase líquida clarificada. Para tanto precisam preencher dois requisitos independentes (CHAVES et al., 2013):

- Ter a área necessária para que a polpa possa sedimentar;
- Possuir o volume necessário para que a polpa alimentada possa permanecer o tempo de residência necessário para atingir a percentagem de sólidos desejada para o *underflow*.

O diâmetro de espessadores industriais é dimensionado através de experimentos que avaliam o comportamento da sedimentação de partículas sólidas no meio aquoso. Tal estudo é executado em bateladas, embora a unidade industrial opere em escala contínua. Essas técnicas, apesar de seu largo uso, apresentam deficiências em função das muitas variáveis do processo de espessamento e, também, da complexidade dos mecanismos de sedimentação de partículas sólidas em meio fluido.

As principais informações necessárias ao dimensionamento de espessadores são: capacidade requerida para alimentação, *overflow* e/ou *underflow*; características dos sólidos (tamanho, forma e massa específica das partículas); características do líquido (viscosidade e massa específica); estado de agregação/dispersão das partículas suspensas no líquido; e razão mássica sólido/líquido da suspensão que será submetida à operação unitária de espessamento (METCALF e EDDY, 2003).

A capacidade de uma unidade de espessamento é diretamente proporcional à sua área e é usualmente determinada em função da taxa de sedimentação dos sólidos na suspensão, que independe da altura do líquido. A polpa passa pelos distintos regimes de sedimentação até a descarga final. Cada partícula encontrará diferentes taxas de sedimentação e a zona que exibir a menor taxa será a responsável pelo dimensionamento da unidade (FRANÇA e MASSARINI, 2004).

A área da unidade controla o tempo necessário para que ocorra a sedimentação dos sólidos através do líquido. Assim, a taxa de alimentação determina a capacidade de clarificação do equipamento. A altura da unidade controla o tempo necessário para o espessamento da polpa para uma dada taxa de alimentação dos sólidos e é importante na determinação da capacidade de espessamento da unidade (FRANÇA e MASSARINI, 2004).

No projeto de espessadores a relação entre altura e diâmetro é importante apenas para avaliar se o volume do tanque proporcionará um tempo de sedimentação necessário aos objetivos do equipamento, considerando fatores como eficiência operacional e projeto mecânico (FRANÇA e MASSARINI, 2004).

O funcionamento adequado de um espessador requer uma corrente de líquido clarificado isenta de sólidos e, para que isso ocorra, é necessário que a velocidade ascensional do líquido clarificado seja menor do que a velocidade de sedimentação dos sólidos, para que não ocorra o arraste dessas partículas (GOMIDE, R.,1980).

2.4 ZONAS DE SEDIMENTAÇÃO

Em ensaio de sedimentação em tubo de vidro ou proveta, a suspensão é previamente homogeneizada. Quando deixado em repouso, verifica-se que, depois de um certo tempo, as partículas mais grossas depositam-se no fundo do tubo e as mais finas continuam em suspensão. As partículas intermediárias ficam distribuídas em diversas alturas de acordo com a sua granulometria. Ou seja, existe uma classificação espontânea das partículas ao longo da proveta. Cada partícula decanta com velocidade proporcional ao seu tamanho e a clarificação vai progredindo. Nas soluções diluídas, não há uma linha nítida de separação entre a suspensão e o líquido clarificado. A única separação nítida é entre o sedimento sólido depositado no fundo e o resto da suspensão.

Contudo, em suspensões concentradas, esse comportamento é diferente. As interações entre as partículas são muito maiores. Assim, durante um ensaio de sedimentação de uma suspensão concentrada (superior a 50 g/L) mede-se a altura Z da superfície de separação entre o líquido clarificado e a suspensão. Quando a decantação tem início, a suspensão encontra-se a uma altura Z_0 e sua concentração é uniforme C_0 , como mostra a Figura 1.

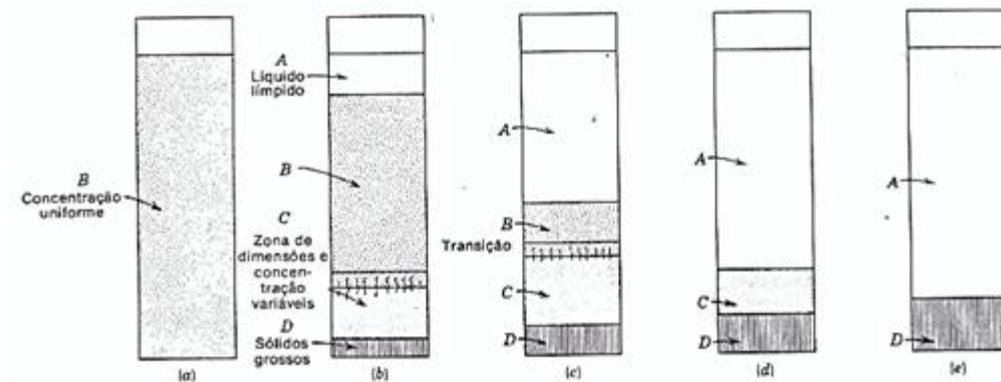


Figura 1 - Decantação de suspensões concentradas.

Pouco tempo depois é possível distinguir cinco zonas distintas na proveta:

A - Líquido clarificado: no caso de suspensões que decantam muito rápido esta camada pode ficar turva durante certo tempo por causa das partículas finas que permanecem na suspensão.

B - Suspensão com a mesma concentração inicial C_0 : a linha que divide A e B é geralmente nítida.

C - Zona de transição: a concentração da suspensão aumenta gradativamente de cima para baixo nesta zona, variando entre o valor inicial C_0 até a concentração da suspensão espessada. A interface BC é, de modo geral, nítida.

D - Suspensão espessada na zona de compressão: é a suspensão onde os sólidos decantados encontram-se dispostos uns sobre os outros, sem atingirem a máxima compactação, uma vez que ainda existe líquido entre os flocos. A separação entre as zonas C e D geralmente não é nítida e apresenta diversos canais através dos quais o líquido proveniente da zona em compressão escoar. A espessura desta zona vai aumentando durante a operação (FOUST, A. S., 2013).

A Figura 1 também mostra a evolução da decantação com o tempo. As zonas A e D tornam-se mais importantes, enquanto a zona B diminuiu e C permaneceu inalterada. Ao

final do processo B e C desapareceram, ficando apenas o líquido clarificado, a suspensão em compressão e o sedimento grosso. Este é também chamado ponto de compressão.

A zona A aumenta rapidamente enquanto que a zona D diminui lentamente. Chegará o momento de formação de uma interface entre as camadas A e D, que corresponde ao valor Z_f . Este valor mínimo não corresponde necessariamente à concentração máxima da suspensão decantada, pois é possível, com condições apropriadas, reduzir ainda mais a altura da lama espessada.

Na Figura 2 é mostrado um gráfico dos níveis das superfícies de separação das camadas A e B e C e D em função do tempo. Pode-se observar que, a velocidade de decantação é constante na zona de decantação (II) e decresce na zona de compressão.

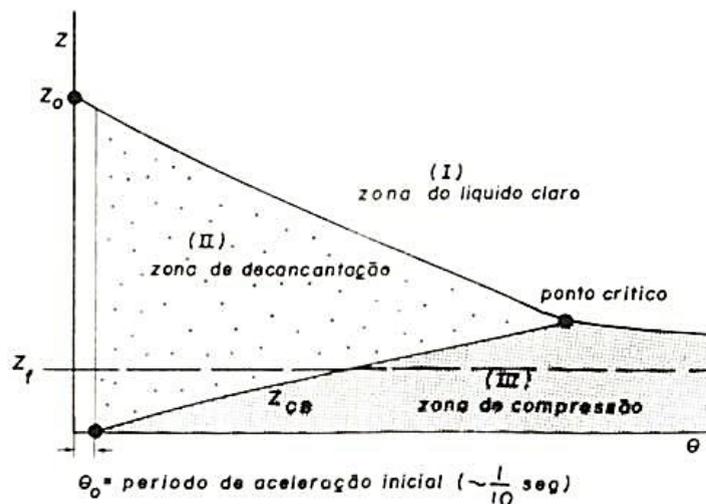


Figura 2 - Níveis de separação das camadas.

Em uma operação descontínua de decantação, conforme foi mostrado, as alturas das várias zonas variam com o tempo. Em um equipamento que opera continuamente, as mesmas zonas estão presentes. No entanto, uma vez atingido o regime permanente (quando a suspensão da alimentação é injetada a uma taxa igual à taxa de remoção da lama e do líquido límpido do decantador), as alturas de cada zona serão constantes (FOUST, A. S., 2013). A Figura 3 mostra a disposição das diferentes zonas em um decantador.

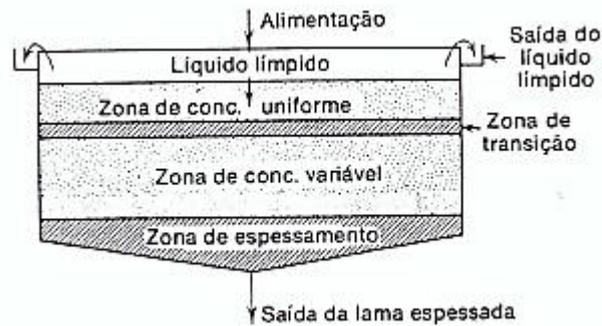


Figura 3 - Disposição das zonas em um decantador convencional.

2.5 DIMENSIONAMENTO DE SEDIMENTADORES

O projeto de sedimentadores / decantadores se baseia na curva de decantação anteriormente descrita. A área de decantação (S) é obtida a partir de dados experimentais podendo ser calculada pela equação abaixo:

$$S = \frac{Q_A}{u}$$

Onde:

Q_A = vazão volumétrica da suspensão alimentada (m^3/h)

u = velocidade de decantação (m/h)

A partir da curva de decantação (Figura 4) se obtém a velocidade de decantação. Durante o ensaio de decantação se mede a altura (Z) dos sólidos depositados no fundo do recipiente graduado em diversos instantes e traça-se a curva Z versus θ (tempo).

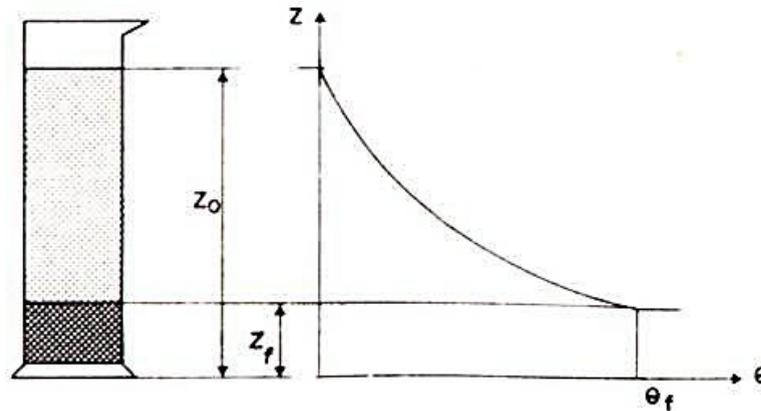


Figura 4 – Ensaio de decantação

No instante θ a altura dos sólidos depositados é Z . Depois de certo tempo θ_f a turbidez da suspensão será bastante pequena podendo considerar terminada a clarificação. A altura dos sólidos depositados até esse instante será Z_f e a velocidade de decantação pode ser obtida pela equação abaixo:

$$\mu = \frac{Z_0 - Z_f}{\theta_f}$$

Onde:

Z = altura da interface do sólido na suspensão no instante θ a partir do início da decantação

Z_0 = altura inicial da suspensão na proveta

Z_f = altura dos sólidos depositados no fundo do recipiente após o término da decantação

θ_f = tempo no final da decantação

Os métodos considerados os mais eficazes para o dimensionamento de espessadores são os propostos por Coe e Clevenger, Kynch, Roberts e Talmage e Fitch.

2.5.1 Método de Coe e Clevenger:

Neste método, que é a base dos demais, considera-se que a área de um espessador contínuo deve ser suficiente para permitir a decantação de todas as partículas alimentadas, através das diversas zonas do espessador em funcionamento normal. Se a área for insuficiente começará havendo acúmulo de sólidos em uma dada seção do espessador e finalmente haverá partículas sólidas arrastadas no líquido clarificado. Esta seção ou zona que constitui o gargalo da operação será denominada zona limite (Figura 5).

Para o dimensionamento são realizadas as seguintes considerações:

- A velocidade de decantação dos sólidos em cada zona é função da concentração local da suspensão: $u = f(C)$
- As características essenciais do sólido obtido durante ensaios de decantação descontínuos não se alteram quando se passa para o equipamento de larga escala. Nem sempre é verdadeira essa consideração. O grau de floculação, por exemplo, pode variar porque as condições em que é realizada a decantação durante o ensaio em laboratório são diferentes em relação a operação industrial.

As velocidades de decantação em suspensões de diversas concentrações são determinadas em experimentos isolados. Determina-se a velocidade inicial de decantação para uma dada suspensão com uma concentração inicial de sólidos e depois dilui-se essa suspensão com água e novamente determina-se a velocidade de decantação. Repete-se até que se tenham dados suficientes para ter uma relação funcional entre a velocidade e a concentração. A partir dessa relação, calcula-se a área S do decantador para várias concentrações. O valor máximo encontrado será a área necessária para permitir a decantação em regime permanente de todo o sólido alimentado ao decantador. Deve-se adotar um coeficiente de segurança, que pode exceder 100%.

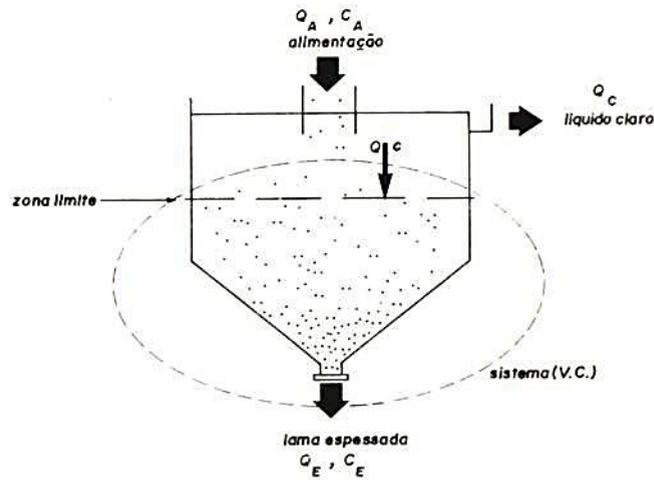


Figura 5 - Indicação da zona limite em um decantador.

Sendo:

Q_A = vazão volumétrica da suspensão alimentada ao decantador (m^3/h)

C_A = concentração de sólidos na suspensão alimentada (t/m^3)

Q_C = vazão volumétrica de líquido clarificado (m^3/h)

C_C = concentração do líquido clarificado (t/m^3)

Q_E = vazão volumétrica de lama espessada (m^3/h)

C_E = concentração da lama espessada (t/m^3)

Q = vazão volumétrica da suspensão na zona limite (m^3/h)

C = concentração na zona limite (t/m^3)

Para que não haja arraste de partículas sólidas na direção do vertedor de líquido clarificado:

$$u \text{ ascensão líquido} < u \text{ decantação partículas}$$

Não havendo arraste de partículas para cima, todo o sólido que chega à zona limite sairá necessariamente pelo fundo do decantador quando este opera em regime permanente. Assim, a diferença entre as vazões Q e Q_E será a vazão volumétrica de líquido que sobe pelo decantador nessa seção:

$$Q_C = Q - Q_E$$

Essa diferença, dividida pela área do decantador S , será a velocidade ascensional do líquido na seção. Esta velocidade deverá ser menor que a velocidade u de decantação nessa zona. A condição limite pode ser expressa:

$$u = \frac{Q - Q_E}{S}$$

Logo,

$$S = \frac{Q - Q_E}{u}$$

Considerando que o regime seja permanente e não há arraste de sólidos:

$$Q_A C_A = Q C = Q_E C_E$$

$$Q = \frac{Q_A C_A}{C} \quad \text{e} \quad Q_E = \frac{Q_A C_A}{C_E}$$

Então:

Para determinar a área do decantador em função da vazão da suspensão alimentada utiliza-se então a equação abaixo:

$$S = \frac{Q_A C_A \left(\frac{1}{C} - \frac{1}{C_E} \right)}{u}$$

S = área de decantação = seção transversal do decantador (m^2)

u = velocidade de decantação na zona limite (m/h)

Q_A = vazão volumétrica da suspensão alimentada ao decantador (m^3/h)

C_A = concentração de sólidos na suspensão alimentada (t/m³)

C_E = concentração da lama espessada (t/m³)

C = concentração da suspensão na zona limite (t/m³)

A partir dos resultados experimentais de C e u são realizados diversos cálculos para determinar os valores de S , sendo que o maior valor encontrado será a área mínima requerida para a decantação.

2.5.2 Método de Kynch

Kynch desenvolveu um método de dimensionamento de decantadores que requer apenas um ensaio que forneça a curva de decantação (Z versus θ) mostrada na Figura 6. Tanto C como u podem ser tirados diretamente da curva. Traçam-se tangentes em diversos pontos da curva e determinam-se os valores de θ , Z e Z_i . Abaixo estão as equações para o cálculo da velocidade (u) e da concentração (C):

$$u = \frac{Z_i - Z}{\theta}$$

$$C = \frac{C_0 Z_0}{Z_i}$$

Onde:

C_0 = concentração inicial da suspensão (t/m³)

Z_0 = altura inicial da suspensão (m)

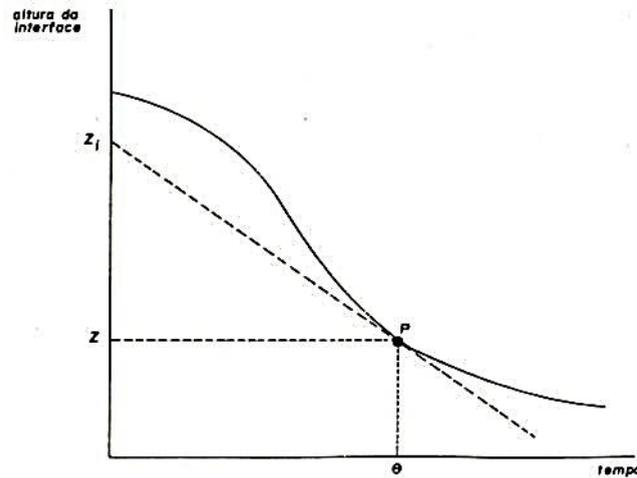


Figura 6 - Determinação gráfica de u e C pelo método de Kynch

Com a construção gráfica descrita calculam-se os diversos pares de valores da concentração e da velocidade de decantação, com os quais são calculados os valores correspondentes da seção transversal.

$$S = \frac{Q_A C_A \left(\frac{1}{C} - \frac{1}{C_E} \right)}{u}$$

O valor máximo obtido é a área mínima que deverá possuir o decantador.

2.5.3 Método de Roberts

Este é um método gráfico que permite localizar com exatidão o ponto crítico (início da zona de compressão), que às vezes é difícil de determinar pelo método anterior. Com os dados do ensaio de decantação traça-se um gráfico de $Z - Z_f$ versus ϑ em papel mono-log (Figura 7). A curva obtida mostra uma descontinuidade no ponto crítico, o que permite determinar ϑ_c com precisão. Conhecido este valor, calcula-se diretamente a área mínima com a seguinte equação:

$$S_{\min} = \frac{Q_A C_A \left(\frac{1}{C_C} - \frac{1}{C_E} \right)}{u_C}$$

Onde:

$$C_C = \frac{C_0 Z_0}{Z_{ic}}$$

$$u_C = \frac{Z_{ic} - Z_C}{\theta_C}$$

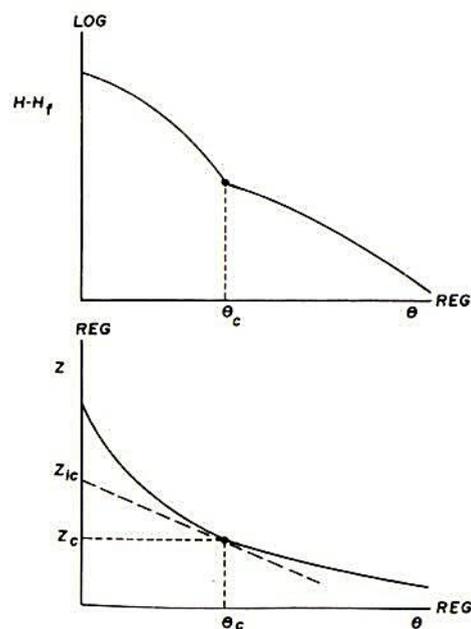


Figura 7 - Construção gráfica do método de Roberts.

2.5.4 Método de Talmadge e Fitch

Este método gráfico permite calcular diretamente a área mínima do decantador quando se conhece o ponto de compressão (P_C) na curva de decantação (Figura 8). Uma construção gráfica muito simples fornece diretamente θ_E pelo cruzamento da tangente no

ponto P_C com a horizontal $Z = Z_E$, onde Z_E é a altura da interface correspondente à concentração C_E especificada para a lama espessada.

A área mínima pode ser calculada a partir das equações utilizadas anteriormente:

$$S_{\min} = \frac{Q_A C_A \left(\frac{1}{C_C} - \frac{1}{C_E} \right)}{u_C}$$

$$C_C = \frac{C_0 Z_0}{Z_{ic}}$$

$$u_C = \frac{Z_{ic} - Z_E}{\theta_E}$$

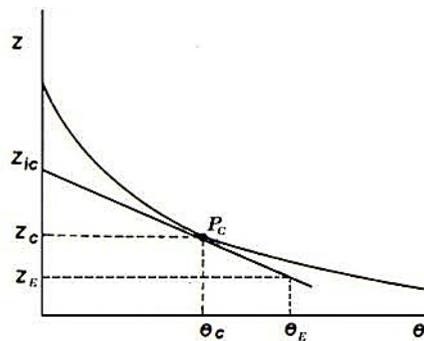


Figura 8 – Construção gráfica método Talmage e Fitch.

Substituindo as equações acima na expressão para o cálculo da área se tem:

$$S_{\min} = \frac{Q_A C_A \left(\frac{Z_{ic}}{C_0 Z_0} - \frac{1}{C_E} \right)}{\frac{Z_{ic} - Z_E}{\theta_E}} = \frac{Q_A C_A}{C_0 Z_0} \left(Z_{ic} - \frac{C_0 Z_0}{C_E} \right) \frac{\theta_E}{Z_{ic} - Z_E}$$

Como:

$$Z_E = \frac{C_0 Z_0}{C_E}$$

$$S_{\min} = \frac{Q_A C_A \theta_E}{C_0 Z_0} \frac{\left(Z_{ic} - \frac{C_0 Z_0}{C_E} \right)}{\left(Z_{ic} - \frac{C_0 Z_0}{C_E} \right)}$$

A área mínima será:

$$S_{\min} = \frac{Q_A C_A \theta_E}{C_0 Z_0}$$

2.6 DIMENSIONAMENTO DA PROFUNDIDADE DO SEDIMENTADOR

A concentração da lama espessada que se pode obter numa dada operação não é função da área do sedimentador / decantador, mas do tempo de residência dos sólidos na zona de compressão. Em outras palavras depende do volume da zona de compressão. O volume necessário V pode ser calculado pelo Método de Coe e Clevenger (Gomide, 1980).

Sejam:

Q_A = vazão de alimentação (m^3/h)

C_A = concentração de sólidos na alimentação (t/m^3)

t_E = tempo necessário para o sólido atingir a concentração C_E da lama espessada (h)

t_C = tempo necessário para o sólido atingir a concentração C_C na entrada da zona de compressão (h)

ρ_s = densidade do sólido (t/m^3)

ρ = densidade do líquido (t/m³)

ρ_m = densidade média da suspensão durante a compressão (t/m³)

Pode-se escrever:

Vazão mássica do sólido: $Q_A \cdot C_A$, (t/h)

Vazão volumétrica de sólido: $Q_A \cdot C_A / \rho_s$, (m³/h)

Tempo de residência do sólido na zona de compressão: $t_E - t_C$

Então, o volume de sólido na zona de compressão V_S é dado por:

$$V_S = \frac{Q_A \cdot C_A}{\rho_s} \cdot (t_E - t_C)$$

Considerando:

V = Volume da suspensão de densidade média (ρ_m)

V_S = Volume do sólido

$$V \cdot \rho_m = V_S \cdot \rho_s + (V - V_S) \cdot \rho$$

$$V = V_S \cdot \frac{\rho_s - \rho}{\rho_m - \rho}$$

Considerando o volume dos sólidos V_S e substituindo-o na expressão acima, obtêm-se:

$$V = \frac{Q_A \cdot C_A}{\rho_s} \cdot (t_E - t_C) \cdot \frac{\rho_s - \rho}{\rho_m - \rho}$$

Este é o volume mínimo que a zona de compressão deverá ter para espessar a lama até a concentração C_E . Logo a profundidade do mínima da zona de espessamento (H) será:

$$H = V / S$$

$$H = \frac{Q_A \cdot C_A}{S \cdot \rho_s} \cdot (t_E - t_C) \cdot \frac{\rho_s - \rho}{\rho_m - \rho}$$

A profundidade não deve ser maior do que 1,00 m a 1,50 m, em média. Se o cálculo indicar um valor maior que 1,50 deve-se aumentar a área de decantação. Caso contrário não será possível concentrar a lama até o valor C_E especificado.

2.7 FATOR DE ESCALA A SER CONSIDERADO

Um fator de escala (f) é, usualmente, utilizado para corrigir o diâmetro de espessadores, o qual é calculado através de ensaios de laboratório. Para esse fator, a literatura indica valores na faixa de $1,29 < f < 1,33$, para espessadores convencionais (CHAVES, 1996) e $f = 1,4$, para espessadores de lamelas (KELLY, SPOTTISWOOD, 1982). PARSAPOUR et al., (2014), reportam que, devido a imprecisão desses métodos de dimensionamento, fatores de escala chegando a 2 podem ser empregados.

A utilização de um fator de escala no dimensionamento é justificada pelo fato de que os ensaios de sedimentação foram realizados em bateladas (sedimentação em provetas), enquanto que os equipamentos industriais vão operar em regime contínuo (CHAVES, 1996). Gradientes de temperatura e possível formação de bolhas na polpa, oriundas de canais preferenciais de sedimentação, também justificam o uso do fator de escala (MORAES, 1990).

Como os ensaios de espessamento são descontínuos (em bateladas) e a operação é contínua, a transposição dos resultados não pode ser direta. Na prática usa-se o fator de escala, que vai variar segundo o método de dimensionamento utilizado. Existem tratamentos teóricos e modelos matemáticos que, todavia, não fornecem uma compreensão completa do fenômeno e, por isso, nem sempre funcionam bem. Há também métodos absolutamente empíricos desenvolvidos pelos fabricantes de equipamento com base na experiência

acumulada. Assim a experiência anterior e o bom senso de quem vai projetar o espessador serão sempre os fatores mais importantes para um bom resultado (CHAVES et al., 2013).

2.8 TIPOS DE SEDIMENTADORES

Existem diversos tipos de sedimentadores que atendem a diversos tipos de operações de remoção de sólidos de uma massa líquida.

Os primeiros sedimentadores foram tanques de fluxo horizontal onde se enquadram as chamadas bacias ou lagoas de decantação. Suas principais vantagens residem em sua inerente simplicidade, alta eficiência e baixa sensibilidade a condições de sobrecarga (RICHTER e AZEVEDO NETTO, 1991).

Contudo, devido às exigências operacionais da indústria, foram desenvolvidos equipamentos de operação contínua. Na remoção de sólidos grosseiros podem ser citados os decantadores de rastelos e decantadores helicoidais (Figura 9).

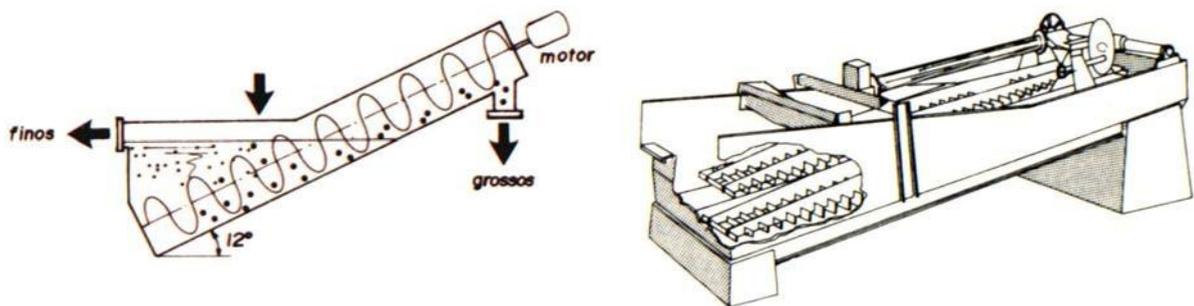


Figura 9 - Decantador de rastelos e decantador helicoidal.

Em operações envolvendo sólidos com menores densidades e, conseqüentemente maior dificuldade de sedimentação, surgem como alternativa largamente utilizada os tanques de sedimentação tipo Dorr (Figura 10). São equipamentos normalmente construídos com grandes diâmetros e com remoção do lodo sedimentado através de mecanismos que raspam

o fundo do tanque em direção ao centro onde existe a descarga que alimenta bombas especialmente projetadas para encaminhar a massa espessada para seu destino final.

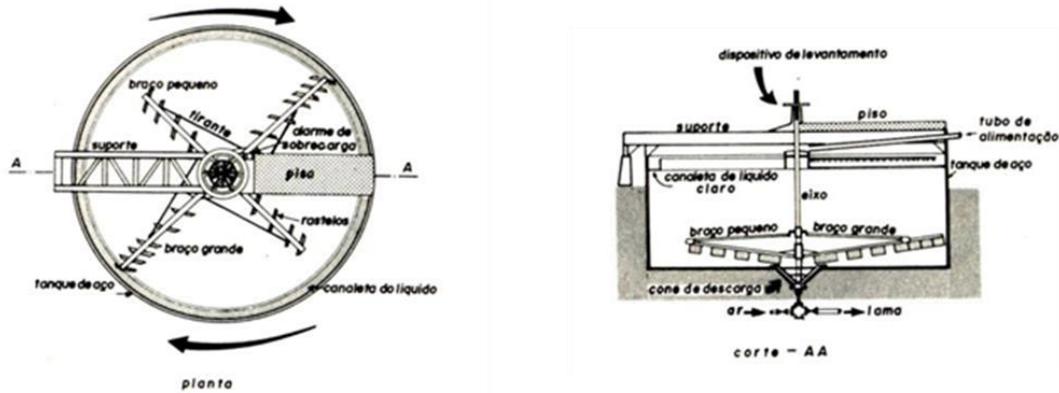


Figura 10 - Espressor tipo Dorr.

Entre o clássico sedimentador de fluxo horizontal e os sedimentadores tubulares com lamelas (Figura 12), os sedimentadores de fluxo vertical (Figura 11) ocupam cada vez mais espaço na indústria, entre eles os clarificadores de manto de lodos com ou sem recirculação e uma série de sistemas patenteados semelhantes, originados dos “precipitadores” usados nos processos de abrandamento de água com cal-soda (RICHTER, AZEVEDO NETTO, 1991).

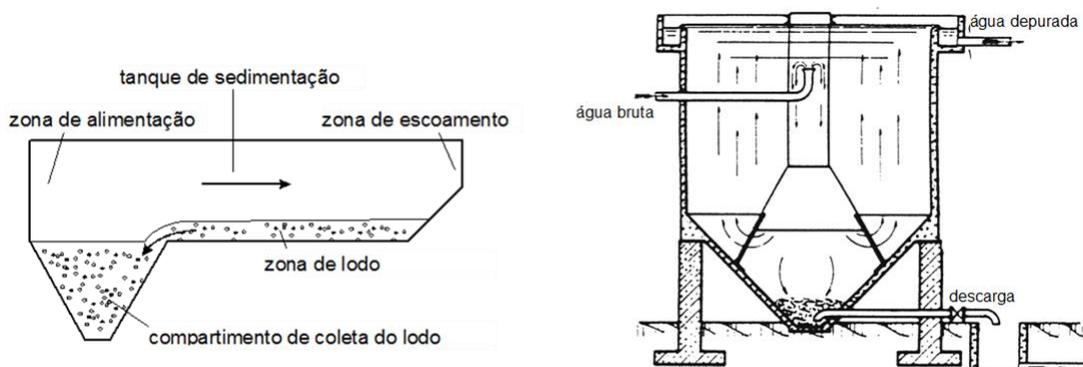


Figura 11 - Exemplos de possíveis modelos de sedimentadores verticais.

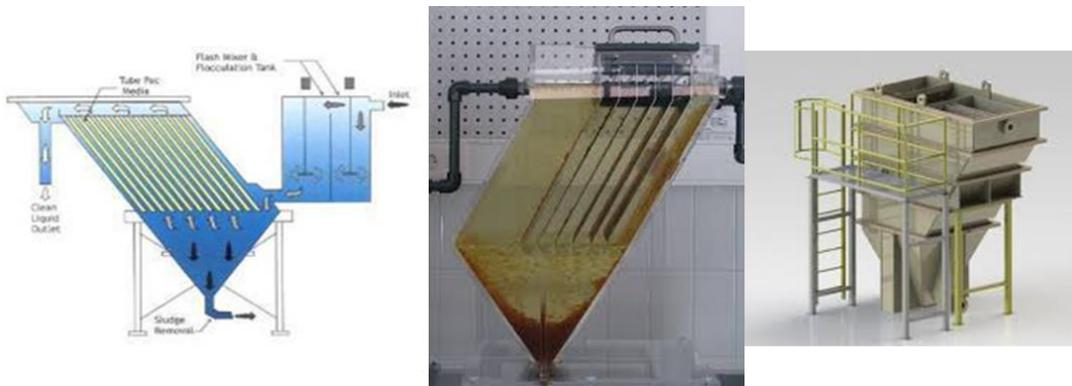


Figura 12 – Sedimentadores tipo espessador de lamelas

A necessidade de equipamentos de menores dimensões, com custos de fabricação e operação mais baratos, levou ao desenvolvimento dos sedimentadores tubulares ou de alta taxa que se tornaram fortes concorrentes aos sedimentadores de fluxo horizontal por apresentarem uma eficiência pelo menos igual ao daqueles. A eficácia desses equipamentos depende de um projeto hidráulico adequado e de condições operacionais constantes, ou seja, sem alterações bruscas das condições do efluente em tratamento.

Entre os modelos atuais os que mais se destacam estão os chamados espessadores de alta taxa (Figuras 13 e 14), que operam com $\sim 95,0\%$ de disponibilidade. Esse tipo de espessador é desenhado especificamente para maximizar a eficiência de floculação. Eles diferem dos espessadores convencionais no desenho do duto de alimentação, tamanho e controle (STEYN, 2014). Ao contrário dos espessadores convencionais, os de alta taxa precisam sempre usar floculantes. O duto de alimentação é desenhado para dispersar o floculante homogeneamente na sua extremidade final, de forma a garantir uma lama floculada dentro da zona de decantação sem a destruição dos flocos recém-formados (BERGH et al., 2015).

O aumento na eficiência de floculação detectado nos espessadores de alta taxa pode aumentar a taxa de sedimentação de 2 a 10 vezes em relação àquela obtida em espessadores convencionais, reduzindo assim a área requerida por um fator similar. O volume correspondente pode ser de 4 a 15 vezes menor do que o requerido por um espessador convencional utilizado no mesmo tipo de aplicação (BERGH et al., 2015).

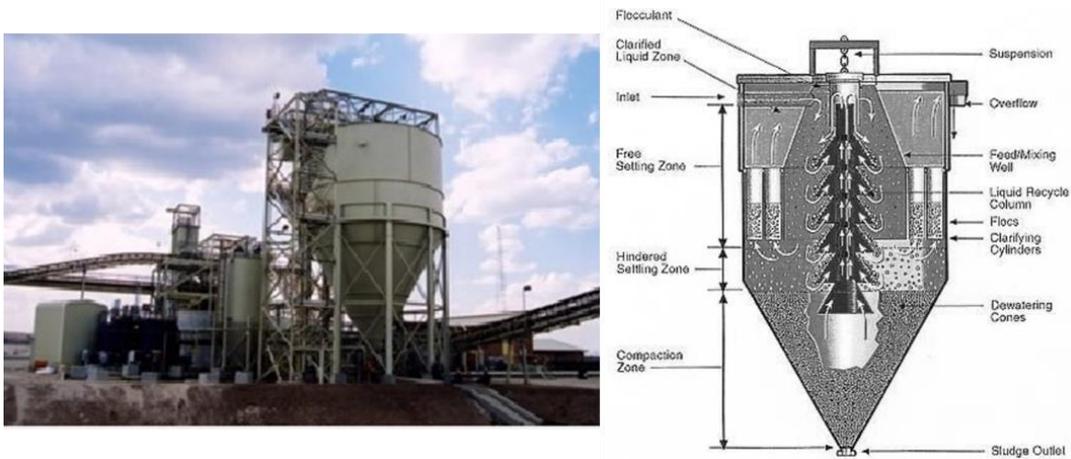


Figura 13 - E-INCO E-CAT clarifier thickener

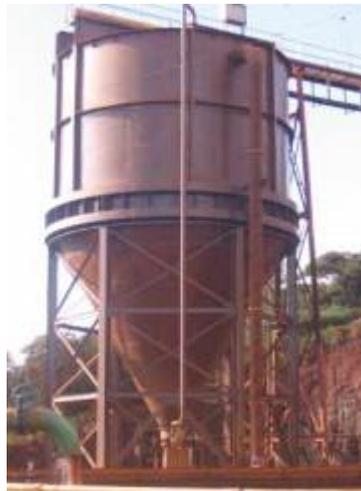


Figura 14 - Espessador BATEMAN ULTRASEP

3 REVISÃO DO HISTÓRICO DE UTILIZAÇÃO DOS SEDIMENTADORES EM SC

A revisão se baseia em dados operacionais conseguidos junto à Rio Deserto e que são suficientemente confiáveis para estabelecer a linha histórica até os dias de hoje.

A primeira iniciativa de trabalhar com sedimentadores, tipo espessadores, na região sul de Santa Catarina em substituição às bacias de decantação se deu no início de 2005

quando a ICRDL iniciou os trâmites para a implantação da atual Mina 101, à época Mina Santa Cruz, em Içara, SC. A camada de carvão a ser minerada seria a chamada Barro Branco e num futuro mais distante também a Camada Bonito, já que a reserva contempla as duas camadas.

A localização do novo empreendimento em uma área intocada pela atividade mineira carbonífera, associada a crescente onda ambientalista, levaram a proibição de construir junto ao pátio da mina bacias de decantação e depósito de rejeitos sólidos de acordo com a forma usual, ou seja, em pilhas que seguem o modelo de aterros controlados.

Foi iniciada então, a investigação da possibilidade do uso de sedimentadores e, em caso positivo, qual o modelo mais adequado.

A princípio foram então coletadas amostras de efluentes nos lavadores da Mina Esperança da Carbonífera Metropolitana e da Mina Barro Branco da Carbonífera Rio Deserto, que beneficiavam à época a Camada Barro Branco e Bonito, respectivamente, que serviram de base para os primeiros estudos em escala de bancada.

Após esta etapa inicial foram realizados estudos em escala piloto e posteriormente foi implantada uma unidade em escala industrial.

Como a Rio Deserto não minerava a Camada Barro Branco, o equipamento foi instalado na Mina Barro Branco, Camada Bonito, em Lauro Muller, SC. A opção foi considerada adequada já que os ensaios demonstraram que as condições de sedimentação dos sólidos presentes no efluente do beneficiamento dessa camada de carvão eram mais complicadas do que aquelas verificadas no efluente da Camada Barro Branco. Dessa forma os resultados poderiam ser extrapolados sem problemas ao caso da Mina 101 (ROSA J. J. et al, 2009).

3.1 CARACTERIZAÇÃO DOS EFLUENTES

Foram caracterizadas amostras de efluentes resultantes do beneficiamento da Camada Bonito (Lavador Barro Branco, Indústria Carbonífera Rio Deserto) e da Camada Barro Branco (Lavador Esperança, Carbonífera Metropolitana), quanto ao pH, teor de cinzas, concentração de sólidos (C_{sol}), distribuição granulométrica e densidade dos sólidos (ρ_{sol}).

Os resultados destes ensaios de caracterização são apresentados na Tabela I e nas Figuras 15 e 16:

Tabela 1 - Ensaio de caracterização das amostras dos efluentes gerados no Lavador Barro Branco (Camada Bonito) e no Lavador Esperança (Camada Barro Branco).

PARÂMETROS	CAMADA BONITO	CAMADA BARRO BRANCO
pH	6,2	3,7
Teor de Cinzas (%)	72,5	52,2
C _{sol} (g/L)	65,2	21,3
D ₅₀ μm	16,6	13,6
ρ _{sol} (g/cm ³)	1,9	2,2

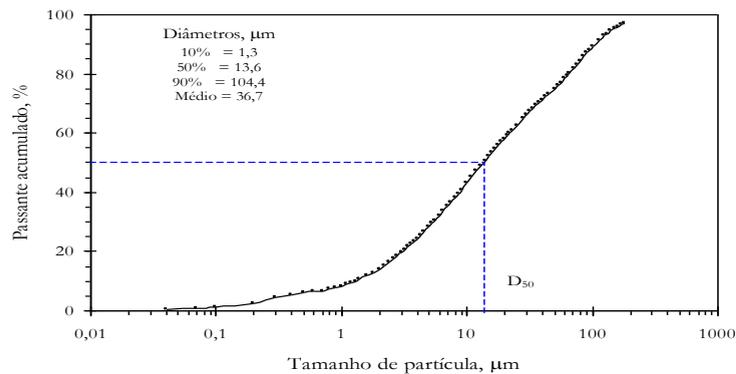


Figura 15 - Curva de distribuição granulométrica da amostra da Camada Barro Branco.

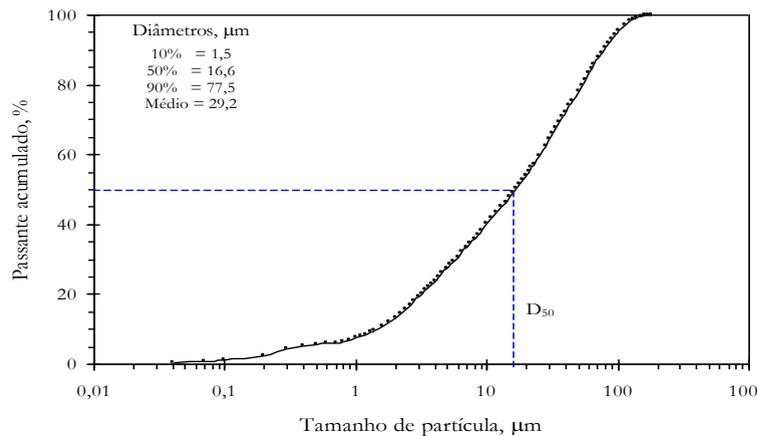


Figura 16 - Curva de distribuição granulométrica da amostra da Camada Bonito.

Na sequência realizaram-se ensaios de espessamento utilizando como variáveis o ajuste de pH da polpa com Hidróxido de Sódio e a adição de floculante catiônico de alta carga e alto peso molecular, Mafloc-490 da GE – General Eletric.

Uma amostra representativa do efluente foi colocado em uma proveta de 1000 mL e mantida sob agitação até que todas as partículas estivessem em suspensão. Em seguida foi ajustado o pH, adicionado o floculante e realizada as misturas rápida e lenta e então a polpa foi deixada sedimentar, sendo registrado o tempo decorrido para formação das interfaces e suas alturas.

Plotando num diagrama a altura da interface em função do tempo decorrido durante o processo de sedimentação, obtiveram-se as curvas de sedimentação dos efluentes estudados (Figura 17).

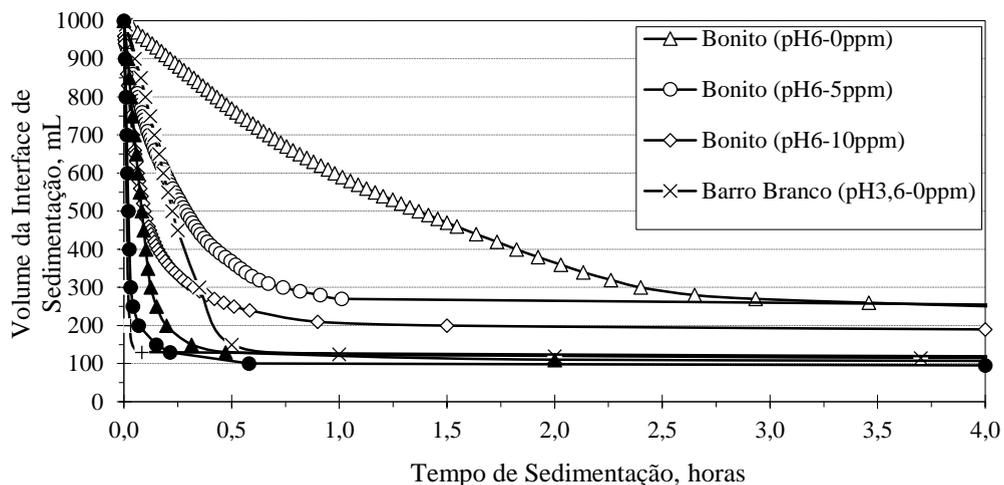


Figura 17 - Curvas de sedimentação obtidas para as duas amostras estudadas (Camadas Bonito e Barro Branco), em função do pH e da concentração de floculante.

Os resultados mostraram uma significativa diferença entre as duas amostras caracterizadas. A amostra da Camada Bonito apresentou uma maior concentração inicial de sólidos e uma menor velocidade de sedimentação comparada a da Camada Barro Branco. O uso de floculante proporcionou, para ambas as amostras, um aumento da velocidade de sedimentação e também um maior espessamento dos sólidos sedimentados.

A partir das curvas de sedimentação obtidas nos ensaios de espessamento utilizou-se o método de Talmadge e Fitch para o cálculo da razão de espessamento e pré-dimensionamento dos sedimentadores / espessadores. A razão de espessamento é o parâmetro que expressa, para uma determinada polpa, a área necessária para espessar 1 tonelada de sólidos em 24 horas. Este parâmetro quando multiplicado pela tonelagem de sólidos a ser espessada fornece a área necessária para o equipamento.

A partir da análise técnica elaborou-se uma estimativa do investimento necessário para implantação do processo de separação sólido/líquido. Buscou-se calcular o custo de implantação e operacional das alternativas através das especificações dos equipamentos e informações obtidas com fornecedores e usuários dos mesmos, conforme demonstra a Figura 18 (valores levantados em 2005).

ALTERNATIVAS TÉCNICAS	CUSTO DE INVESTIMENTO (R\$)	CUSTO DE OPERAÇÃO ANUAL (R\$)
Sedimentador Convencional	2.184.000,00	251.904,00
Sedimentador Convencional*	949.000,00	203.774,00
Sedimentador de Lamelas	1.911.000,00	246.024,00
Sedimentador de Lamelas*	676.000,00	197.654,00
Bacias de Sedimentação	838.625,00	228.624,00

* Desconsiderando custos com o sistema de desaguamento do *underflow* (filtro prensa).

Figura 18: Estimativa de custos de investimento e custo operacional anual para as alternativas técnicas.

A avaliação técnica e econômica preliminar demonstrou que a utilização do sedimentador de lamelas apresentava um grande potencial como alternativa para o tratamento dos efluentes do beneficiamento do carvão por apresentar custos de implantação e operação inferiores ou similares as demais alternativas disponíveis, tais como bacias de sedimentação e sedimentador convencional tipo Door. (ROSA J. J. et al, 2009). Como vantagem adicional, o equipamento pode ser desmontado e transferido para outras unidades mineiras,

afastando a criação de um passivo ambiental típico no caso da adoção de lagoas de sedimentação.

3.2 ESTUDO EM PLANTA PILOTO NA MINA BARRO BRANCO

Os resultados obtidos nos estudos preliminares deram o suporte necessário para que a Rio Deserto passasse de fase e autorizasse os testes em escala piloto.

Após a elaboração do fluxograma do processo (Figura 19), dimensionamento, especificação e aquisição dos equipamentos, a unidade piloto, com capacidade de 10 m³/h, foi instalada junto ao tanque de acúmulo do efluente do Lavador da Mina Barro Branco, Lauro Muller-SC.

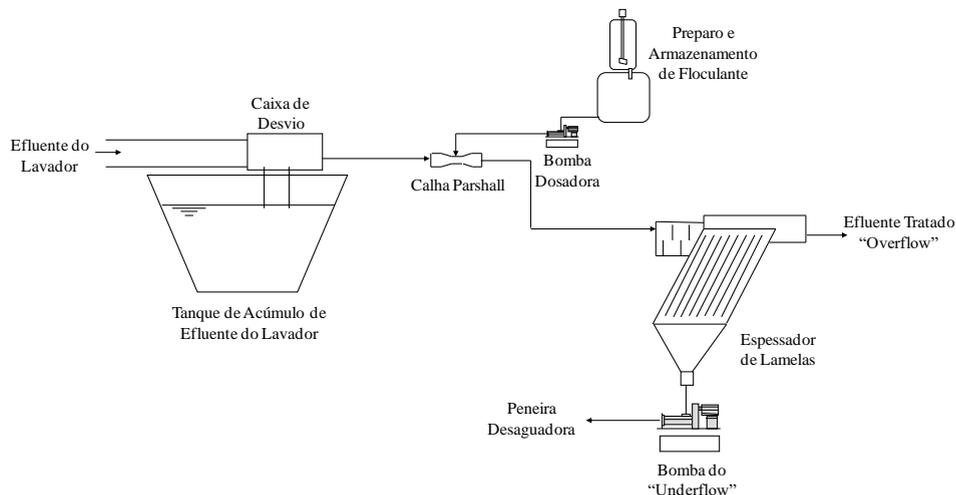


Figura 19 - Fluxograma da planta piloto instalada junto ao Lavador da Mina Barro Branco, Lauro Muller-SC.

Na chegada do efluente do Lavador foi instalada uma caixa de desvio para obtenção de uma amostra representativa do efluente, que era direcionada para a planta piloto. O efluente, por meio de tubulação e válvula, era direcionado para uma calha Parshall de 3" com o objetivo de se medir a vazão de efluente que estava sendo alimentada. Na calha era feita a dosagem do polímero floculante. Este era preparado em um tanque de 300 L de

capacidade, com uma concentração de 0,1% (1,0 g/L) e após um tempo aproximado de 1 hora era transferido para um reservatório de 500 L, de onde era bombeado por meio de uma bomba dosadora. A partir da calha o efluente seguia por gravidade para o sedimentador piloto, equipado com um flocculador hidráulico na entrada.

No sedimentador as lamelas tubulares formavam canais por onde o efluente passava, sendo que os sólidos após decantarem nas lamelas seguiam para parte inferior do tanque, de onde eram removidos por uma bomba helicoidal. Este material era direcionado para uma peneira que tinha por finalidade desaguamento da polpa. O efluente clarificado era coletado na parte superior, sendo descartado na bacia de captação da água do lavador.

Durante os testes eram coletadas amostras da alimentação, do *underflow* e do *overflow* para a obtenção da concentração de sólidos destes fluxos.

Os melhores resultados apresentaram uma taxa de aplicação superficial de 4,0 $\text{m}^3/\text{m}^2 \times \text{h}$, com uma vazão de alimentação de 10,0 m^3/h (6,2% de sólidos), vazão de *underflow* de 1,8 m^3/h (29,3 % de sólidos), além de uma elevada clarificação do *overflow* (0,4% de sólidos).

A Figura 20 apresenta o efeito da vazão de *underflow* sobre o percentual de sólidos (% p/p), para as vazões de alimentação de 6 e 10 m^3/h .

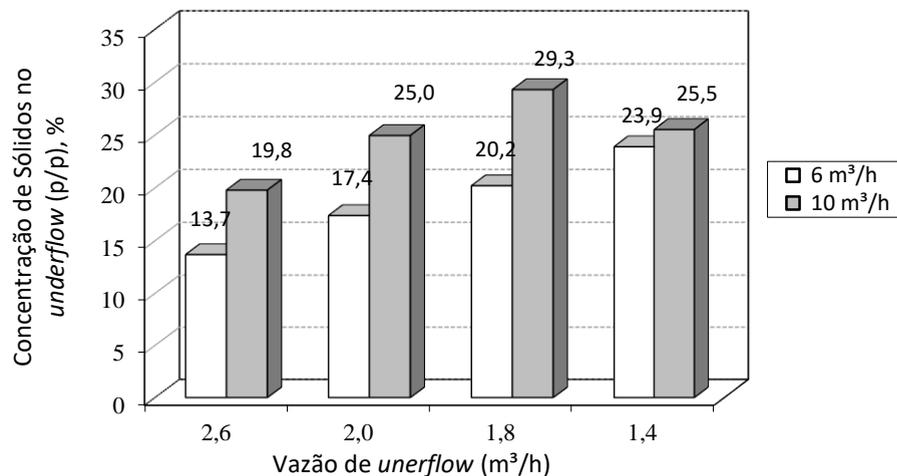


Figura 20 - Efeito da vazão de *underflow* sobre o % p/p do material espessado, para alimentação de 6 e 10 m^3/h .

Pode ser observado que para a vazão de 6 m³/h não foi atingido o máximo de % p/p, indicando que seria possível reduzir ainda mais a vazão de *underflow*. Entretanto, com 10 m³/h, se atinge o máximo (29,3 %) com uma vazão de *underflow* de 1,8 m³/h, sendo que com vazões menores de *underflow* tem-se uma redução do % p/p e a saída de sólidos no *overflow* (ROSA J. J. et al, 2009).

3.3 OPERAÇÃO EM ESCALA INDUSTRIAL

Uma vez comprovada a viabilidade operacional e econômica nos testes piloto, um sedimentador, tipo espessador de lamelas, foi dimensionado para tratar o volume total de efluente do lavador da Mina Barro Branco, que oscilava entre 250 a 300 m³/hora com uma concentração de sólidos média de aproximadamente 60 a 80 g/L.

O modelo era composto por uma seção retangular de 6,0 x 9,0 m na parte superior, uma segunda seção onde se dá a transição para a forma circular e uma terceira e última seção de formato cônico, esta última ligada a uma tubulação de descarga por onde o lodo espessado era retirado (Figura 21). Altura total 10,0 m.



Figura 21 - Detalhes do sedimentador de lamelas pioneiro

A preparação da solução flocculante era feita em uma estação composta por um tanque homogeneizador de 5 m³ de capacidade e um tanque de 10 m³ de acumulação

equipado com uma bomba dosadora helicoidal responsável pela injeção da solução floculante (Figura 22).



Figura 22 - Estação de preparo de solução floculante.

Após correção de pH, todo o efluente do lavador era bombeado para o interior de um misturador radial em forma de ciclone (Figura 23-esquerda), onde o floculante era injetado e homogeneizado.

A seguir a polpa passava para o compartimento inicial do tanque de decantação, onde a energia hidráulica era reduzida ao mínimo e agitadores de pás lentos forneciam as condições requeridas para a formação dos flocos (Figura 23 - direita).

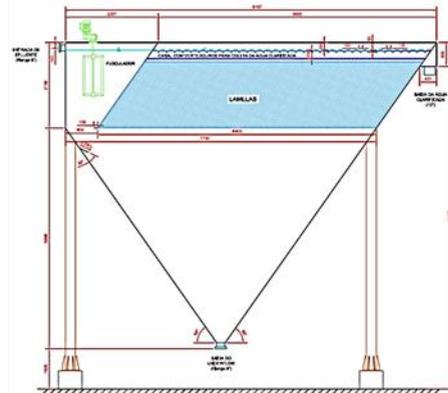
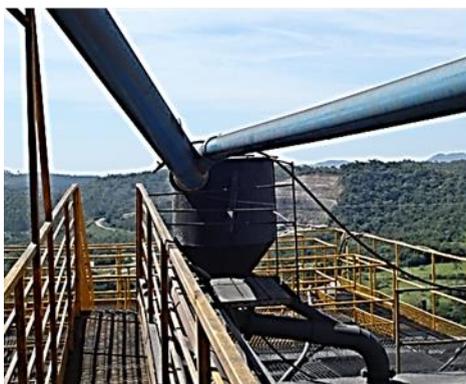


Figura 23 - Misturador radial e croqui mostrando a câmara de floculação e detalhes internos do sedimentador.

Os flocos mais pesados iam se acumulando no fundo enquanto os mais leves sedimentavam dentro das lamelas por onde escoavam e a seguir precipitavam também em direção ao fundo. O líquido clarificado subia através das lamelas e era coletado por calhas distribuídas paralelamente na superfície do sedimentador e conduzido até a tubulação de descarga do equipamento. A lama espessada era retirada através de bomba centrífuga convencional (Figura 24) e enviada até o seu próximo destino, de acordo com o plano de deposição adotado pela empresa. No caso da Mina Barro Branco o espessado era depositado dentro de bacias de decantação pré-existentes.

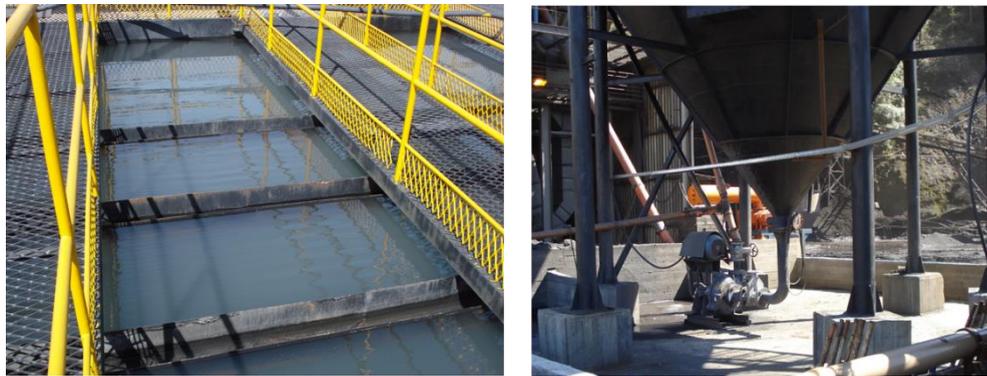


Figura 24 - *Overflow* clarificado e bomba de racalque do *underflow*.

O *overflow* clarificado era despejado no interior de um sistema de amortecimento que alimentava uma calha de medição de vazão onde eram registrados os valores da descarga e coletadas amostras para o controle de qualidade da operação (Figura 25).



Figura 25 - *Overflow* clarificado vertendo no sistema de amortecimento e sendo descarregado em uma calha de medição de vazão tipo Parshall.

Da mesma forma, quando possível, alíquotas do *underflow* eram coletadas na descarga da tubulação de recalque, dependendo da possibilidade de uma amostragem representativa.

A avaliação do resultado da operação de espessamento, quando não havia a possibilidade de medição de vazão e coleta de amostras do *underflow*, era feita usando os dados da alimentação e do *overflow*, facilmente adquiríveis.

$$Q_{\text{entrada}} = Q_{\text{overflow}} + Q_{\text{underflow}} \text{ (m}^3\text{/hora)}$$

$$(\text{Conc.Sol} \times Q)_{\text{entrada}} = (\text{Conc.Sol} \times Q)_{\text{overflow}} + (\text{Conc.Sol} \times Q)_{\text{underflow}} \text{ (g/L)}$$

Os dados construtivos do sedimentador, quando adotada a taxa de aplicação superficial obtida na planta piloto, estabeleceram uma capacidade de tratamento de:

$$4,0 \text{ m}^3\text{/m}^2\text{/h} \times (6,0 \text{ m} \times 9,0 \text{ m}) = \mathbf{216,0 \text{ m}^3\text{/h.}}$$

3.4 RESULTADOS DA OPERAÇÃO INDUSTRIAL

Durante os primeiros meses de operação do sedimentador da usina de beneficiamento da Mina Barro Branco, período em que houve um controle rigoroso da deposição da lama espessada dentro das bacias de decantação, a qualidade das águas clarificadas na chamada bacia de acumulação que alimentava o lavador, manteve o padrão previsto no teste piloto.

O efluente da usina de beneficiamento era descarregado em um tanque com capacidade de 20 m³ equipado com uma bomba centrífuga com potência de 100 CV, encarregada de alimentar o sedimentador. Caso o valor do pH apresentasse valores muito baixos (menores que 6), era iniciada a correção via injeção de leite de cal.

O *overflow* do sedimentador retornava diretamente para a bacia de acumulação situada junto ao lavador para aproveitamento imediato. O *underflow* era bombeado para as bacias de decantação onde os sólidos ficavam retidos e o sobrenadante se juntava ao *overflow* do sedimentador na bacia de acumulação.

Caso o nível da bacia de acumulação atingisse o nível do extravasor, evento verificado em períodos de alta pluviometria, automaticamente uma bomba centrífuga enviava o volume excedente para a ETE – Estação de Tratamento de Efluentes, onde era condicionado aos padrões de qualidade exigidos para descarte final e enviado para o corpo receptor próximo ao pátio operacional da mina.

A Tabela 2 abaixo apresenta o modelo de planilha de controle e os valores operacionais típicos e de qualidade obtidos durante os primeiros meses de operação, entre 2007 e 2008. Pode ser observado que a vazão de alimentação estava acima do valor de projeto.

Tabela 2- Planilha de controle da operação do sedimentador de lamelas com registro da vazão de entrada e o consumo de floculante.

Mês: Março														
Dia	Alimentação			Solução de Floculante						Consumo de Floculante			Horas	
	Vazão da bomba (m ³ /h)	Hs em operação	Vazão total (m ³)	Volume Inicial solução (m ³)	Decantadas	Volume das Bat. (m ³)	Volume preparado (m ³)	Volume Final (m ³)	Volume solução consumido (m ³)	Peso de polímero (g/m ³)	Consumo diário (g)	Média Diária (g/m ³)	Horas disp.	Horas paradas
1	280	0,80	224	3,35	0	5,00	0,00	2,01	1,34	1400	1.876	8,38		
2			0				0,00		0,00		0			
3	280	5,50	1.540	2,01	3	5,00	15,00	5,42	11,59	1400	16.226	10,54	18,50	13,00
4	275	23,05	6.339	5,42	10	5,00	50,00	5,33	50,09	1400	70.126	11,06	18,50	
5	280	18,35	5.138	5,33	8	5,00	40,00	5,08	40,25	1400	56.350	10,97	18,50	0,15
6	305	18,65	5.688	5,08	8	5,00	40,00	6,34	38,74	1400	54.236	9,53	18,50	
7	295	15,35	4.528	6,34	5	5,00	25,00	4,41	26,93	1400	37.702	8,33	18,50	3,15
8			0				0,00		0,00		0			
9			0				0,00		0,00		0			
10	305	16,82	5.130	4,41	8	5,00	40,00	7,18	37,23	1400	52.122	10,16	18,50	1,68
11	310	17,78	5.512	7,18	7	5,00	35,00	5,54	36,64	1400	51.296	9,31	18,50	0,72
12	305	18,62	5.679	5,54	8	5,00	40,00	4,28	41,26	1400	57.764	10,17	18,50	
13	280	22,74	6.367	4,28	10	5,00	50,00	6,22	48,06	1400	67.284	10,57	18,50	
14	300	18,74	5.622	6,22	7	5,00	35,00	6,38	34,84	1400	48.776	8,68	18,50	
15	310	16,60	5.146	6,38	6	5,00	30,00	4,50	31,88	1400	44.632	8,67		
16	305	16,55	5.048	4,50	7	5,00	35,00	6,75	32,75	1400	45.850	9,08		
17	290	6,78	1.966	6,75	3	5,00	15,00	5,71	16,04	1400	22.456	11,42	18,50	11,72
18	310	6,46	2.003	5,71	3	5,00	15,00	6,00	14,71	1400	20.594	10,28	18,50	12,04
19	310	16,61	5.149	6,00	7	5,00	35,00	3,19	37,81	1400	52.934	10,28	18,50	1,89
20	285	11,40	3.249	3,19	6	5,00	30,00	8,52	24,67	1400	34.538	10,63	18,50	7,10
21	305	1,38	421	8,52	0	5,00	0,00	4,96	3,56	1400	4.984	11,84		
22	310	1,16	360	4,96	1	5,00	5,00	7,75	2,21	1400	3.094	8,60		
23			0				0,00		0,00		0			
24	275	14,93	4.106	7,75	7	5,00	35,00	4,79	37,96	1400	53.144	12,94	18,50	3,57
25	295	18,23	5.378	4,79	8	5,00	40,00	5,84	38,95	1400	54.530	10,14	18,50	0,27
26	310	15,75	4.883	5,84	6	5,00	30,00	5,42	30,42	1400	42.588	8,72	18,50	2,75
27	290	19,33	5.606	5,42	8	5,00	40,00	6,00	39,42	1400	55.188	9,84	18,50	
28	305	13,92	4.246	6,00	6	5,00	30,00	7,38	28,62	1400	40.068	9,44	18,50	4,58
29	300	11,42	3.426	7,38	5	5,00	25,00	5,96	26,42	1400	36.988	10,80		
30			0				0,00		0,00		0			
31	305	20,78	6.338	5,96	9	5,00	45,00	5,12	45,84	1400	64.176	10,13	18,50	
Total			109090				780,00		778,23		1.089.522	9,99	370,00	62,62

3.5 DIFICULDADES

A partir do fim de 2007 até meados de 2008 o retorno das bacias de deposição do lodo, responsável pela complementação do volume necessário para a operação da usina, passou a apresentar um aumento de turbidez devido a uma concentração de sólidos crescente.

A causa dessa anomalia foi o assoreamento progressivo das bacias de decantação motivado pelo descompasso entre a quantidade de sólidos enviada e a velocidade de retirada dos sólidos decantados, tarefa realizada por escavadeiras e caminhões basculantes convencionais. Não havendo no interior das bacias a espessura mínima de lâmina de água exigida para que ocorresse a sedimentação, as partículas mais leves começaram a ser arrastadas junto com a descarga do extravasor, comprometendo na sequência a qualidade e a turbidez das águas da bacia de acumulação.

Como esse processo de contaminação nunca foi solucionado, a quantidade de finos presentes no volume de água circulante no lavador cresceu constantemente ao longo do tempo. Em um dado momento a quantidade de sólidos descartados no efluente da planta e enviada ao sedimentador ficou acima da capacidade de projeto, ocasionando a paralização da operação. O sedimentador não havia sido projetado para as condições existentes naquele momento.

Na operação industrial dos sedimentadores verticais necessariamente são utilizados polímeros floculantes que permitem uma redução considerável no tamanho dos equipamentos projetados já que na maioria das vezes 40 % ou mais dos sólidos presentes apresenta granulometria abaixo da malha 325 mesh (0,017 mm). Mantida a condição original da polpa, a velocidade de sedimentação e em consequência o tempo de sedimentação dessas partículas, levaria a dimensões de projeto inviáveis.

Devido às características físicas peculiares do lodo formado, associadas à ação do floculante, há uma tendência da massa de sólidos que deveria escoar e ser retirada pela descarga de fundo, em aderir nas lamelas de uma forma intensa e *sui generis*.

No caso da Mina Barro Branco, o efeito resultante dessa característica especial do lodo floculado associado ao aumento crescente da concentração de sólidos e à sobrecarga da vazão de alimentação, foi a obstrução das lamelas, levando a um gradativo aumento do seu peso uma vez que a limpeza se mostrou impraticável dentro do regime operacional da planta.

Como resultado final houve o desmoronamento dos pacotes de lamelas no interior do sedimentador, inutilizando-as para nova operação (Figura 26). Como se trata de material muito caro, o alto custo de reposição levou a paralização do equipamento, que assim permaneceu até sua transferência para outra unidade mineira da empresa.



Figura 26 - Lamelas obstruídas e desabamento dos pacotes.

O mesmo problema foi relatado à época no sedimentador de lamelas em operação na Carbonífera Metropolitana. A mesma obstrução das lamelas, o mesmo desmoronamento e a inviabilização da sequência de uso do equipamento.

A Tabela 4 abaixo mostra a deterioração sistemática das condições operacionais do sedimentador motivadas pela alteração drástica das características do efluente utilizadas no projeto. O aumento da injeção de floculante em escala cada vez maior (de 7 até 10 g/L), na tentativa de manter a formação de flocos e a clarificação do *overflow*, favoreceu ainda mais a obstrução das lamelas sem que o problema original fosse solucionado.

Da mesma forma pode ser observada a necessidade do aumento constante da injeção de leite da cal na tentativa de controle da acidez do meio em valores cada vez mais elevados.

Tabela 3 - Acompanhamento gráfico da deterioração da operação do espessador de lamelas.

Espessador de lamelas				
Mês	Hs Trabalhadas	Hs Paradas	Vazão Tratada (m ³)	Consumo Floc. Específico (g/m ³)
jul/07	298,29	110,35	70930	7,43
ago/07	332,10	96,90	90574	7,28
set/07	330,61	74,27	80328	8,54
out/07	428,94	37,20	120973	8,36
nov/07	449,70	13,70	129224	7,92
dez/07	288,46	164,84	85711	8,15
jan/08	168,84	283,21	50518	9,20
fev/08	188,00	226,12	53923	9,55
mar/08	367,70	69,70	109090	9,97
abr/08	400,46	51,25	122375	9,43
mai/08	272,59	168,47	80945	9,21
jun/08	251,85	35,67	67322	10,12
jul/08				
ago/08				
set/08				
out/08				
nov/08				
dez/08				

ETE - Estação de Tratamento de Efluentes				
Mês	Hs Trabalhadas	Hs Paradas	Vol Tratado (m ³)	Consumo Calcário Específico (g/m ³)
jan/07	350,09	393,91	42011	88,67
fev/07	441,83	230,17	53020	86,18
mar/07	598,69	145,31	71843	73,42
abr/07	461,80	258,20	55416	82,88
mai/07	482,83	261,17	57940	81,29
jun/07	427,09	292,91	51251	95,47
jul/07	687,57	56,43	82508	93,66
ago/07	738,56	5,44	88627	85,40
set/07	586,73	133,27	70408	92,78
out/07	629,14	114,86	75497	99,58
nov/07	539,84	180,16	64781	83,58
dez/07	439,32	304,68	52718	95,48
jan/08	437,72	306,28	52526	162,00
fev/08	309,10	386,90	37092	88,00
mar/08	343,58	400,42	41229,6	187,00
abr/08	428,38	291,62	51406	188,40
mai/08	406,94	337,06	48833	259,50
jun/08	279,96	440,24	33571	178,60

Consumo Floculante Específico (g/m³)

Mês	Consumo Floc. Específico (g/m ³)
jul/07	7,43
ago/07	7,28
set/07	8,54
out/07	8,36
nov/07	7,92
dez/07	8,15
jan/08	9,20
fev/08	9,55
mar/08	9,97
abr/08	9,43
mai/08	9,21
jun/08	10,12
ago/08	
set/08	
out/08	
nov/08	
dez/08	

Consumo Calcário Específico (g/m³)

Mês	Consumo Calcário Específico (g/m ³)
jan/07	88,67
fev/07	86,18
mar/07	73,42
abr/07	82,88
mai/07	81,29
jun/07	95,47
jul/07	93,66
ago/07	85,40
set/07	92,78
out/07	99,58
nov/07	83,58
dez/07	95,48
jan/08	162,00
fev/08	88,00
mar/08	187,00
abr/08	188,40
mai/08	259,50
jun/08	178,60

A partir desse evento foi levantada a hipótese de operação do mesmo tanque metálico sem a presença dos tubos retangulares, no caso, as lamelas. O objetivo era verificar se o processo de clarificação do efluente da usina continuaria a ser alcançado e qual seria a eventual perda de capacidade resultante da modificação.

No caso particular da Rio Deserto, o sedimentador voltou a operar quando foi transferido para a Mina Cruz de Malta, à época em implantação em Treviso, SC, por esgotamento da reserva de carvão mineral da Mina Barro Branco. Não foi possível levantar dados operacionais uma vez que o modelo foi substituído logo em seguida devido a alteração dos parâmetros de descarga da usina de beneficiamento, que tornaram o equipamento subdimensionado.

A avaliação da performance do sedimentador sem as lamelas foi realizada nos equipamentos da Carbonífera Metropolitana, que usa o mesmo modelo pioneiro da Rio Deserto.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

O estudo experimental deste trabalho foi conduzido nos sedimentadores em operação na Carbonífera Metropolitana que utilizam o modelo similar ao da Mina Barro Branco da Rio Deserto, porém sem os pacotes de lamelas. As dimensões construtivas de cada sedimentador são as mesmas, ou seja, área superior de 6,0 x 9,0 m e altura de 12,0 m.

O sistema é constituído por três unidades iguais (Figura 27), cada uma processando aproximadamente 250 m³/hora de efluente proveniente do lavador de carvão da Mina Fontanela.



Figura 27 - Conjunto de espessadores da Mina Esperança, Treviso SC.

À época, duas unidades operavam como sedimentadores e uma unidade como tanque de armazenamento e alimentação dos filtros-prensa. São 499 m³/hora de efluente do lavador comportando 26 t/hora de sólidos.

Como particularidade da empresa, o objetivo do sistema de sedimentação não está voltado apenas para a concentração dos sólidos presentes no *underflow*, mas também para o condicionamento do *overflow* para descarte final em corpo receptor (no caso o Rio Mãe Luzia), quando necessário.

O efluente do lavador da Carbonífera Metropolitana consiste em uma polpa formada por água e rejeitos finos do beneficiamento do carvão mineral com granulometria abaixo de 1,0 mm, que são basicamente siltitos, argilitos, diabásio com minerais como quartzo, calcita, pirita, argilas e ainda uma parcela de carvão mineral associada.

A interligação da descarga da usina com conjunto de sedimentador é realizada por uma tubulação lançada em superfície com diâmetro útil de 10 polegadas. Um conjunto formado por três calhas Parshall reparte o caudal de forma que cada sedimentador em operação receba a mesma quantidade de alimentação (Figura 28). As calhas Parshall informam com boa precisão o volume da alimentação e é o local onde é feita a correção do pH para acima de 9,0, via injeção de leite de cal.



Figura 28 - Calhas Parshall de medição do fluxo de entrada nos espessadores.

A seguir o efluente é bombeado para condicionadores de polpa, instalados na entrada de cada sedimentador (Figura 29), onde é feita a injeção de polímeros que têm por finalidade a floculação das partículas sólidas suspensas favorecendo a ação da gravidade e em consequência levando a uma maior velocidade de sedimentação.



Figura 29 - Tanque condicionamento da polpa com floculantes.

Após a etapa de floculação a polpa segue por gravidade para o interior dos sedimentadores onde se dá a sedimentação dos sólidos que se acumulam no fundo. Bombas centrífugas transferem a polpa adensada (*underflow*) para o interior do terceiro sedimentador, que regula a alimentação do sistema de filtros prensa, composto por uma unidade de fabricação chinesa Jingjin com 74 placas de 2,0 x 2,0 metros e duas unidades da marca Andritz com 60 placas 1,0 x 1,0 m (Figura 30).

Os rejeitos finos prensados são finalmente transportados por caminhões basculantes para o depósito ou pilhas de rejeito, onde são dispostos em conjunto com os rejeitos grossos.



Figura 30 - Filtros-prensa.

O clarificado dos filtros prensa se junta ao *overflow* dos sedimentadores.

O *overflow* dos decantadores transborda para dentro de calhas de coleta dispostas ao longo da superfície superior do equipamento e, depois de ter sua vazão medida por um segundo sistema de calhas tipo Parshall (Figura 31), é encaminhado para uma bacia de polimento onde, em caso de necessidade de descarte, as eventuais adequações são tomadas.

Na maior parte do tempo o clarificado retorna para alimentação do lavador, configurando o chamado circuito fechado. O descarte para fora do pátio da empresa normalmente se dá em épocas chuvosas.



Figura 31 - Superfície dos sedimentadores mostrando os vertedouros de esgotamento e as calhas de medição de vazão do clarificado.

As soluções de leite de cal e de floculante são processadas em uma instalação própria junto ao conjunto de sedimentadores (Figura 32) de onde são enviadas aos pontos de injeção via bombas dosadoras equipadas com inversores de frequência.



Figura 32 - Sistema de preparação de leite de cal e solução floculante.

4.1 AQUISIÇÃO DE DADOS

Independente da classificação teórica, espessador ou clarificador, o objetivo procurado pelas empresas ao utilizarem esse tipo de equipamento é o melhor balanço entre um *overflow* clarificado e um *underflow* espesso. Alcançar essa meta passa necessariamente pela caracterização detalhada do efluente de forma que se encontre e dimensione o modelo adequado para cada caso.

Essa avaliação não fez parte desse trabalho. O interesse foi focar nos resultados alcançados e verificar sua utilidade para a empresa. Para tanto foi estabelecido um programa de coleta de dados e amostras, autorizado e realizado com auxílio dos funcionários que operam o sistema, de modo que os resultados obtidos fossem representativos para análise e avaliação.

Os dados coletados para o estudo têm a finalidade de avaliar a concentração de sólidos contidos no efluente da planta, verificar a capacidade de clarificação e espessamento dos sedimentadores, e levantar os valores de entrada e saída de alguns parâmetros controlados pela Resolução CONAMA 430/2011, indicadores da viabilidade ou não da operação do sistema como estação de tratamento de efluentes líquidos. São eles:

Alimentação

- Vazão (m³/hora)
- Concentração de sólidos totais (g/L)
- pH
- Acidez (mg/L)
- Metais dissolvidos (Al, Fe e Mn, mg/L)
- Granulometria das partículas

Underflow

- Vazão (m³/hora)
- Concentração de sólidos totais (g/L)

Overflow

- Vazão (m³/hora)
- Concentração de sólidos totais (g/L)
- Sólidos sedimentáveis (g/L)
- Turbidez (NTU)
- pH
- Metais dissolvidos (Al, Fe e Mn, mg/L)

4.2 METODOLOGIA DE COLETA DAS AMOSTRAS

As amostras foram coletadas durante dezoito dias úteis consecutivos. O horário da coleta procurou ser aquele no qual a usina operava em regime contínuo e as alíquotas ao longo da operação.

A coleta da alimentação foi realizada antes do ponto de injeção do leite de cal, usando um recipiente com tampa e mergulhado ainda tampado no efluente, com a abertura no sentido do fluxo. Em seguida retirou-se a tampa durante aproximadamente 3 segundos e foi novamente tampado. A operação foi repetida até alcançado o volume de 2 litros.

O *overflow* foi coletado diretamente no caudal de descarga com um recipiente adaptado ao local, até completar 2 litros.

A amostra do *underflow* foi coletada na descarga da bomba tomando o cuidado de que não houvesse o transbordo no recipiente, de modo que a amostra fosse representativa da real concentração e do padrão dos sólidos espessados. A amostra também foi de 2 litros.

4.3 MÉTODOS ANALÍTICOS

Os itens pesquisados foram analisados no LACQA – Laboratório de Análises Químicas e Ambientais da SATC – Associação Beneficente da Indústria Carbonífera de Santa Catarina.

- pH – medidor de pH – realizado em duplicata.
- Sólidos sedimentáveis – método Cone de Inhoff - mínimo detectável 1 mg/L- duplicata.
- Sólidos totais – método gravimétrico – mínimo detectável 10 mg/L – duplicata.
- Turbidez – método nefelométrico – mínimo detectável 0,00 NTU – duplicata.
- Acidez – método titulométrico – mínimo detectável 1 mg/L – duplicata.
- Metais dissolvidos – ICP OES – mínimo detectável 0,00 mg/L – duplicata.
- Granulometria – peneiramento a seco.

Todas as metodologias analíticas seguiram, com exceção da análise granulométrica, o “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 2005).

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os valores das vazões da alimentação, *overflow* e *underflow* foram considerados constantes (Tabela 5) porque o nível observado nas calhas de medição varia bastante devido a turbulência existente, porém sempre dentro da mesma amplitude. A constância registrada nos parâmetros de operação da planta (alimentação e volume da água) é suficiente para permitir a aplicação desse critério.

As vazões médias obtidas são as seguintes:

$$Q_{\text{entrada}} = 499 \text{ m}^3/\text{hora}$$

$$Q_{\text{overflow}} = 325 \text{ m}^3/\text{hora}$$

$$Q_{\text{underflow}} = 174 \text{ m}^3/\text{hora}$$

Aliando os dados operacionais aos dados construtivos acima descritos, o valor encontrado para a taxa de aplicação superficial dos sedimentadores da Metropolitana é de **4,63 m³/m²xh.**

5.1 CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS E GRANULOMETRIA.

O valor médio registrado na alimentação dos sedimentadores (Tabela 4) foi de 52,7 g/L, variando de 24,0 a 74,0 g/L, compatível com os valores medidos anteriormente em outros equipamentos similares operando em minas da região (50,0 a 70,0 g/L em média).

Tabela 4 - Vazão e concentração de sólidos na entrada e saída do sedimentador.

data	Alimentação		Underflow		Overflow	
	vazão	Conc.Sol.	vazão	Conc.Sol.	vazão	Conc.Sol.
	m ³ /hora	g/litro	m ³ /hora	g/litro	m ³ /hora	g/litro
02/ago	499	60	174	126	325	4
03/ago	499	36	174	305	325	4
04/ago	499	44	174	108	325	5
05/ago	499	24	174	40	325	4
08/ago	499	52	174	123	325	4
09/ago	499	46	174	85	325	4
10/ago	499	50	174	100	325	4
11/ago	499	63	174	101	325	4
15/ago	499	54	174	68	325	4
16/ago	499	60	174	64	325	4
17/ago	499	60	174	98	325	4
18/ago	499	63	174	172	325	4
19/ago	499	27	174	34	325	4
22/ago	499	45	174	24	325	4
23/ago	499	64	174	50	325	4
24/ago	499	62	174	25	325	4
25/ago	499	74	174	40	325	4
26/ago	499	65	174	75	325	4
MÉDIA		52,72		91,00		4,06
D.PADRÃO		13,22		64,83		0,23
MÁXIMO		74,00		305,00		5,00
MÍNIMO		24,00		24,00		4,00

Para o *underflow* a média ficou em 91,0 g/L, variando entre 24,0 e 305,0 g/L. Os valores mais baixos registrados na campanha podem se referir a períodos nos quais a planta estava em processo de circulação de água para limpeza e descarga dos equipamentos ou com pouca alimentação, procedimento comumente aplicado no carvão. De qualquer forma foram utilizados para efeito da avaliação da operação.

Considerando a dificuldade de se obter uma amostra representativa do *underflow* e o cálculo teórico baseado nas coletas da alimentação e *overflow*, a concentração de sólidos real deve girar em torno de 150 g/L, acima do valor médio extraído da tabela.

O *overflow* apresentou uma concentração média de 4,06 g/L com uma constância importante para o sucesso do processo de clarificação esperado dos sedimentadores. Em dezessete dias o valor medido foi 4,0 g/L e em apenas um dia o valor subiu para 5,0 g/L.

Os dados levantados informam que a carga de sólidos média carregada pelo efluente do lavador de carvão é de aproximadamente 27,46 toneladas por hora. Desse total 26,16 t/h são encaminhadas para o filtro prensa e o restante, 1,30 t/h, segue com o *overflow*.

A granulometria dos rejeitos finos é limitada pela abertura das telas de desaguamento do lavador. Durante a operação há um desgaste natural que leva a um aumento gradual na abertura original das telas e que é limitado, no caso da Metropolitana, em 1,0 mm. Após atingir esse valor as telas são substituídas.

A Tabela 5 apresenta o resultado das análises granulométricas, acumuladas semanalmente.

Tabela 5 - Análises granulométricas da alimentação dos sedimentadores.

Granulometria	1ª semana	2ª semana	3ª semana	4ª semana	MÉDIA
(mm)	Percentual retido (%)				(%)
> 0,246	25,84	18,81	12,61	18,05	18,83
0,246 x 0,074	28,65	30,27	34,24	35,12	32,07
< 0,074	45,51	50,92	53,15	46,83	49,10
Total	100	100	100	100	100,00

O material retido na malha 60 mesh (0,246 mm) apresentou um valor relativamente alto devido ao método de análise empregado, que foi o peneiramento a seco. De qualquer forma a informação mais importante é o alto percentual de finos abaixo da malha 200 mesh (0,074 mm).

5.2 CÁLCULO DA ÁREA DO SEDIMENTADOR

Baseado nos dados operacionais levantados no estudo, foi aplicado o método gráfico da Talmage e Fitch para verificação da sua correspondência com as dimensões dos sedimentadores da Carbonífera Metropolitana.

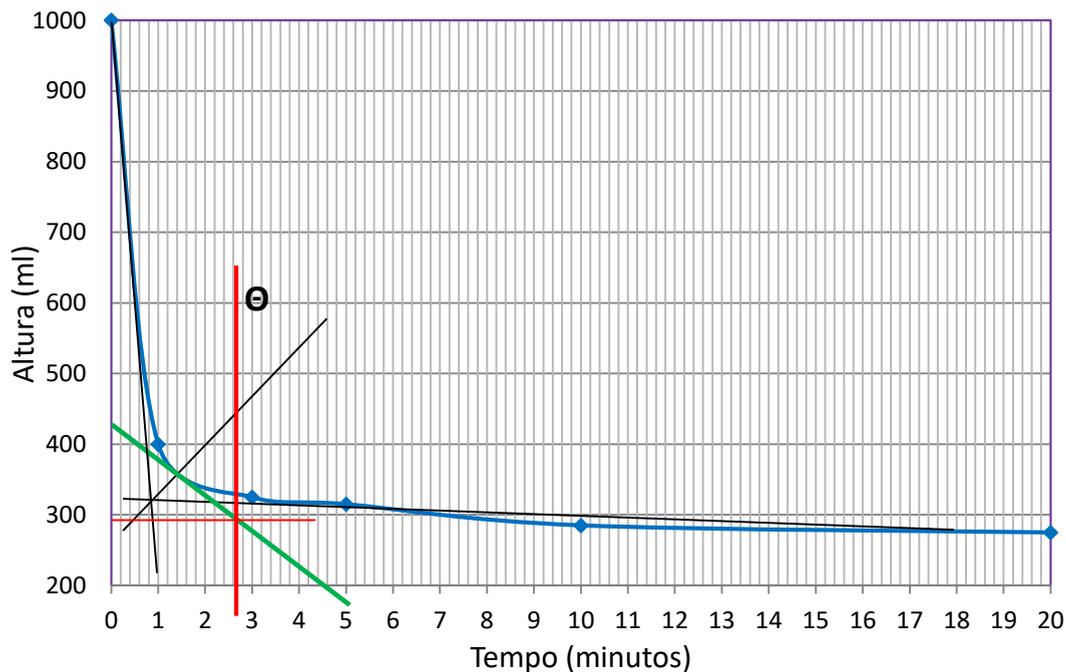


Figura 33 - Método gráfico de Talmage e Fitch

A curva de sedimentação apresentada na Figura 33 foi construída a partir de uma única amostragem, o que pode implicar em alguma imperfeição na análise. Esse fato deve ser relevado no presente estudo já que a sua intenção não está voltada ao dimensionamento dos equipamentos e sim na sua performance como espessador e clarificador.

Os valores utilizados para o cálculo foram extraídos dos dados coletados no campo e da curva de sedimentação utilizada:

$$Q_A * C_A = 13,25 \text{ t/h}$$

$$Z_0 = 1000 \text{ mL} = 0,31 \text{ m}$$

$$C_0 = 0,053 \text{ t/m}^3$$

$$\Theta_e = 2,7 \text{ min} = 0,045 \text{ h}$$

Para a obtenção valor Θ_e foi utilizado o volume de 300 mL que corresponde à concentração requerida, ou seja, 150 g/L.

Aplicando a fórmula para o cálculo da área mínima:

$$S_{\min} = \frac{Q_A C_A \Theta_E}{C_0 Z_0}$$

$$S_{\min} = 36,29 \text{ m}^2$$

Comparando com a área de cada sedimentador, que é de 54,0 m², pode ser concluído que operam com um coeficiente de segurança da ordem de 49,0 %, dentro da margem recomendada pela literatura.

5.3 ANÁLISES QUÍMICAS E APARÊNCIA.

Os dados procurados na campanha de amostragem da alimentação foram o pH e as concentrações de acidez, alumínio, ferro e manganês dissolvidos. No *overflow* foram analisados além desses itens, a turbidez e sólidos sedimentáveis (Tabela 6).

Tabela 6- Análises dos parâmetros pesquisados na entrada e no *overflow* dos sedimentadores.

data	Alimentação					Overflow					
	pH	Acidez mg/L	Al mg/L	Fe mg/L	Mn mg/L	pH	Turbidez NTU	Sól. Sed. mg/L	Al mg/L	Fe mg/L	Mn mg/L
02/ago	7,5	19,0	0,11	0,11	2,78	11,4	14,7	N.D	0,3	0,07	N.D.
03/ago	7,5	42,4	0,14	0,11	3,06	12,1	11,2	N.D	0,67	0,06	N.D.
04/ago	6,1	153,0	0,20	30,58	9,51	12,1	6,9	N.D	0,66	0,23	0,04
05/ago	6,1	179,0	0,20	38,53	10,03	10,3	4,9	N.D	0,11	0,12	0,02
08/ago	6,4	114,0	0,10	0,05	11,89	11,6	4,8	N.D	0,34	0,03	0,01
09/ago	6,4	117,0	0,07	16,67	12,53	10,1	4,1	N.D	0,14	0,09	0,05
10/ago	6,6	91,0	0,12	2,42	10,56	9,8	9,9	N.D	0,18	0,01	0,29
11/ago	6,2	116,0	0,23	17,56	13,08	9,2	10,3	N.D	0,26	0,04	1,12
15/ago	6,4	116,6	0,12	11,15	11,94	9,6	7,2	N.D	0,32	0,08	0,68
16/ago	6,0	196,1	0,13	23,74	12,80	8,9	10,2	N.D	0,37	0,05	0,96
17/ago	6,9	44,0	0,65	0,51	4,51	9,6	13,3	N.D	0,56	0,07	0,31
18/ago	6,3	146,0	0,10	22,83	12,12	9,8	6,3	N.D	0,27	0,15	0,36
19/ago	6,8	42,0	0,08	3,38	4,52	10,2	9,3	N.D	0,22	0,06	0,13
22/ago	6,0	161,0	0,24	27,40	11,35	9,8	7	N.D	0,44	0,1	0,38
23/ago	7,0	42,4	0,10	0,08	8,80	9,4	11,3	N.D	0,75	0,08	0,3
24/ago	6,6	90,1	0,18	1,73	11,66	9,2	8,6	N.D	0,64	0,25	0,62
25/ago	6,5	115,0	0,06	0,04	12,12	9,1	11,7	N.D	0,37	0,02	0,8
26/ago	7,7	37,0	0,10	0,04	1,35	9,5	17,9	N.D	0,2	0,06	0,08
		MÉDIA	0,16	10,94	9,15			MÉDIA	0,38	0,09	0,38
		D.PADRÃO	0,13	12,54	3,86			D.PADRÃO	0,19	0,06	0,34
		MÁXIMO	0,65	38,53	13,08			MÁXIMO	0,75	0,25	1,12
		MÍNIMO	0,06	0,04	1,35			MÍNIMO	0,11	0,01	0,01

Os valores limites de emissão previstos na Resolução CONAMA 430, de 13 de maio de 2011, estão abaixo listados. Turbidez e o Alumínio, mesmo não previstos na legislação, foram medidos uma vez que são tradicionalmente monitorados na região.

- pH – entre 5 e 9
- Sólidos sedimentáveis – máx. 1,0 mL/L
- Ferro – menor que 15 mg/L
- Manganês – menor que 1,0 mg/L

5.3.1 pH

O valor do pH da alimentação variou de um mínimo de 6,0 até 7,5. A expectativa, baseada nos dados históricos da região, era de um valor de pH muito menor que traria consigo valores altos de acidez. A variação registrada de acidez ficou entre 42,4 e 179,0 mg/L eq. CaCO₃, valores relativamente baixos. O retorno de parte do *overflow* dos espessadores para

abastecimento do lavador, associado à capacidade inerente das camadas de carvão catarinense de elevar o pH da água do processo devido a presença de minerais com características básicas, mantiveram os valores de pH da alimentação próximos da neutralidade e, em consequência, índices de acidez abaixo do esperado.

Após a injeção de leite de cal para elevação do pH, necessária para a redução dos teores de Manganês, o pH do *overflow* variou de 9,1 a 12,1. Sob o ponto de vista legal esse valor deve ser corrigido antes do descarte, para no máximo 9,0.

5.3.2 Sólidos Sedimentáveis e Turbidez

Os parâmetros sólidos sedimentáveis e turbidez foram monitorados somente no *overflow*.

A resolução que regula a qualidade de um efluente para que possa ser descartado em corpos receptores limita em 1,0 mL/L a presença de sólidos sedimentáveis medidos em Cone de Inhoff durante 1,0 hora. Todas as amostras do *overflow* submetidas ao teste apresentaram valor não detectado.

Quanto à turbidez não há previsão de limites na legislação ambiental. As análises diárias registraram valores que variaram de um mínimo de 4,1 NTU até um máximo de 17,9 NTU. De acordo com os padrões visuais disponíveis e apresentados na Figura 34, o efluente apresenta um aspecto totalmente límpido.

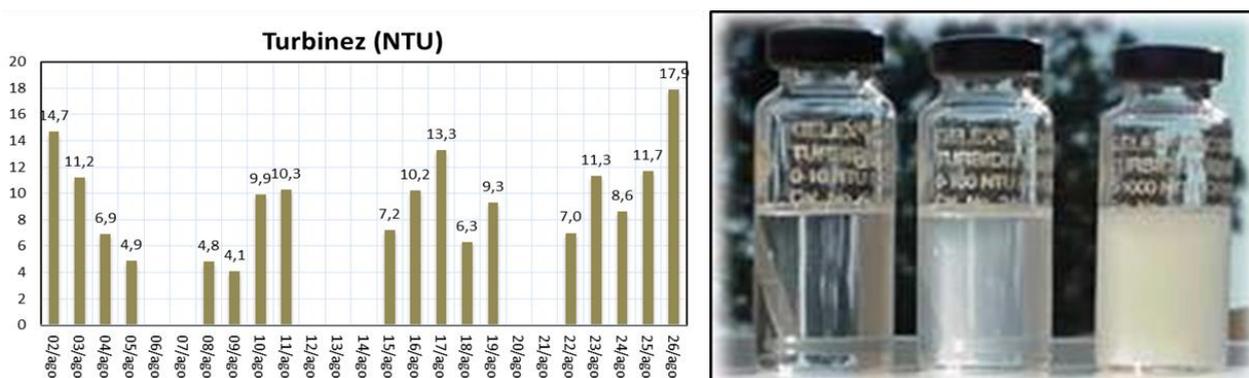


Figura 34 - Valores medido e padrões de turbidez de 5, 50 e 500 NTU

5.3.3 Ferro e Manganês

O caminho percorrido pelas águas na natureza condiciona as impurezas que elas adquirem. Às vezes, além de compostos de ferro, ocorrem também impurezas de manganês.

Segundo Richter e Azevedo Netto (1991), teores elevados de ferro são encontrados com maior frequência nos seguintes casos:

- Águas superficiais, com matéria orgânica, nas quais o ferro se apresenta ligado ou combinado com a matéria orgânica e, frequentemente, em estado coloidal;
- Águas subterrâneas (poços, fontes e galerias de infiltração), agressivas (pH baixo, ricas em gás carbônico e sem oxigênio dissolvido), sob a forma de bicarbonato ferroso dissolvido;
- Águas poluídas por certos resíduos industriais ou algumas atividades de mineração.

O ferro e o manganês quando encontrados em águas naturais de baixo pH e na ausência de oxigênio, estão sob formas quimicamente reduzidas (Fe^{+2}), solúveis, as quais são invisíveis. Quando o material é oxidado pela aeração ou pela aplicação de cloro, os elementos são precipitados conferindo a água uma aparência de vermelho a preto no caso de presença de ferro, e de púrpura a preto no caso de concentrações de manganês.

De acordo com O'Connors (1971), o ferro e manganês podem ser precipitados como carbonatos em águas contendo alcalinidade pela adição de cal (Ca(OH)_2) ou soda cáustica (NaOH).

A Figura 35 apresenta a solubilidade das espécies de Fe(II) , Mn(II) e Fe(III) para concentração molar total de carbonato de 10^{-3} M.

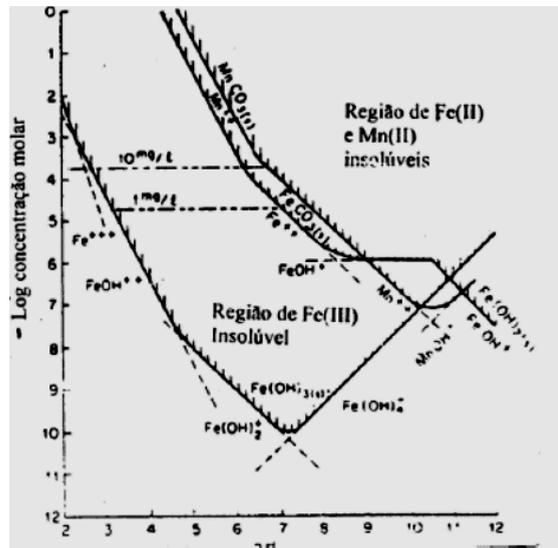


Figura 35 - Solubilidade das espécies Fe(II), Mn(II) e Fe(III). Fonte: Adaptado de O'Connors (1971).

A Figura 36 apresenta os valores medidos de ferro na alimentação e no *overflow* do espessador. Na alimentação a variação ficou entre 0,04 e 38,53 g/L e no *overflow* 0,01 e 0,25 mg/L. Pode-se observar uma alta eficiência de remoção do equipamento, atingindo facilmente os valores previstos na legislação para lançamento em corpo hídrico.

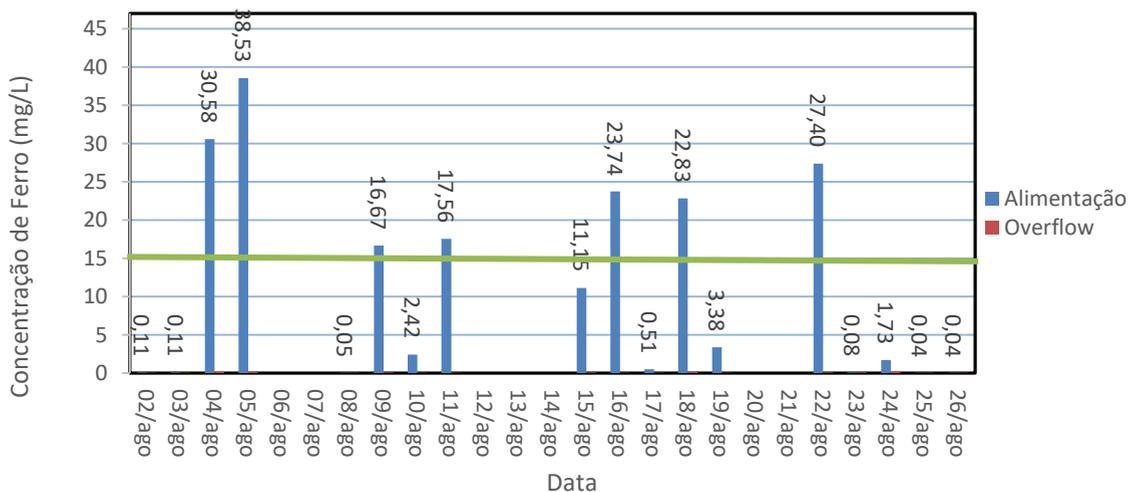


Figura 36- Gráfico comparativa das concentrações de Fe.

Para precipitar o Mn, a operação diária mostra que é necessário elevar o pH para valores ao redor de 9,4. A concentração de Mn dissolvido medida ficou entre 1,35 a 13,08 mg/L

na alimentação e de N.D. a 0,96 mg/L no *overflow* (Figura 37), valores que atendem a exigência da legislação ambiental que limita em 1,0 mg/L. O ponto a ser observado, como mencionado anteriormente, é o valor do pH do *overflow*, que por estar acima do limite imposto (pH = 9,0), leva à necessidade de um novo ajuste após a saída do sistema de espessadores quando for necessário o descarte para fora do pátio operacional.

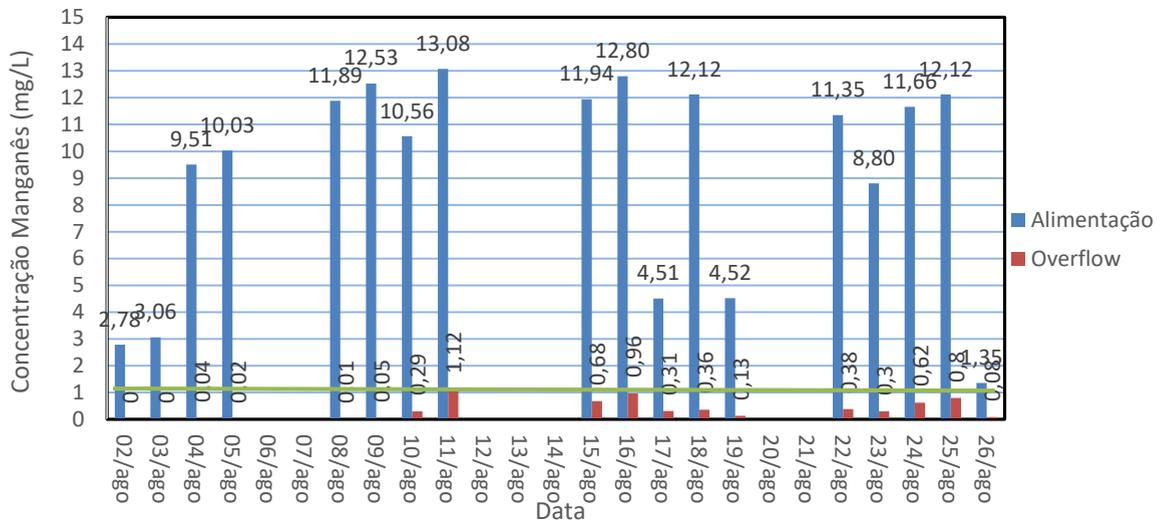


Figura 37 - Gráfico comparativo das concentrações de Mn.

5.3.4 Alumínio

Parâmetro não controlado, mas que pela sua presença importante nas águas impactadas pela mineração de carvão catarinense, foi levado em consideração na sua forma dissolvida. Na alimentação foi registrada uma variação 0,06 a 0,65 mg/L influenciada pelos valores de pH próximos a neutralidade (Figura 38). A surpresa ficou por conta do aumento da concentração no *overflow*, ou seja, após a elevação do pH, que apresentou valores que variaram entre 0,11 e 0,75 mg/L. Em apenas dois dos dezoito dias da campanha a concentração de Al dissolvido no *overflow* foi menor que na alimentação.

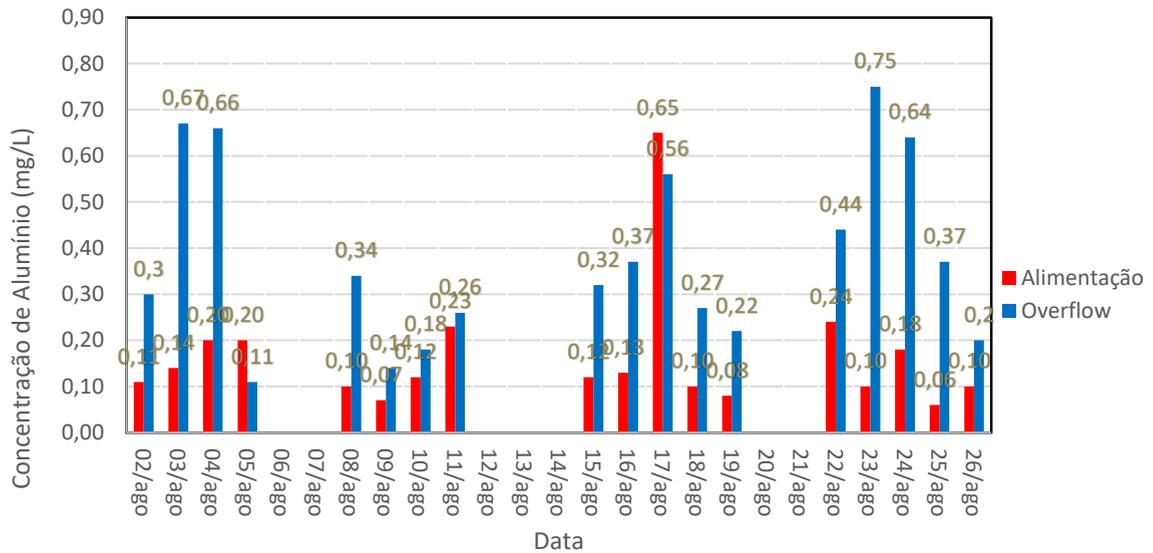


Figura 38 - Gráfico comparativo das concentrações de Al.

A Figura 39 apresenta um gráfico onde pode ser vista a curva de solubilização do Alumínio que, de um modo geral, aumenta em valores maiores de pH, o que pode explicar o fenômeno detectado na pesquisa.

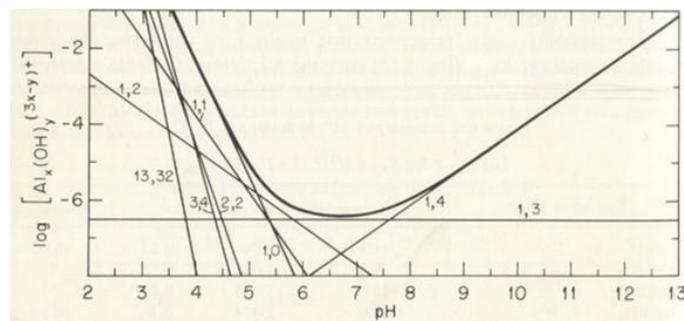


Figura 39 - Diagrama de especiação do Al (III) e curva de solubilidade.

5.4 CORRELAÇÕES PH X CONCENTRAÇÕES DE METAIS

De acordo com os resultados encontrados, é possível correlacionar as concentrações dos metais ferro, alumínio e manganês em função do pH do meio.

5.4.1 Ferro dissolvido

No caso do ferro, pode ser observado que acima do pH 6,4 as concentrações caem abaixo do limite de 15,0 mg/L exigido pela legislação ambiental, inclusive na alimentação, que apresenta valores perto da neutralidade (Figura 40).

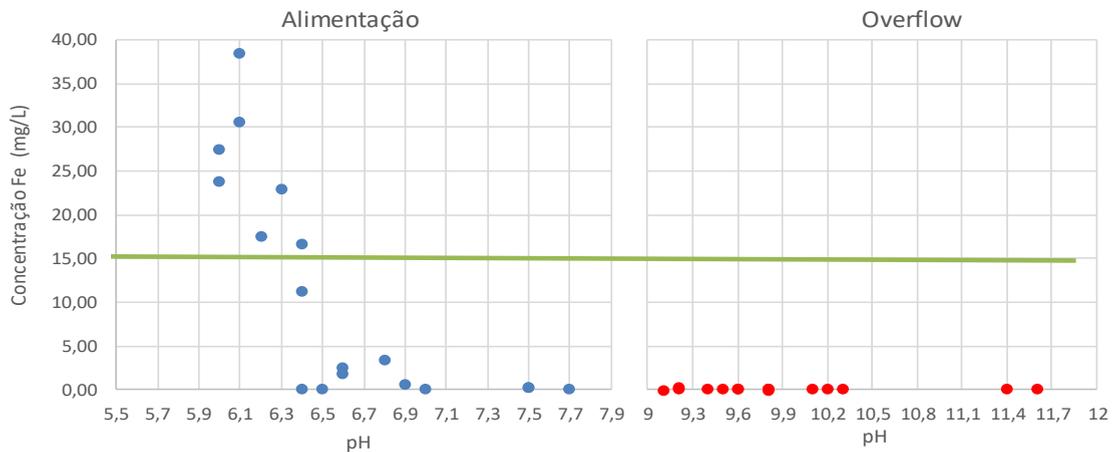


Figura 40 - Comparativo entre a concentração de Fe e o pH da alimentação e do *overflow*.

5.4.2 Manganês dissolvido.

Como era esperado o manganês na alimentação apresenta valores elevados, já que não há precipitação em pH em torno da neutralidade. Após a elevação do pH acima de 9,0 o manganês residual presente no efluente dos espessadores (*overflow*) não ultrapassa a limitação da legislação ambiental de 1,0 mg/L (Figura 41).

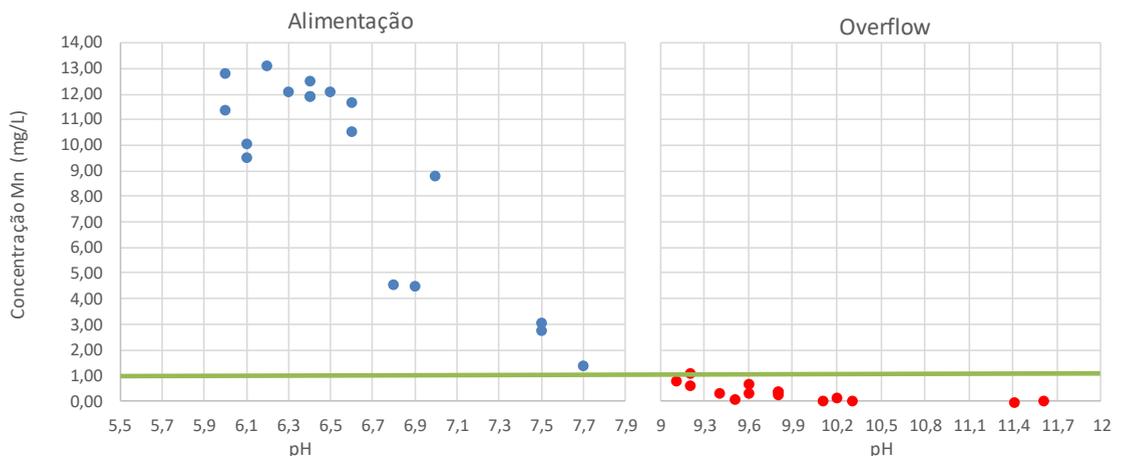


Figura 41 - Gráfico comparativo entre a concentração de Mn e o pH da alimentação e do *overflow*.

5.4.3 Alumínio dissolvido.

Apesar do registro inesperado, que apontou valores maiores de alumínio no *overflow* quando comparados com os da alimentação, a informação mais importante é que a presença do metal é baixa, isso porque em nenhuma análise a concentração ultrapassou o valor 1,0 mg/L (Figura 42).

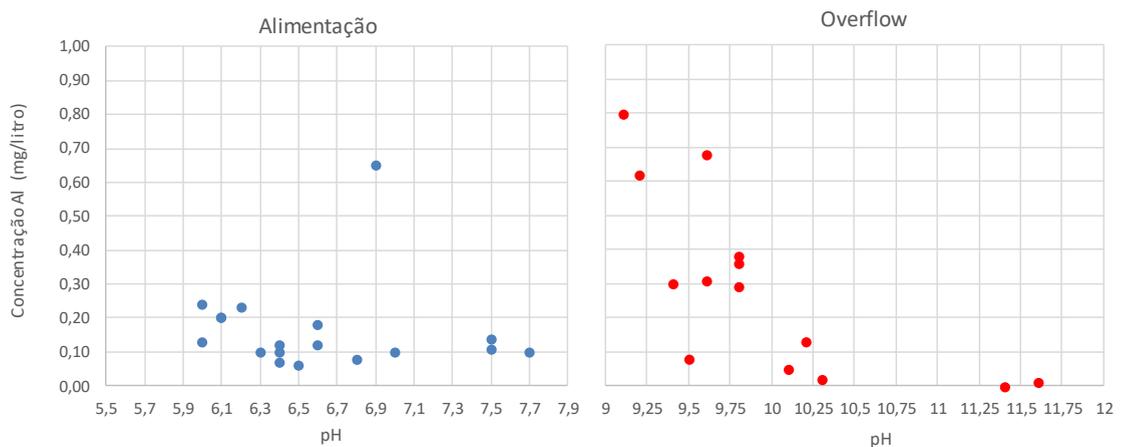


Figura 42 - Gráfico da relação entre a concentração de Al dissolvido e o pH da alimentação e do *overflow*.

5.5 CONSUMO DE REAGENTES E CUSTOS DO PROCESSO

O condicionamento da polpa que alimenta os sedimentadores, necessário para que seja alcançado o rendimento desejado, como já indicado acima, se dá pela adição de leite de cal para elevação do pH e de uma solução floculante para que as partículas sólidas, principalmente aquelas mais finas, se agreguem e fiquem mais sensíveis a ação da gravidade.

Os valores de consumo, rendimento e custo dos aditivos são apresentados na Tabela 7 abaixo.

Tabela 7 – Tabela do consumo de reagentes

data	Leite de cal				Polímero				
	vazão	Concentração	Consumo	Consumo	vazão	Concentração	Consumo	Fornecedor	consumo
	m³/hora	g/litro	kg/hora	g/m3	m³/hora	g/litro	kg/h	Tipo	g/m3
02/ago	1,67	0,126	210,14	421,13	2,47	1,67	4,12	ZNC	8,26
03/ago	1,67	0,126	210,14	421,13	2,47	1,67	4,12	ZNC	8,26
04/ago	1,67	0,126	210,14	421,13	2,47	1,67	4,12	ZNC	8,26
05/ago	1,67	0,126	210,14	421,13	2,47	1,67	4,12	ZNC	8,26
08/ago	1,67	0,126	210,14	421,13	2,47	1,67	4,12	ZNC	8,26
09/ago	1,67	0,126	210,14	421,13	2,47	0,77	1,89	GE	3,79
10/ago	1,67	0,126	210,14	421,13	2,47	0,83	2,06	GE	4,12
11/ago	1,67	0,126	210,14	421,13	2,47	0,83	2,06	GE	4,12
15/ago	1,67	0,126	210,14	421,13	2,47	1,67	4,12	ZNC	8,26
16/ago	1,67	0,126	210,14	421,13	2,47	1,67	4,12	ZNC	8,26
17/ago	1,67	0,126	210,14	421,13	2,47	1,60	3,96	ZNC	7,93
18/ago	1,67	0,126	210,14	421,13	2,47	1,60	3,96	ZNC	7,93
19/ago	1,67	0,126	210,14	421,13	2,47	1,60	3,96	ZNC	7,93
22/ago	1,67	0,126	210,14	421,13	2,47	1,60	3,96	ZNC	7,93
23/ago	1,67	0,126	210,14	421,13	2,55	1,67	4,25	ZNC	8,52
24/ago	1,67	0,126	210,14	421,13	2,60	1,00	2,60	GE	5,21
25/ago	1,67	0,126	210,14	421,13	2,60	1,00	2,60	GE	5,21
26/ago	1,67	0,126	210,14	421,13	2,60	1,00	2,60	GE	5,21
			Consumo médio calcáreo:	421,13	g/m3	Consumo médio GE (AP1120P):	4,61	g/m3	
			Preço médio calcáreo:	0,37	R\$/kg	Consumo médio ZNC (PA3040):	8,17	g/m3	
			Custo médio calcáreo:	0,16	R\$/m³	Preço médio GE:	18,17	R\$/kg	
						Preço médio ZNC:	13,9	R\$/kg	
						Custo médio GE:	0,08	R\$/m³	
						Custo médio ZNC:	0,11	R\$/m³	

O leite de cal é preparado em bateladas contendo uma mistura de calcário finamente moído e água a uma concentração de 0,126 kg/L, transferido para tanque de armazenamento e injetado no sistema de sedimentadores através de bombas dosadoras. O preço médio do calcário é de R\$ 0,37 /kg, gerando um custo médio de neutralização de R\$ 0,16 /m³ de efluente a tratar. A uma vazão de 1,67 m³/h e considerando 20 horas diárias e 25 dias trabalhados, a empresa consome 105 toneladas de calcário e desembolsa em torno de R\$ 40.000,00 nessa operação.

Os floculantes também são adquiridos na forma sólida, misturados com água, preparados em bateladas, transferidos para tanque de armazenamento e injetados no sistema via bombas dosadoras. As concentrações da solução floculante variam conforme o fornecedor e, principalmente, com a concentração de sólidos na alimentação. A Metropolitana trabalha com a GE – Water and Process Technologies do Brasil, que fornece o PA 3040, e a ZNC – Indústria e Comércio de Produtos Químicos Ltda., que fornece o AP 1120-P, ambos aniônicos.

O preço do PA 3040 é R\$ 18,17 / kg e consome 4,61 g /m³, gerando um custo de R\$ 0,08 /m³ de efluente da planta que alimenta os espessadores. Por sua vez o AP 1120-P tem

preço de R\$ 13,90 / kg, consome 8,17 g /m³ gerando um custo de R\$ 0,11 /m³. O produto da GE, apesar de ter um valor unitário mais alto do que o produto da ZNC, apresenta uma relação custo benefício superior. Comparando a despesa mensal com floculantes, o produto da GE custa R\$ 20.911,15 contra R\$ 28.337,97 da ZNC.

Em resumo, a soma do custo mensal da correção do pH e injeção de floculantes, levando em conta apenas os produtos químicos, varia de R\$ 0,24 a R\$ 0,27 /m³ de efluente da planta de beneficiamento de carvão que alimenta o sistema de espessadores da Carbonífera Metropolitana.

6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

A principal conclusão que pode ser retirada dos resultados levantados é que o sistema de espessadores da Carbonífera Metropolitana está atendendo à demanda requerida, que é a produção de um *underflow* que evite ao máximo a necessidade de operar com bacias de decantação e o condicionamento do *overflow* para descarte final quando necessário. Mesmo operando sem lamelas, a taxa de aplicação superficial encontrada é muito semelhante àquela indicada nos testes iniciais na Mina Barro Branco.

Os valores encontrados para a concentração de sólidos do *underflow* permitem a operação eficaz dos filtros prensa e as concentrações de Ferro e Manganês dissolvidos no *overflow* atendem aos valores exigidos pelos órgãos fiscalizadores. Por correlação, os demais parâmetros controlados, baseado no histórico local de análises desse tipo de efluente, podem ser considerados atendidos.

A Tabela 8 demonstra os percentuais de remoção dos contaminantes analisados.

Tabela 8 - Eficiência dos sedimentadores na remoção de sólidos e metais.

	Alimentação	Overflow	Eficiência
Conc. de sólidos (kg/h)	26308,4	1318,1	94,99%
Ferro (g/h)	5459,3	28,3	99,48%
Manganês (g/h)	4563,4	111,0	97,57%
Alumínio (g/h)	81,2	122,8	-51,16%

Mesmo que o cálculo da área dos sedimentadores demonstrem que há uma boa adaptação aos volumes tratados e aos resultados obtidos, seria interessante refazer as curvas de sedimentação para verificação da possibilidade de haver um aumento da concentração do *underflow* sem prejuízo à clarificação do *overflow*.

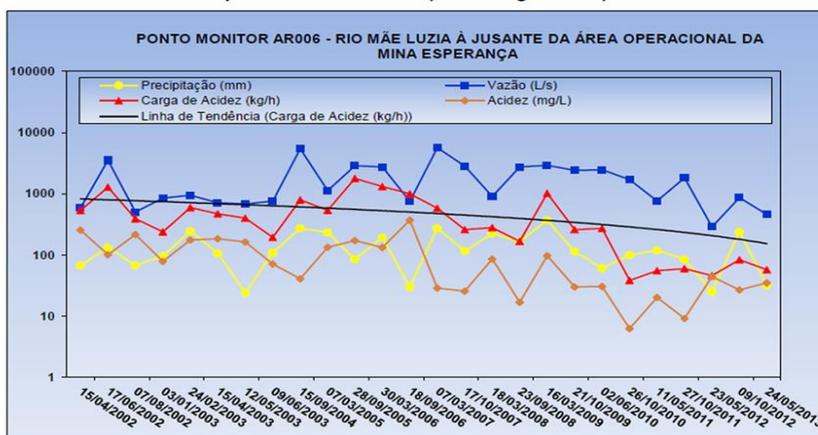
Em relação ao Alumínio, os resultados podem ser tema de uma pesquisa específica, já que o valor encontrado foi inesperado. Uma hipótese possível seria a solubilização devido à elevação do pH.

Quanto à possibilidade de que a descarga do sistema de sedimentadores no corpo receptor poderia alterar a condição do rio, os valores da turbidez e sólidos sedimentáveis registrados garantem o aspecto límpido do *overflow*, dando a garantia necessária da não alteração das condições do Rio Mãe Luzia, no caso o corpo receptor, atendendo a Resolução CONAMA 430 de 13/05/2011 no seu Art. 4º, inciso I.

A Resolução define capacidade de suporte do corpo receptor, que é o valor máximo de determinado poluente que o corpo hídrico pode receber, sem comprometer a qualidade da água e seus usos determinados pela classe de enquadramento.

A Tabela 9 apresenta os dados de monitoramento do Rio Mãe Luzia no ponto AR006, situado à jusante do ponto de descarga do efluente da Carbonífera Metropolitana. Como pode ser observado a vazão do rio varia de 500 a mais de 5.000 L/s contra uma média de 30 a 40 L/s quando ocorre o descarte total do *overflow* dos sedimentadores, valores que reforçam a garantia da não alteração da qualidade do corpo receptor.

Tabela 9 - Ponto monitor AR006 - Rio Mãe Luzia a jusante da área operacional da Mina Esperança



Fonte: GTA - 7º Relatório de Monitoramento dos Indicadores Ambientais.

O aproveitamento do *overflow* dos espessadores como descarte em caso de existência de excedente hídrico, traz uma redução considerável nos custos de tratamento quando comparado com os exigidos no caso de tratamento de águas provenientes do subsolo ou de pátios. A prática que deve ser adotada é a utilização das águas mais contaminadas como reposição no lavador, desde que não contenham mais que 10 mg/L de sólidos sedimentáveis ou possuam alguma característica física ou química que possa desvalorizar a produto da planta.

Por sua vez, o *underflow*, mesmo apresentando uma vazão aparentemente acima do que seria esperado, permite a aplicação de filtragem de um modo econômico já que representa apenas 35% do volume inicial (alimentação) contendo mais de 95% dos rejeitos finos.

Dados fornecidos pela empresa demonstram que em 2106 houve uma redução de 20,6 % no número de viagens de rejeitos finos para o aterro quando comparado com o ano de 2014, período em que não havia filtragem. Informam ainda que em 2014 foram retiradas 29.296 viagens direto das bacias de decantação a um custo total de R\$ 739.000,00 e em 2106, operando com um filtro de 2,0 x 2,0 m e dois filtros de 1,0 x 1,0 m, o número de viagens caiu para 23.250 a um custo final de R\$ 573.000,00. A diferença entre a situação atual e a anterior se deve ao volume de água deixado de ser transportado.

Esses dados se tornam ainda mais significativos quando associados a informação de que a quantidade de ROM beneficiado em 2106 foi de 1.336.000 toneladas, contra um total de 1.181.000 toneladas em 2014. Aumento de aproximadamente 13,2 %.

Além da redução significativa do custo de manuseio e transporte dos rejeitos finos, outra vantagem significativa conseguida é a não necessidade de construção de instalação específica para tratamento de efluentes, ETE. Além da dispensa dos investimentos em obras civis e equipamentos, o lodo precipitado é incorporado aos rejeitos finos de carvão, concentrados no *underflow*. Esse lodo, contendo os metais removidos da água, é classificado como Resíduo Classe II-B – Inerte (ICRDL, 2015), pode ser disposto em conjunto com os rejeitos do carvão, Resíduo Classe II-A – Não Inerte (CIRDE, 2005), nas pilhas ou no subsolo.

(Classificação segundo a NBR 10004:2004). Os valores gastos com correção de pH e de floculação são pequenos se comparados com a solução convencional.

A sensibilidade operacional dos sedimentadores verticais, lembrada exaustivamente na literatura especializada no assunto, é um fator que não pode de forma alguma ser negligenciado. A polpa que vai alimentar o equipamento deve manter a maior constância possível, principalmente nos valores de vazão, concentração, pH e características físicas dos sólidos presentes, algo realmente muito difícil de ocorrer.

Mesmo que se consiga manter o controle dessas características o mais constante possível, o coeficiente de segurança a ser aplicado no cálculo do dimensionamento do sedimentador deve ser alto, uma vez que variações bruscas nos parâmetros de entrada são inevitáveis. Logo é importante a ampliação do espectro de possibilidades esperadas no processo industrial quando o projeto for desenvolvido.

A instrumentação do sistema de controle do *overflow* e do *underflow*, tais como monitoramento da turbidez e pH e concentração de sólidos na zona de compactação do sedimentador, é de importância ímpar. A resposta às alterações operacionais devido as variações nas características da alimentação não tem a possibilidade de ser tomada na velocidade necessária quando em operação manual.

A associação da operação do sedimentador com filtros prensa possibilita o manuseio dos rejeitos finos das plantas de beneficiamento de modo que possam ser transportados de forma limpa e segura e depositados em conjunto com os rejeitos grossos nas pilhas de aterro. Abre-se aí uma perspectiva atraente para a utilização do processo backfill - método de enchimento das galerias de painéis minerados com os rejeitos, com ótimas características de resistência, já testado e comprovado em minas da região.

A grande possibilidade que se apresenta é, como já referido acima, a redução das dimensões dos pilares dos painéis de produção, em especial no caso da lavra em Câmaras e Pilares, usando como garantia de estabilidade futura da mina o enchimento das galerias. A consequência imediata é a redução das perdas de reservas verificadas atualmente e o aumento da vida útil da mina, favorecendo a recuperação dos investimentos necessários para abertura de novas unidades.

As considerações acima estão alinhadas com o pensamento atual do processamento mineral, como pode bem ser observado no conteúdo do artigo publicado por Noble, Aaron e Luttrell, Gerald H. no *International Journal of Mining and Technology*, 2015, A review of state-of-art processing operations in coal preparation.

Reproduzindo as recomendações finais do artigo, dizem os autores que, em adição aos desafios da separação, as novas plantas de beneficiamento de carvão devem acrescentar ao seu escopo um número crescente de preocupações de ordem ambiental, sendo o mais significativo o problema da disposição dos rejeitos finos. Considerando as dificuldades de licenciamento e responsabilidade associadas a novas represas ou em expansão, esforços futuros devem prover novas metodologias para o desaguamento, manuseio e estocagem permanente da lama de rejeitos. Ao mesmo tempo em que esses esforços reduzirão a dependência por barragens, pesquisas futuras, desenvolvimento e estruturas reguladoras devem contemplar a remineração e recuperação de barragens de rejeitos existentes ou abandonadas. Se implantados com sucesso, sistemas modulares de pequena escala podem recuperar material valioso dessas barragens e ao mesmo tempo reduzir o tempo de responsabilidade pelo passivo e refletir os padrões correntes de recuperação ambiental. Além disso, desenvolvimentos futuros devem criar processos e aditivos químicos que minimizem e, preferencialmente, eliminem qualquer potencial de risco a saúde do público ou de qualquer ecossistema.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- APHA – American Public Health Association (2005) Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 21st ed. Washington DC.
- BERGH L., OJEDA P., TORRES L. - **Expert Control Tuning of an Industrial Thickener**. IFAC – PapersOnLine 48-17 (2015). www.sciencedirect.com.
- BRATBY, J. Coagulation and Flocculation in Water and Wastewater Treatment. 2 ed. Londres: IWA Publishing, 2006.
- CHAVES, A.P., OLIVEIRA, A. H., CORDEIRO, R. A. C., CHIAPPA, R. - **Teoria e Prática do Tratamento de Minérios**, Espessamento, vol. 2, ed. rev. e aprimorada, Oficina de Textos, pág. 54, 2013.
- CHAVES, A.P., OLIVEIRA, A. H., CORDEIRO, R. A. C., CHIAPPA, R. - **Teoria e prática do tratamento de minérios**, Espessamento, vol.2, Edição de Signus / Mineral, cap.5, p.280-347, 1996.
- CIRDE – Centro Industrial Rio Deserto – **Relatório de Classificação de Resíduos da Mineração** – Caracterização dos Rejeitos do Lavador Mina 2 - Cooperminas - 2005.
- COE, H.S., CLEVINGER, G.H. **Methods for determining the capacities of slime settling tanks**. In: **Transactions of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers**, v. 60, p. 356-358, 1917.
- CONAMA – **Resolução Nº 430 de 13 de maio de 2011**. Publicada no DOU nº 92 de 16/05/2011, pág. 89.
- DAHLSTROM, D. A., FITSCH, E. B., - **Mineral Processing Handbook**, section 9, Chapter 2, 1985. Published by SME – Society of Mining Engineers.
- FITCH, B. A. - **Mechanism of sedimentation**. In: **Industrial and Engineering Chemistry**, v.5, p. 129-134, 1966.
- FOUST, ALAN S., WENSEL, L. A., CLUMP, C. W., MAUS, L., ANDERSEN, L. B. - **Princípios das operações unitárias**; Parte 3-22, Sedimentação, Rio de Janeiro, LTC; p 554.

- FRANÇA, S.C.A. & MASSARANI, G. - **Tratamento de Minérios, Separação Sólido-Líquido**; Capítulo 14; 4ª Ed. Revisada e ampliada; CETEM – Centro de Tecnologia Mineral. Ministério da Ciência e Tecnologia. Rio de Janeiro, 2004.
- GOMIDE, R. – **Operações unitárias - Separações mecânicas**; vol 3; p 38 – 68. Edição do autor, 1980.
- GTA – Grupo Técnico de Assessoramento. **7º Relatório de Monitoramento dos Indicadores Ambientais. XIV Análise Integrada**. Volume 1. ACP nº 93.8000.533-4. 2013.
- HUMMER, E. D., AKERS, D. J. - **Refuse Removal and Disposal, in: Coal Preparation**; , Chapter 16; SME - Society of Mining Engineers; 4 th Edition, Editor Leonard, 1979.
- ICRDL – Indústria Carbonífera Rio Deserto Ltda. **Relatório de Classificação de Resíduos nº 004/15** – Lodo da Bacia BC / CM 04 – Mina Cruz de Malta, 2015.
- KELLY, E.G., SPOTTISWOOD, D.J. - **Introduction to mineral processing**. Nova York: Wiley Interscience Inc., 1982. Cap. 17, p. 327-342.
- LAROS, T., SLOTTEE, S., BACZEK, F. - **Mineral Processing Plant Design, Practice, and Control. Proceedings**, Vol. 2, p.1300, 2002. Published by Society of Mining, Metallurgy, and Exploration, Inc. (SME). www.smenet.org.
- METCALF & EDDY, Inc. - **Wastewater engineering: treatment, disposal, reuse**, third edition. McGraw-Hill book Co, 2003.
- MORAES JR., D. - **Separações sólido-líquido: moendas, centrífugas, espessadores e filtros**. São Carlos: Ed. UFSCAR, 1990. 182 p.
- NOBLE, A., LUTTRELL, GERALD H. – **A review of state-of-art processing operations in coal preparation**, International Journal of Mining Science and Technology, 25 (2015) 511-521, ScienceDirect, 2015.
- PARFITT, D. G. - **Fundamental aspects of dispersion. Dispersion of solids in liquids: with special reference to pigments**. Elsevier, Amsterdam, cap. 3, p. 81-121, 1969.
- PARSAPUR, Gh. A., HOSSININASAB, M., YAHYAEI, M., BANISI, S. - **Effect of settling test procedure on sizing thickeners**. (2013). www.sciencedirect.com.

- PINTO, T. C. S., LIMA, J. R. B., MORAES JÚNIOR, D., LEAL FILHO, L. S. - **Dimensionamento de espessadores: validação experimental de três técnicas convencionais.** Revista Escola de Minas, Ouro Preto, Abr - Jun 2009. (www.sciflo.br - ISSN 1807-0353)
- RAVINA, L. **Everything you want know about Coagulation & Flocculation.** Staunton: Zeta-Meter Inc. 1993. 36p.
- RICHTER, C. A., AZEVEDO NETTO, J. M. - **Tratamento de Água; Projeto Racional de Decantadores;** Cap. 10; Ed. Edgard Blüchler Ltda., 1991.
- ROBERTS, E. J. - **Thickening, art or science.** In: **Mining Engineering**, v.1. p. 61-64, 1949.
- ROSA J. J., ZANIBONI F. B., BEAL R. C., SMANIOTTO A. L. A. - **Tratamento do Efluente do Beneficiamento de Carvão por Espessador de Lamelas, in: XXIII Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Metalurgia Extrativa, Anais, Volume II, pag.411, 2009.**
- SABESP – **NTS 013, Norma técnica Interna, Sólidos, métodos de ensaio, revisão 1, São Paulo, Junho 1999.**
- UFSC – Universidade Federal de Santa Catarina - Moodle, **Operações de Separação Sólido-Líquido**, Departamento de Engenharia Química e Engenharia de Alimentos;
- VALADÃO, G. E. S., ARAÚJO, A. C. **Espessamento. In: Introdução ao tratamento de minérios,** Editora UFMG, cap.7, p. 142-152, 2007.
<http://moodle.ufsc.br/mod/resource/view.php?id=857108>.
- MORUZZI, R. B., REALI, M. A. P. – **Oxidação e remoção de ferro e manganês em águas para fins de abastecimento público – uma abordagem geral;** Revista de Engenharia e Tecnologia; ISSN 2176-7270, V.4, N°.1, Abr/2012.
- TALMADGE, W. P., FITCH, E. B. - **Determining thickener unit areas. In: Industrial and Engineering Chemistry**, v.47, p.38-41, 1955.