

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DO CENTRO-OESTE, UNICENTRO-PR**

**APLICAÇÃO DA FLOTAÇÃO POR AR DISSOLVIDO  
COMO PÓS-TRATAMENTO DE EFLUENTE DE  
LODO ATIVADO EM UMA INDÚSTRIA DE PAPEL E  
CELULOSE**

**DISSERTAÇÃO DE MESTRADO**

**LARISSA QUARTAROLI**

**IRATI-PR**

**2012**

**LARISSA QUARTAROLI**

**APLICAÇÃO DA FLOTAÇÃO POR AR DISSOLVIDO COMO PÓS-  
TRATAMENTO DE EFLUENTE DE LODO ATIVADO EM UMA INDÚSTRIA DE  
PAPEL E CELULOSE**

Dissertação apresentada à Universidade Estadual do Centro-Oeste, como parte das exigências do Programa de Pós-Graduação em Ciências Florestais, área de concentração em Manejo Sustentável de Recursos Florestais, para a obtenção do título de Mestre.

Prof<sup>ª</sup>. Dr<sup>ª</sup>. Jeanette Beber de Souza

Orientadora

Prof. Dr. Carlos Magno de Sousa Vidal

Co-Orientador

IRATI-PR

2012

Catálogo na Fonte  
Biblioteca da UNICENTRO

Q1a	<p>QUARTAROLI, Larissa. Aplicação da flotação por ar dissolvido como pós-tratamento de efluente de lado ativado em uma indústria de papel e celulose / Larissa Quartaroli. – Irati, PR : UNICENTRO, 2012.</p> <p>95f. ISBN</p> <p>Dissertação (Mestrado em Ciências Florestais) - Universidade Estadual do Centro-Oeste, PR Orientadora: Profa. Dra. Jeanette Beber de Souza Co-Orientador : Prof Dr. Carlos Magno de Sousa Vidal</p> <p>1. Engenharia Florestal – dissertação. 2. Manejo Sustentável. I. Souza, Jeanette Beber de. II. Vidal, Carlos Magno de Sousa. III. Título.</p> <p>CDD 20ª: 634.95</p>
-----	---



# Universidade Estadual do Centro-Oeste

Reconhecida pelo Decreto Estadual nº 3.444, de 8 de agosto de 1997

## PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO *STRICTO SENSU* EM CIÊNCIAS FLORESTAIS

### PARECER

Defesa Nº 31

A Banca Examinadora instituída pelo Colegiado do Programa de Pós-Graduação *Stricto Sensu* em Ciências Florestais, do Setor de Ciências Agrárias e Ambientais, da Universidade Estadual do Centro-Oeste, Câmpus de Irati, após arguir a mestrand **Larissa Quartaroli** em relação ao seu trabalho de dissertação intitulado "Aplicação da flotação por ar dissolvido como pós-tratamento de efluente de lodo ativado em uma indústria de papel e celulose", é de parecer favorável à APROVAÇÃO da estudante, habilitando-a ao título de **Mestre em Ciências Florestais**, Área de Concentração em Manejo Sustentável de Recursos Florestais.

Irati-PR, 16 de fevereiro de 2012.

Dr.<sup>a</sup> Ivete Vasconcelos Lopes Ferreira  
Universidade Federal de Alagoas  
Primeira Examinadora

Dr. Miguel Mansur Aisse  
Universidade Federal do Paraná  
Segundo Examinador

Dr.<sup>a</sup> Jeanette Beber de Souza  
Universidade Estadual do Centro-Oeste  
Orientadora e Presidente da Banca Examinadora

Home Page: <http://www.unicentro.br>

Campus Santa Cruz: Rua Pres. Zacarias 875 – Cx. Postal 3010 – Fone: (42) 3621-1000 – FAX: (42) 3621-1090 – CEP 85.015-430 – GUARAPUAVA – PR

Campus CEDETEG: Rua Simeão Camargo Varela de Sá, 03 – Fone/FAX: (42) 3629-8100 – CEP 85.040-080 – GUARAPUAVA – PR

Campus de Irati: PR 153 – Km 07 – Riozinho – Cx. Postal, 21 – Fone: (42) 3421-3000 – FAX: (42) 3421-3067 – CEP 84.500-000 – IRATI – PR

Aos meus amados pais,  
pelo amor incondicional.

## AGRADECIMENTOS

A Deus, sem Ele nada teria sentido.

Aos meus pais, Carlos Eduardo e Rosa Maria, pelo amor, dedicação e valores recebidos, não medindo esforços para a realização dos meus sonhos. Aos meus amados irmãos, Jali e Matheus, pelo amor, carinho e amizade. A eles todo meu amor.

À minha orientadora Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Jeanette Beber de Souza e ao meu co-orientador, Prof. Dr. Carlos Magno de Sousa Vidal, pela confiança depositada, pelos inúmeros ensinamentos, pela paciência, pela amizade e crescimento profissional.

Aos professores Ivete Vasconcelos Lopes Ferreira e Miguel Mansur Aisse por aceitarem o convite para participarem da minha banca.

À MSc. Grasielle Soares Cavallini, técnica do laboratório de Saneamento Ambiental e Qualidade da Água, por todo o auxílio na realização das análises químicas, pela amizade, simpatia e momentos de descontração.

À minha grande e querida amiga, Joice Cristini Kuritza, pelos auxílios, cumplicidade, amizade e companheirismo dentro e fora do laboratório.

Às minhas queridas amigas Heloisa, Débora, Dariana, Caciane, Bárbara, Letícia, Ludmila, Nádia e Laís pela amizade gratuita, pelas inúmeras risadas e por enriquecerem meus dias em Irati, levarei vocês por toda a vida.

Aos colegas da pós-graduação pela amizade e agradáveis momentos compartilhados.

Ao aluno de iniciação científica Thiago Campigotto Teixeira pelo auxílio nos ensaios em laboratório.

À secretária do programa de pós-graduação Nilce Flavia Bühler dos Santos, aos professores do programa de pós-graduação e demais funcionários.

À CAPES pelo apoio financeiro.

Enfim, a todos que contribuíram para a realização deste trabalho.

## SUMÁRIO

<b>Lista de Figuras</b> .....	vi
<b>Lista de Tabelas</b> .....	viii
<b>Lista de Símbolos e Abreviaturas</b> .....	x
<b>Resumo</b> .....	xiii
<b>Abstract</b> .....	xiv
<b>1. Introdução</b> .....	01
<b>2. Objetivos</b> .....	04
2.1. Objetivo Geral .....	04
2.2. Objetivos específicos .....	04
<b>3. Referencial Teórico</b> .....	05
3.1. A Indústria de Papel e Celulose .....	05
3.1.1. Efluentes da indústria de papel e celulose .....	06
3.1.2. Tratamento de efluentes líquidos da indústria de papel e celulose .....	09
3.2. Flotação por ar dissolvido .....	10
3.2.1. Coagulação e Floculação .....	13
3.3. Membranas Filtrantes .....	14
3.3.1. Processo e aspectos operacionais .....	16
3.3.2. Colmatação das membranas .....	21
<b>4. Materiais e Métodos</b> .....	23
4.1. Considerações iniciais .....	23
4.2. Fluxograma da ETE da Indústria de Papel e Celulose .....	24
4.3. Ensaio com o Flotatesto .....	25
4.3.1. Equipamento utilizado .....	25
4.3.2. Produtos Químicos Utilizados .....	27
4.3.2.1. Coagulantes .....	27
4.3.2.2. Polímeros .....	27
4.3.3. Parâmetros Fixados .....	28
4.3.4. Roteiro dos Ensaio de FAD .....	28
4.3.4.1. Ensaio preliminares de FAD sem adição de polímero (Fase 1) .....	28
4.3.4.2. Ensaio de FAD com Polímero Aniônico (Fase 2) .....	30
4.3.4.3. Ensaio de FAD com Polímero Catiônico (Fase 3) .....	31
4.4. Ensaio de Microfiltração .....	36
4.4.1. Caracterização da unidade piloto de microfiltração tangencial .....	36
4.4.2. Condições operacionais empregadas .....	37
4.4.3. Roteiro de Ensaio na unidade de microfiltração .....	38
4.5. Análises de Lignina e AOX .....	40
4.5.1. Metodologia das análises de Lignina .....	41
4.5.2. Metodologia das análises de AOX .....	41
<b>5. Resultados e Discussão</b> .....	43
5.1. Ensaio de Flotação (Etapa 1) .....	43
5.1.1. Resultados Fase 1 .....	43
5.1.1.1. Fase 1A .....	44
5.1.1.2. Fase 1B .....	46

5.1.2. Resultados Fase 2 .....	48
5.1.2.1. Fase 2A .....	49
5.1.2.2. Fase 2B .....	52
5.1.2.3. Fase 2C .....	53
5.1.2.4. Fase 2D .....	56
5.1.3. Resultados Fase 3 .....	58
5.1.3.1. Fase 3A .....	59
5.1.3.2. Fase 3B .....	62
5.1.3.3. Fase 3C .....	63
5.1.3.4. Fase 3D .....	65
5.1.3.5. Fase 3E .....	66
5.1.3.6. Fase 3F .....	67
5.1.3.7. Fase 3G .....	68
5.1.3.8. Fase 3H .....	70
5.1.3.9. Fase 3I .....	71
5.1.3.10. Fase 3J .....	72
5.1.3.11. Fase 3K .....	74
5.1.3.12. Fase 3L .....	75
5.2. Ensaio de Microfiltração (Etapa 2) .....	77
5.3. Ensaio para a verificação de remoção de Lignina e AOX (Etapa 3) .....	84
5.3.1. Resultados de remoção de lignina após tratamento por FAD .....	84
5.3.2. Resultados de remoção de lignina após tratamento por FAD seguido da microfiltração .....	85
5.3.3. Remoção de AOX .....	86
<b>6. Conclusões .....</b>	<b>88</b>
<b>7. Referências Bibliográficas .....</b>	<b>90</b>



## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 3.1.</b> Representação da Flotação por ar dissolvido, com recirculação pressurização (FAD), aplicada ao tratamento físico-químico de águas residuárias .....	11
<b>Figura 3.2.</b> Esquema de definição do processo de membranas .....	17
<b>Figura 3.3.</b> Mecanismos de colmatção das membranas: (a) estreitamento dos poros; (b) .....	22
<b>Figura 4.1.</b> Fluxograma dos ensaios realizados .....	23
<b>Figura 4.2.</b> Fluxograma da Estação de Tratamento de Efluentes da indústria de papel e celulose estudada nesta pesquisa .....	25
<b>Figura 4.3.</b> Equipamento <i>Flotateste</i> utilizado na pesquisa .....	26
<b>Figura 4.4.</b> Câmara de saturação .....	27
<b>Figura 4.5.</b> Procedimentos dos ensaios com o <i>flotateste</i> na Fase 1 .....	29
<b>Figura 4.6.</b> Procedimentos dos ensaios com o <i>flotateste</i> na Fase 2 .....	30
<b>Figura 4.7.</b> Procedimentos dos ensaios com o <i>flotateste</i> na Fase 3A, 3B, 3C e 3D .....	32
<b>Figura 4.8.</b> Procedimentos dos ensaios com o <i>flotateste</i> na Fase 3E, 3F, 3G e 3H .....	33
<b>Figura 4.9.</b> Procedimentos dos ensaios com o <i>flotateste</i> na Fase 3I, 3J, 3K e 3L .....	34
<b>Figura 4.10.</b> Desenho esquemático do equipamento piloto utilizado nos experimentos de microfiltração .....	37
<b>Figura 4.11.</b> Fotografia do equipamento piloto utilizado nos experimentos de microfiltração: (A) vista frontal; (B) vista lateral .....	37
<b>Figura 4.12.</b> Fluxograma dos ensaios de microfiltração .....	39
<b>Figura 5.1.</b> Esquema geral dos ensaios realizados .....	43
<b>Figura 5.2.</b> Residuais de turbidez, cor aparente e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 1A .....	45
<b>Figura 5.3.</b> Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 1B .....	47
<b>Figura 5.4.</b> Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 2A .....	51
<b>Figura 5.5.</b> Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 2B .....	52
<b>Figura 5.6.</b> Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 2C .....	54
<b>Figura 5.7.</b> Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 2C .....	55
<b>Figura 5.8.</b> Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 2D .....	58
<b>Figura 5.9.</b> Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3A .....	61
<b>Figura 5.10.</b> Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3B .....	63
<b>Figura 5.11.</b> Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3C .....	64
<b>Figura 5.12.</b> Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3D .....	65
<b>Figura 5.13.</b> Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3E .....	67
<b>Figura 5.14.</b> Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3F .....	68
<b>Figura 5.15.</b> Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de	

flotação da Fase 3G .....	69
<b>Figura 5.16.</b> Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3H .....	71
<b>Figura 5.17.</b> Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3I .....	72
<b>Figura 5.18.</b> Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3J .....	73
<b>Figura 5.19.</b> Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3K .....	75
<b>Figura 5.20.</b> Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3L .....	76
<b>Figura 5.21.</b> Fluxos de permeado na unidade piloto de microfiltração, em função do tempo de operação .....	79
<b>Figura 5.22.</b> Percentuais de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, em função do período de operação, do efluente do decantador secundário, após a microfiltração .....	82
<b>Figura 5.23.</b> Percentuais de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, em função do período de operação, do efluente do decantador secundário pós-tratado por FAD seguido de microfiltração .....	83

## LISTA DE TABELAS

<b>Tabela 3.1.</b> Tipos de efluentes produzidos nos processos unitários da indústria de papel e celulose .....	07
<b>Tabela 3.2.</b> Faixas típicas de geração de efluentes líquidos nas principais etapas da indústria de celulose .....	07
<b>Tabela 3.3.</b> Características gerais dos processos por membranas .....	18
<b>Tabela 3.4.</b> Processos de separação de membranas, caracterização e as faixas de pressão usualmente empregadas .....	19
<b>Tabela 4.1.</b> Métodos analíticos, exames e análises realizados durante a pesquisa .....	24
<b>Tabela 4.2.</b> Condições operacionais adotadas para os ensaios realizados na unidade piloto de microfiltração .....	38
<b>Tabela 4.3.</b> Condições operacionais adotadas na flotação por ar dissolvido para se produzir amostra de flotado para o ensaio de microfiltração .....	39
<b>Tabela 4.4.</b> Configurações da flotação por ar dissolvido adotadas para os ensaios de lignina e AOX .....	40
<b>Tabela 5.1.</b> Caracterização das amostras de efluente submetidas aos ensaios de flotação na Fase 1 .....	44
<b>Tabela 5.2.</b> Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 1A .....	45
<b>Tabela 5.3.</b> Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 1B .....	47
<b>Tabela 5.4.</b> Caracterização das amostras de efluente submetidas aos ensaios de flotação na Fase 2 .....	49
<b>Tabela 5.5.</b> Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 2 .....	50
<b>Tabela 5.6.</b> Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 2B .....	52
<b>Tabela 5.7.</b> Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 2C .....	54
<b>Tabela 5.8.</b> Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 2D .....	57
<b>Tabela 5.9.</b> Caracterização das amostras de efluente submetidas aos ensaios de flotação na Fase 3 .....	59
<b>Tabela 5.10.</b> Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3A .....	60
<b>Tabela 5.11.</b> Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3B .....	62
<b>Tabela 5.12.</b> Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3C .....	64
<b>Tabela 5.13.</b> Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3D .....	65
<b>Tabela 5.14.</b> Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3E .....	66
<b>Tabela 5.15.</b> Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3F .....	68
<b>Tabela 5.16.</b> Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3G .....	69
<b>Tabela 5.17.</b> Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3H .....	70

<b>Tabela 5.18.</b> Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3I .....	72
<b>Tabela 5.19.</b> Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3J .....	73
<b>Tabela 5.20.</b> Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3K .....	74
<b>Tabela 5.21.</b> Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3L .....	75
<b>Tabela 5.22.</b> Caracterização do efluente submetido aos ensaios de flotação seguido da microfiltração .....	77
<b>Tabela 5.23.</b> Valores de volume, vazão e fluxo e permeado na unidade de microfiltração em ensaio com água destilada .....	78
<b>Tabela 5.24.</b> Resultados de volume, vazão e fluxo e permeado na unidade de microfiltração em ensaio com efluente do decantador secundário .....	78
<b>Tabela 5.25.</b> Resultados de volume, vazão e fluxo e permeado na unidade de microfiltração em ensaio com efluente do decantador secundário pós-tratado por FAD..	79
<b>Tabela 5.26.</b> Características das amostras de permeado coletadas após o ensaio na unidade de microfiltração para o efluente do decantador secundário .....	81
<b>Tabela 5.27.</b> Características das amostras de permeado coletadas após o ensaio na unidade de microfiltração para o efluente do decantador secundário pós-tratado por FAD .....	82
<b>Tabela 5.28.</b> Caracterização físico-química do efluente utilizado nas análises de lignina	84
<b>Tabela 5.29.</b> Valores das concentrações de lignina no efluente bruto, no decantador secundário e nos tratados por FAD .....	84
<b>Tabela 5.30.</b> Caracterização físico-química do efluente utilizado nas análises de lignina	85
<b>Tabela 5.31.</b> Valores das concentrações de lignina no efluente bruto, no efluente do decantador secundário, no efluente tratado por FAD e nos permeados após a microfiltração .....	85
<b>Tabela 5.32.</b> Caracterização físico-química do efluente utilizado nas análises de AOX..	86
<b>Tabela 5.33.</b> Valores das concentrações de AOX no efluente bruto, no decantador secundário e nos tratados por FAD .....	87

## LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

- °C – Graus Celsius, unidade de temperatura;
- μm – Micrometro, unidade de medida de comprimento;
- μS – MicroSiemens, medida de condutância elétrica;
- f* - Porosidade da membrana;
- μ - Viscosidade absoluta da água;
- θ - Fator de tortuosidade;
- δ*m* - Espessura da membrana;
- Δ*P* - Perda de carga;
- A* – Área da membrana;
- ABRAF – Associação Brasileira de Produtores de Florestas Plantadas;
- Al<sub>*n*</sub>(OH)<sub>*m*</sub>Cl<sub>3*n-m*</sub> – Fórmula química do policloreto de alumínio;
- AOX – Composto orgânico halogenado;
- APHA – American Public Health Association;
- Bar – Bar, unidade de pressão;
- BRACELPA – Associação Brasileira de Celulose e Papel;
- cm – centímetro, unidade de comprimento;
- COV – Compostos orgânicos voláteis;
- DBO – Demanda biológica de oxigênio;
- DC – Dosagem de coagulante;
- DP – Dosagem de polímero;
- DQO – Demanda química de oxigênio;
- ETE – Estação de tratamento de esgoto;
- FAD - Flotação por ar dissolvido;
- g – Grama, unidade de medida de massa;
- G<sub>*m*</sub> – Gradiente de mistura rápida;
- G<sub>*f*</sub> – gradient médio de mistura lenta;
- IPPC - Integrated Pollution Prevention and Control;
- J* – Fluxo da membrana;
- J<sub>A</sub>* – Fluxo de alimentação;
- J<sub>p</sub>* – Produto do fluxo do permeado;
- kPa – Quilopascal, unidade de medida de pressão;

MF – Microfiltração;

mg – Miligrama, unidade de medida de massa;

MBBR - Moving Bed Bio Reactor;

MMA – Ministério do Meio Ambiente;

Mmol – Milimol, unidade de medida de concentração;

MPa – Megapascal, unidade de medida de pressão;

NF – Nanofiltração;

nm – Nanômetro, unidade de medida de comprimento;

NTK - Nitrogênio Kjeldahl Total;

OR – Osmose reversa;

OD – Oxigênio dissolvido;

PAC - Policloreto de alumínio;

$P_a$  – Pressão afluente;

$P_c$  – Pressão do concentrado;

$P_f$  - Pressão de filtração da membrana;

pH – Potencial hidrogeniônico;

POP's – Poluentes orgânicos persistentes;

$P_p$  – Pressão de saída do permeado;

Psat – Pressão de saturação;

PVC – Policloreto de vinila;

$Q_p$  – Vazão total do permeado;

R – Recirculação;

$R_m$  – Resistência da membrana;

$r_p$  - Tamanho médio dos poros da membranas (raio médio);

rpm – Rotações por minuto, unidade de medida de frequência;

TDH – Tempo de detenção hidráulica;

Tfloc – Tempo de floculação;

Tmr – Tempo de mistura rápida;

t.a.s. - tonelada de polpa absolutamente seca;

TAS – Taxa de aplicação superficial;

t<sub>sa</sub> – tonelada de celulose seca ao ar (-5% de umidade);

ton – Toneladas, unidade de medida de massa;

s – segundos, unidade de medida de tempo;

SANEPAR - Companhia de Saneamento do Paraná;

SS – Sólidos suspensos;

SST – Sólidos suspensos totais;

ST – Sólidos Totais;

uC – Unidade de cor, unidade de medida de cor;

UF – Ultrafiltração;

uT – Unidade de turbidez, unidade de medida de turbidez;

Vf – Velocidade de flotação;

Y – Rendimento do módulo de membrana.

## RESUMO

Larissa Quartaroli. Aplicação da flotação por ar dissolvido como pós-tratamento de efluente de lodo ativado em uma indústria de papel e celulose.

O objetivo principal deste trabalho foi avaliar o desempenho da flotação por ar dissolvido no pós-tratamento de efluentes de lodo ativado em uma indústria de papel e celulose. Os testes variando dosagem de coagulante e polímero (polímero aniônico e polímero catiônico) foram realizados em escala de laboratório, com o uso do equipamento flotateste. Em todos os testes foram fixados os valores de mistura rápida ( $500 \text{ s}^{-1}$ ), o tempo de mistura rápida (60 s), pressão de saturação (5 bar) e tempo de saturação do ar na câmara de saturação (15 min), os demais parâmetros foram investigados e variados durante a pesquisa. Os testes foram divididos em três etapas: O objetivo da etapa 1 foi avaliar a resposta do sistema de flotação sem o uso de polímeros e apenas coagulante (fase 1), com o uso de polímero aniônico (fase 2) e polímero catiônico (etapa 3). Na etapa 2 foram realizados testes de microfiltração tangencial e análise do fluxo de permeado com o efluente da melhor configuração de flotação alcançada. Na etapa 3 avaliou-se a remoção de lignina e compostos orgânicos halogenados (AOX) dos melhores resultados de flotação. Os resultados indicaram que a flotação com polímero catiônico melhorou as características do efluente, com redução de até 90% de turbidez, 85% da cor aparente, 88% de cor verdadeira e 68% de DQO, utilizando dosagem de coagulante PAC de  $175 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $50 \text{ mg.L}^{-1}$  de polímero catiônico, com velocidade de flotação de  $9,0 \text{ cm/min}$ , excelentes resultados para a redução da incrustação de membranas de microfiltração. Os testes de lignina e compostos orgânicos halogenados (AOX) mostrou remoção de mais de 65% desses parâmetros. A flotação apresentou grande potencialidade de aplicação no pós-tratamento de efluente de indústria de papel e celulose e no pré-tratamento de efluentes membranas de microfiltração.

**Palavras-Chave:** Flotação por ar dissolvido, efluente de papel e celulose, tratamento de efluentes industriais e microfiltração.



## ABSTRACT

Larissa Quartaroli. Application of dissolved air flotation like post-treatment of effluent from activated sludge in a pulp and paper industry.

The main objective of this work was to evaluate the performance of the dissolved air flotation in the post-treatment of effluents the activated sludge in a pulp and paper industry. The tests varying dosage of coagulant and polymer (anionic polymer and cationic polymer) were performed on a laboratory scale, using the equipment flotatest. In all the tests were fixed the values of rapid mix ( $500 \text{ s}^{-1}$ ), the rapid mix time (60 s), saturation pressure (5 bar) and the time of air saturation in the saturation chamber (15 mim), the other parameters were investigated and adopted during the research. The tests were divided in three steps: The objective of step 1 was to evaluate the response of the flotation system without the use of polymers and only coagulant (stage 1), with the use of anionic polymer (stage 2) and cationic polymer (stage 3). In step 2 were performed tests of crossflow microfiltration and analysis of the permeate flux with the effluent of the best configuration of flotation. In step 3, we assessed the removal of lignin and halogenic organic compounds of the best flotation results. The results indicated that the flotation with cationic polymer improved the effluent characteristics, with reduction up to 90% of turbidity, 85% of apparent color, 88% of true color and 68% of COD, using PAC coagulant dosage of  $175 \text{ mg.L}^{-1}$  and  $50 \text{ mg.L}^{-1}$  of cationic polymer, with flotation velocity of  $9.0 \text{ cm/mim}$ , excellent results for the reducing of the fouling of microfiltration membranes. The tests of lignin and halogenic organic compounds showed removal of more than 65% of these parameters. The flotation presented great potential for application in post-treatment of effluent from pulp and paper industry and effluent pre-treatment for microfiltration membrane.

**Keywords:** Dissolved air flotation, pulp and paper effluent, industrial effluents treatment and microfiltration.

## 1. INTRODUÇÃO

O Brasil conta atualmente com uma área aproximada de 509,8 milhões de hectares de florestas nativas ricas em biodiversidade (59,9 % da área total do Brasil), 6,8 milhões de hectares de florestas plantadas (0,8 % da área total do Brasil), sendo que 4.515.730 ha correspondem a povoamentos de espécies de *Eucalyptus* spp., 1.794.720 ha de *Pinus* spp. e 472,05 ha plantados com outras espécies (MMA, 2010). Tais dados reforçam a importância das florestas para o Brasil, que afetam diretamente a economia, a sociedade e o meio ambiente como um todo.

No âmbito econômico, o setor florestal responde por uma parcela significativa na soma das riquezas geradas pelo país, responsável por empregos e por movimentar a economia em suas várias etapas. As estatísticas econômicas mostram que o setor florestal brasileiro participa com aproximadamente 8% das exportações, sendo responsável por 5% do PIB nacional.

A indústria madeireira abrange todo o processamento da madeira, produção de sementes e mudas, implantação dos povoamentos, tratamentos silviculturais, colheita, transporte florestal e beneficiamento da madeira. Diversos são os produtos finais advindos da madeira, podendo ser madeireiros (painéis de madeira, móveis, papel e celulose, lenha, carvão etc) ou não-madeireiros (frutos, resinas, gomas, cipós etc).

Grande parte do mercado de produtos florestais é composto pelo comércio de papel e polpas celulósicas onde, o Brasil, em âmbito mundial, é líder na produção de celulose de fibra curta (*Eucalyptus*), está em 6º na produção de celulose e 11º na fabricação de papel. No ano de 2010, o Brasil produziu 14,1 milhões de toneladas de polpa e 9,8 milhões de toneladas de papel. Nos últimos 10 anos a indústria de celulose cresceu em média 5,9% a.a. (ABRAF, 2011).

No ano de 2010, a indústria de papel e celulose foi responsável por US\$ 6,77 milhões em exportações, gerando mais de 115 mil empregos diretos (BRACELPA, 2011).

O Brasil produz celulose e papel exclusivamente de florestas plantadas de eucalipto e pinus, sendo que 81,6% da produção são provenientes dos povoamentos de eucalipto, 17,2% dos povoamentos de pinus e 1,2% de outras espécies (BRACELPA, 2011). A madeira de pinus é denominada conífera ou *softwood* (madeira macia) e possui fibras longas, já a madeira de eucalipto é conhecida por folhosa ou *hardwood* (madeira dura) e possui fibras curtas.

Apesar de sua indiscutível importância no âmbito econômico, a indústria de papel e celulose figura entre as indústrias mais poluidoras, pois, além de utilizarem grandes volumes de água em seu processo, cerca de 80m<sup>3</sup>/ton de polpa, traz como consequência a geração de efluentes com alta carga orgânica e grande potencial poluidor.

A água na indústria de papel e celulose é utilizada em várias etapas, como na lavagem de toras e cavacos, meio de transporte de fibras, polpação, branqueamento, sistemas de resfriamento, limpeza, dentre outros. Após passar por essas etapas a água adquire elevadas concentrações de matéria orgânica e de substâncias muitas vezes tóxicas, tornando-se uma importante fonte de poluição. Essas águas alteram a qualidade do corpo receptor ao serem despejadas sem tratamento adequado, causando danos à saúde humana, ao meio ambiente e a biota aquática.

A maioria das indústrias de papel e celulose geralmente possui um sistema básico de tratamento de seus efluentes, com tratamento primário seguido de tratamento secundário, usualmente biológico. Esses tratamentos são eficientes na remoção de sólidos suspensos e compostos orgânicos biodegradáveis, todavia, quando aplicado como única alternativa de tratamento, muitas vezes, não atendem os padrões de emissão dos corpos receptores e adequações do efluente para reúso (MEDEIROS, 2008).

Os processos físico-químicos como a coagulação, floculação, sedimentação, flotação, filtração e oxidação surgem como uma alternativa atraente no pós-tratamento de efluentes em geral, onde, além de tratar os efluentes de maneira a atender os padrões de lançamento, possui capacidade de adequar os efluentes aos padrões de reutilização, minimizando então o consumo de água.

A flotação por ar dissolvido apresenta grandes potencialidades no tratamento de águas e águas residuais e vem se destacando no tratamento de efluentes industriais. Uma aplicação importante da flotação é seu uso na clarificação final do efluente, como pós-tratamento, o que seria apreciável na indústria de papel e celulose. Além disso, apresenta capacidade de remoção de sólidos suspensos e parcela da matéria orgânica dissolvida, bem como a redução de teores de gases odoríferos. Segundo Reali (1991), uma das primeiras aplicações da flotação por ar dissolvido foi na indústria de papel, na recuperação de fibras.

O uso de membranas filtrantes também tem sido uma ótima opção para o pós-tratamento de efluentes industriais de maneira geral e esgoto sanitário. Além de sua eficiência na remoção de sólidos, substâncias orgânicas e inorgânicas, nutrientes e

bactérias, o sistema é compacto e de simples ampliação, operação e automação. A microfiltração mais especificamente, foi objeto de estudo nesta pesquisa (embora em caráter secundário) como alternativa de tratamento dos efluentes gerados na unidade de flotação.

A presente pesquisa tem como objetivo avaliar o empenho da flotação por ar dissolvido como proposta de pós-tratamento de efluente de uma indústria de papel e celulose.

## **2. OBJETIVOS**

### **2.1. Objetivo Geral**

O objetivo geral deste trabalho é realizar o pós-tratamento de efluente de uma indústria de papel e celulose empregando a flotação por ar dissolvido.

### **2.2. Objetivos Específicos**

- Avaliar o desempenho da flotação por ar dissolvido;
- Determinar as melhores condições operacionais com base em ensaios de flotatestes;
- Avaliar o desempenho da unidade de microfiltração para o tratamento de efluente da flotação.

### 3. REFERENCIAL TEÓRICO

#### 3.1. A Indústria de Papel e Celulose

O primeiro papel produzido foi fabricado na China por Ts' Ai Lun, em 105 d.C e, não passava de fragmentos de cascas de amoreira, água, pedaços de bambu, rami, redes de pescas, roupas usadas e cal, que formavam uma pasta. Esta pasta era deixada sobre uma tela, como uma fina folha, e depois removida e estendida sobre uma mesa. Este procedimento era repetido várias vezes e as novas folhas eram colocadas sobre as anteriores, separadas por algum material, onde depois eram prensadas para perder mais água. Depois de prensadas, colocava-se uma a uma em muros aquecidos para secar (BRACELPA, 2007).

Na medida em que a sociedade e as atividades comerciais, culturais e industriais evoluíram, a demanda por papel teve um aumento gradual e as técnicas de produção foram se aperfeiçoando.

Atualmente a matéria prima mais utilizada na produção de papel e celulose é a madeira, proveniente de espécies de pinus e eucalipto. O Brasil possui condições climáticas favoráveis para o cultivo desse tipo de matéria prima, chegando a produzir 41,3 m<sup>3</sup>/ha/ano de eucalipto e 37,6 m<sup>3</sup>/ha/ano de pinus (ABRAF, 2011).

A produção de papel pode ocorrer a partir da matéria prima oriunda de madeira da floresta plantada, que seria a celulose, da reconstituição da polpa de papel reciclado, as aparas, e pela combinação de ambas.

O processo de fabricação de papel se resume em: exploração da matéria prima, descascamento da madeira, cavaqueamento, classificação dos cavacos, cozimento ou polpação, lavagem da polpa, refino/depuração - remoção de lignina, branqueamento, lavagem da polpa branqueada, homogeneização, prensagem e secagem da folha de papel.

No polpeamento, processo no qual as estruturas da madeira são rompidas e as fibras são separadas, pode-se variar as características do produto final. Podem ser empregados dois tipos de energia para o desfibramento da madeira, energia mecânica ou química, sendo que, a combinação entre esses métodos também pode existir. A partir dessas formas de energia têm-se polpas celulósicas de propriedades variadas como a polpa mecânica, polpa termomecânica, polpa quimiomecânica, polpa quimiotermomecânica, polpa solúvel, polpa semiquímica e polpa química (kraft).

Nos processos de polpação são empregadas algumas soluções químicas como o NaOH, Na<sub>2</sub>S, Na<sub>2</sub>SO<sub>3</sub> e Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>, para auxiliar no desfibramento da madeira, que contribuem para a geração de impactos potenciais ao meio ambiente.

No branqueamento, a polpa, com coloração marrom devido a lignina, passa por um processo de clareamento para que possa atender a cor desejada de acordo com as normas do produto. Nesse processo são utilizados diversos agentes clareadores como o cloro, dióxido de cloro, peróxido de hidrogênio, oxigênio, ozônio etc.

Depois de clareada, a polpa pode ser seca e enfiada para transporte quando a indústria não possui máquina de papel ou, seca e prensada até alcançar a gramatura desejada para o papel a ser produzido.

O Brasil produz cerca de 13,3 milhões de toneladas de celulose e 9,4 milhões de papel por ano, tendo 167 fábricas de papel, 28 de celulose e 27 de pasta de alto rendimento. Estas indústrias estão espalhadas por todo o país, sendo o Estado de São Paulo líder com 61 indústrias desse ramo, seguido do Paraná com 50 (BRACELPA, 2011).

O processo de produção de papel e celulose é um dos maiores poluidores, responsável por variada gama de impactos ambientais como poluentes atmosféricos, águas residuárias e resíduos sólidos.

Dentre esses aspectos a geração de efluentes industriais é o que mais preocupa, devido ao grande volume de efluentes gerados, segundo Piotto (2003) o consumo de água na produção de papel e celulose pode variar entre 20 a 100 m<sup>3</sup>/t<sub>sa</sub>, a depender da operação da indústria, tipo de polpa e papel a se produzir e tipo de indústria, mais modernas ou mais antigas.

Os efluentes gerados no processo são altamente tóxicos, e possuem quantidades consideráveis de compostos lesivos tanto a espécies aquáticas quanto a saúde humana. São múltiplos os tipos de produtos químicos já identificados em efluentes gerados nos diversos processos de produção de papel.

### 3.1.1. Efluentes da indústria de papel e celulose

Os efluentes líquidos são gerados em diversos pontos do processo de produção de papel e celulose e causam consideráveis danos aos corpos d'água, quando despejados sem tratamento (Tabela 3.1).

**Tabela 3.1.** Tipos de efluentes produzidos nos processos unitários da indústria de papel e celulose.

Processo Unitário	Tipo de efluente
<b>Digestão</b>	Resíduos do licor de cozimento
<b>Lavagem da Polpa</b>	Água de lavagem antes do branqueamento
<b>Centrifugas</b>	Rejeitos contidos como fibras e areia
<b>Branqueamento</b>	Extração cáustica com alto pH e cloroligninas Estágio de cloração com baixo pH
<b>Máquina de Papel</b>	Água branca contendo fibras, talcos e agentes reticulantes
<b>Reciclos</b>	Resíduos da evaporação de licor negro e condensados

Fonte: Ali e Sreekrishnan (2001).

Esses efluentes são ricos em sólidos suspensos, matéria orgânica dissolvida, cor, ácidos graxos, taninos, resinas, ácidos de resina e fenóis, celulose, lignina e seus derivados, enxofre, dioxinas, furanos, compostos sulfurados e compostos organoclorados, esse último denominado AOX (Adsorbable Organic Halogen). Alguns desses componentes são ditos como recalcitrantes, ou seja, tendem a persistirem na natureza, conhecidos também como poluentes orgânicos persistentes (POP's) (ALI; SREEKRISHNAN, 2001).

Os volumes típicos e as concentrações de sólidos, DBO e AOX gerados em cada processo da produção estão apresentados na Tabela 3.2, de acordo com estimativas da Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel (LIMA, 2007; MIELI, 2007).

**Tabela 3.2.** Faixas típicas de geração de efluentes líquidos nas principais etapas da indústria de celulose.

Operação	Volume gerado (m <sup>3</sup> /t <sub>sa</sub> )	Concentração do efluente		
		(kg SS/t <sub>sa</sub> )	(kg DBO/t <sub>sa</sub> )	(kg AOX/t <sub>sa</sub> )
Pátio de madeira	1,3 – 6,0	1,0 – 30	0,1 – 5,0	-
Digestor	1,2 – 2,0	0,3 – 0,6	0,8 – 1,2	-
Lavagem e depuração	3,0 – 7,0	3,5 – 6,0	5,0 – 8,0	-
Branqueamento	15,0 – 30,0	3,0 – 5,0	3,0 – 5,0	0 -7,0
Secagem da celulose	4,0 – 7,0	2,0 – 3,5	0,5 – 2,0	-
Evaporação de licor	0,5 – 2,0	0,1 – 0,5	0,2 – 1,0	-
Caldeira de recuperação	1,0 – 2,0	0,5 – 1,0	0,5 – 1,0	-
Caustificação	1,0 – 2,0	2,0 – 4,0	2,0 – 4,0	-
Forno de cal	1,0 – 2,0	0,5 – 1,0	0,5 – 1,0	-

t<sub>sa</sub>: tonelada de celulose seca ao ar (-5% de umidade)

Fonte: ABTCP (2007).

Na preparação da madeira a maior fonte de poluição está no descascamento da



madeira, onde são gerados efluentes com excesso de sólidos suspensos e carga orgânica facilmente biodegradável, além da presença de extrativos e ácidos resinóicos (ALI; SREEKRISHNAN, 2001). O descascamento pode ser via úmida ou seca, o que varia o volume de efluentes gerados.

O processo de polpação é responsável pela geração de um efluente de elevada carga orgânica, compostos químicos, lignina e extrativos, denominado “licor negro”. De acordo com Rangan (1987) este efluente representa de 10 a 15% do total de efluentes gerados no processo, porém, contribui com aproximadamente 95% de toda a carga de poluentes. O efluente da polpação contém resinas, ácidos graxos, cor, DBO, DQO, AOX e Compostos Orgânicos Voláteis (COV), alcoóis, fenóis, metanol, acetona, clorofórmio etc.

Segundo Piotto (2003) as características e o volume das águas residuárias geradas no processo de branqueamento da indústria de papel e celulose dependem de diversos fatores, dentre eles as perdas na lavagem, a sequência de branqueamento, os agentes químicos utilizados no branqueamento, o grau de deslignificação e a geração de DQO durante o branqueamento. Essa etapa é a mais significativa como fonte de geração de efluentes.

No branqueamento o efluente gerado possui lignina dissolvida, carboidratos, cor, DQO, AOX, compostos clorados inorgânicos como o  $\text{ClO}_3$ , compostos organoclorados como dioxinas, furanos, clorofenóis e COV como acetona, clorofórmio, clorometano, triclorometano, etc (POKHREL; VIRARAGHAVAN, 2004). Conforme Almeida (2002), essa é a etapa de maior fonte de poluição das águas residuárias da indústria, contribuindo em média com 85% da cor total e 50% da DBO.

Na máquina de papel, na prensagem e secagem da folha, é produzido um efluente denominado “água branca”, rico em fibras celulósicas, cetona, resíduos de cola, agentes branqueadores, corantes, amido e principalmente matéria orgânica. A água branca contribui com cerca de 700 a 1400 mg.  $\text{L}^{-1}$  de DBO e de 1900 a 3200 mg. $\text{L}^{-1}$  de DQO (LACORTE et al., 2003).

No processo de polpação química Kraft as cargas de DBO e DQO podem variar de 20 a 50 kg DBO/tsa e 60 a 150 kg DQO/tsa, respectivamente, o que equivale a uma concentração média próxima de 250 a 400 mg DBO/L e de 750 a 1.200 mg DQO/L (DENCE; REEVE, 1996).

No efluente bruto do processo podemos encontrar valores médios de nitrogênio (N) e fósforo (P) em torno de 0,2 a 0,4 Kg de NTK e 0,005 a 0,10 Kg de P por tsa. Esses

nutrientes procedem tanto da madeira, como também dos insumos químicos acrescentados no processo e do próprio nitrogênio e fósforo adicionados no tratamento do efluente (PIOTTO, 2003).

De acordo com Mieli (2007) as fábricas de celulose kraft branqueadas produzem quantidades de sólidos suspensos de acordo com o grau de fechamento de seus circuitos, variando de 30 a 90 kg tsa<sup>-1</sup>, produzindo de 20 a 30 kg tsa<sup>-1</sup> em máquinas de papel, a depender do nível de modernização da produção. Esses sólidos suspensos são basicamente compostos de fibras de celulose.

A eficiência do tratamento biológico nas fábricas de papel e celulose pode chegar entre 70 a 90% de remoção de DQO (IPPC, 2001).

### 3.1.2. Tratamento de efluentes líquidos da indústria de papel e celulose

O tratamento de águas residuárias tem como objetivo a remoção dos poluentes presentes na água, de forma a adequá-la aos padrões de qualidade e de lançamento vigente.

A escolha da tecnologia a ser empregada em cada tratamento vai depender das características da água residuária a ser tratada.

Nas indústrias de papel e celulose, assim como na maioria dos demais tipos de indústria, o tratamento compreende basicamente as seguintes etapas:

- 1) pré-tratamento/tratamento preliminar;
- 2) tratamento primário;
- 3) tratamento secundário;
- 4) tratamento terciário.

O tratamento preliminar é exclusivamente constituído por processos físicos e visa à remoção de sólidos grosseiros através da utilização de grades; além do proveito da correção de temperatura e pH. Os efluentes gerados no processo de preparo da madeira normalmente são pré-tratados em caixa de areia ou desarenadores no próprio pátio de madeira, sendo assim reutilizados na lavagem das novas toras de madeira; ou então são enviados para a ETE (MIELI, 2007).

Já no tratamento primário, unicamente físico-químico, são realizados a equalização do efluente e a remoção de sólidos em suspensão de natureza sedimentáveis e parte da matéria orgânica. Tipicamente essa remoção é realizada através da

decantação por gravidade.

A remoção da matéria orgânica biodegradável ocorre no tratamento secundário por reações bioquímicas, podendo ser por processos aeróbios ou anaeróbios.

Na indústria de papel e celulose os processos de tratamento biológico mais usados são os aeróbios, de alta taxa, como as lagoas aeradas e lodos ativados. Devido à elevada concentração de material orgânico no efluente desse tipo de indústria, o tratamento biológico torna-se bastante atrativo.

No tratamento terciário a finalidade é conseguir remoções adicionais de poluentes não removidos nas etapas anteriores (compostos tóxicos ou não-biodegradáveis), em busca do reúso da água no sistema. Esse tratamento é também chamado de “polimento”, em que se pretende elevar o nível da qualidade do efluente. São alguns exemplos de processos de tratamento terciário: filtração, cloração, ozonização, eletrodialise, osmose reversa e troca iônica.

Usualmente o tratamento das indústrias se limita ao tratamento biológico, que muitas vezes não é suficiente para atingir os padrões de lançamento e remoção de compostos tóxicos, sendo necessária a implantação de tratamento terciário.

A aplicação do tratamento terciário na indústria é ainda bastante escassa devido ao elevado custo de implantação desse tipo de sistema.

### **3.2. Flotação por ar dissolvido**

A flotação pode ser descrita como um sistema no qual é possível separar partículas sólidas ou líquidas de uma fase líquida a partir da introdução de pequenas bolhas de gás, normalmente o ar. Essas bolhas aderem à superfície das partículas, aumentando o seu empuxo, favorecendo assim o movimento ascensional dessas partículas em direção à superfície da fase líquida, onde poderão ser coletadas em uma operação de raspagem superficial (REALI, 1991).

A flotação vem sendo amplamente utilizada no tratamento de água e efluente, e tem por objetivo a remoção de partículas suspensas e coloidais; atuando na remoção de turbidez, cor, DQO, sólidos, fósforo e outros parâmetros. Comparado aos demais processos convencionais de clarificação de água vem se tornando uma excelente alternativa.

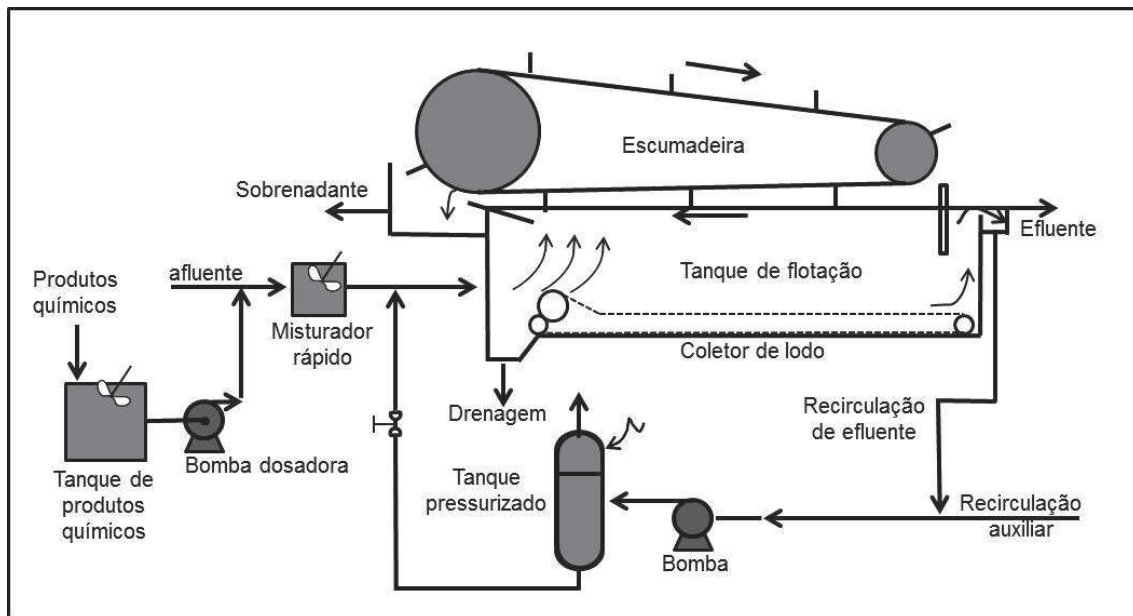
A flotação pode ser dividida em três grandes grupos diferentes, dependendo do modo como as microbolhas são inseridas ou geradas na fase líquida, como: a flotação

eletrolítica ou eletroflotação, a flotação por ar disperso ou por ar induzido e a flotação por ar dissolvido.

Na eletroflotação as microbolhas são obtidas a partir da eletrólise da água e dão origem a bolhas com diâmetros menores do que aqueles obtidos com a flotação por ar dissolvido, é utilizada no tratamento de efluentes radioativos, despejos com tintas e emulsões de pintura (AISSE et al., 2001).

Na flotação por ar disperso, as bolhas de ar tem origem da agitação do líquido, à pressão atmosférica. Nesse processo são produzidas bolhas de tamanho elevado, com cerca de 1000µm.

Na presente pesquisa foi empregada a flotação por ar dissolvido (FAD), de acordo com os princípios apresentados na representação esquemática na Figura 3.1.



**Figura 3.1.** Representação da Flotação por ar dissolvido, com recirculação pressurizada (FAD), aplicada ao tratamento físico-químico de águas residuárias.

Fonte: Metcalf e Eddy (2003).

Na FAD, as bolhas de ar introduzidas no sistema são produzidas por supersaturação de ar no líquido em uma câmara pressurizada. O ar é injetado na entrada de uma câmara de saturação, enquanto o líquido se encontra sob pressão, no interior dessa câmara ocorre a dissolução de ar na massa líquida pressurizada. Esse líquido é exposto a condições atmosféricas e provoca o desprendimento do ar, liberando

microbolhas que aderem à superfície do floco arrastando-o para a superfície (AISSE et al., 2001).

A aplicação da FAD teve início no final do século XIX, no processamento de matérias primas minerais. Passou a ser empregada como alternativa de tratamento de águas residuárias a partir da década de 20, na recuperação de fibras na indústria de papel, na remoção de óleos, gorduras e graxas, etc (KIURI, 2001).

Reali (1991) expõe alguns benefícios da FAD em comparação a sedimentação:

- Capacidade de arraste de parcela de substâncias voláteis caso estejam presentes na água;
- Capacidade de oxidação de íons metálicos dissolvidos na água, exemplo: o ferro;
- Produção de lodo concentrado na superfície do flotor, com maior teor de sólidos;
- Processo compacto e de alta taxa (área reduzida);
- Aplicação de dosagens de coagulante e polímero menores que as empregadas na sedimentação, alcançando o mesmo desempenho de remoção.

Entretanto, apesar das diversas vantagens apresentadas, a flotação por ar dissolvido possui como desvantagem o custo relativamente elevado de implantação e operação, tanto pela mecanização do sistema e gastos com energia elétrica como pela complexidade operacional. Sendo viável a medida em quem suas vantagens superem seu custo (AISSE et al., 2001).

O sistema de flotação por ar dissolvido é composto por uma câmara de saturação de ar, um compressor e um tanque de flotação.

Os fatores que mais interferem na eficiência da FAD são: a pressão de saturação, a distribuição do tamanho das microbolhas de ar, tipos de bocais difusores, a configuração da zona de contato, a floculação e a quantidade de ar fornecida ao sistema (PIOLTINE, 2009).

De acordo com Aisse et al. (2001), o sucesso do sistema FAD está diretamente relacionado com o tamanho das microbolhas de ar presente no flotor, a faixa recomendada se encontra entre 10 e 100  $\mu\text{m}$ , sendo desejável que a maior parte esteja em torno de 50  $\mu\text{m}$  ou menos.

A aplicação mais comum da FAD na indústria de papel e celulose está no tratamento primário, na clarificação do efluente bruto, podendo-se obter eficiência de

até 98% de remoção de sólidos suspensos (LAVALÉE; NADREAU, 1997)

Campos et al. (1996) obtiveram excelentes resultados de remoção de matéria orgânica, turbidez e nutrientes, usando a flotação por ar dissolvido como pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios, tratando esgoto sanitário.

Reali e Marchetto (1997), em ensaio de flotação por ar dissolvido em água bruta de cor moderadamente elevada e turbidez baixa conseguiram porcentagens de remoção de 95% de cor aparente e turbidez, usando  $70 \text{ mg.L}^{-1}$  sulfato de alumínio como agente coagulante, em um pH ótimo de 6,65 e velocidade de flotação de 2,9 cm/min.

Peron Filho et al. (2005) utilizaram a flotação como pré-tratamento de um reator UASB simplificado, no tratamento de efluentes de curtume, visando a remoção de sólidos. A pesquisa gerou bons resultados, chegando a uma redução média de 60% de turbidez.

Costanzi e Daniel (2002) pesquisaram a eficiência da flotação por ar dissolvido e da sedimentação no tratamento de efluente total da máquina de papel e do efluente água clara, visando o resuo indireto.

Almeida (2002) estudou o tratamento de efluente alcalino do branqueamento da polpa, de uma indústria de papel e celulose, por meio do processo de separação por membranas filtrantes, aplicando a flotação como forma de pré-tratamento, com o intuito de remover as fibras do efluente, as quais foram removidas em torno de 95%.

Para o sistema de flotação operar com sucesso é necessário, além das microbolhas de ar, a adição de produtos químicos no efluente, a fim de promover a coagulação química e a floculação das partículas do afluente.

### 3.2.1. Coagulação e Floculação

A coagulação química consiste em reações e mecanismos responsáveis pela desestabilização química das partículas, esse processo é consumado em questão de segundos; já a formação de partículas maiores é alcançada através da floculação, que exige tempo superior a alguns minutos (METCALF; EDDY, 2003).

Para que ocorra o processo de desestabilização das partículas é necessária a adição de agentes coagulantes e ou polímeros no afluente. Quando adicionado esses compostos no efluente, o nível de agitação, denominado gradiente de velocidade, deve ser de elevada intensidade na coagulação para que esse seja disperso por todo o efluente.

Existem quatro diferentes mecanismos de coagulação: compressão da camada difusa, adsorção e neutralização de cargas, varredura, adsorção e formação de pontes.

No presente trabalho o mecanismo empregado foi o de varredura, onde se adicionou quantidades de coagulante suficientes para saturar o meio líquido, a fim de formar hidróxidos metálicos que precipitem em flocos e capturem as partículas coloidais do efluente.

Para auxiliar a coagulação podemos empregar, juntamente com o coagulante os polímeros orgânicos sintéticos ou naturais, de cadeias moleculares longas. Os polímeros podem ser classificados de acordo com sua carga como: de origem catiônica (carga positiva), aniônica (carga negativa), não iônica (neutro) ou anfóteros. Na adição de um polímero no meio aquoso o mecanismo funcional é a adsorção e formação de pontes.

A floculação é o segundo estágio do processo, onde as partículas já desestabilizadas são colocadas em contato para a formação de flocos. O grau de agitação deve ser suficiente para que ocorra a colisão entre as partículas, formação do floco, porém controlada para não romper os flocos já formados. Os flocos para o processo de flotação devem ser menores e com maior área superficial, assim, os mesmos terão maior contato com as microbolhas de ar.

Portanto, na flotação, são necessárias três etapas desde a formação do floco até sua separação do meio líquido. Na primeira etapa, na coagulação/precipitação, a partícula sofre desestabilização e inicia-se a formação do floco primário (0,5 a 5 $\mu$ m). Na segunda etapa, floculação, os flocos primários agregam-se, formando flocos maiores. Na terceira etapa, os flocos maiores (100 a 5000 $\mu$ m) são aderidos pelas microbolhas e elevados à superfície do meio líquido, sucedendo a separação do meio líquido/sólido (ODEGAARD, 1979, apud AISSE et al., 2001).

### **3.3. Membranas Filtrantes**

A membrana é uma barreira seletiva por onde o efluente passa e seus diferentes componentes são separados de acordo com seu tamanho ou composição química. O efluente é separado em duas parcelas, permeado e concentrado. O permeado é a parcela que passa pela membrana e o concentrado é o que fica retido na membrana, enriquecendo o soluto.

Diferentemente da filtração convencional, onde são removidos apenas materiais particulados e coloidais, algumas membranas filtrantes têm a capacidade de remover até

mesmo materiais dissolvidos.

As unidades de membranas são sistemas de separação de materiais, seleciona um ou mais compostos, íons ou biomassa contidos no meio líquido, logo, não ocorre transformações químicas nem biológicas do componente durante o processo de filtração.

As membranas não são somente utilizadas para o tratamento de efluentes, mas também nas áreas da química, alimentícias, biotecnologia, farmacêutica, medicina entre outras.

A tecnologia de membranas filtrantes vem despertando o interesse dos pesquisadores, desde a década de 70, como pós-tratamento de esgoto sanitário e de efluentes industriais, e no tratamento de água para abastecimento. Podendo ser aplicada de forma única ou associada a processos biológicos (aeróbios e anaeróbios), tornou-se uma excelente alternativa para melhorar a qualidade dos efluentes a ponto de torná-los aptos para reúso industrial (MULDER, 1991; SILVA, 1999).

Atualmente a aplicação de membranas filtrantes no tratamento de efluentes urbanos e industriais vem crescendo em passo acelerado, competindo com outras tecnologias convencionais de pós-tratamento. O aumento do número de fabricantes de membranas, conseqüentemente a queda do custo de construção e operação desta, e sua significativa eficiência são os fatores que mais justificam o crescente interesse do mercado.

As membranas possuem classificação própria, de acordo com suas propriedades físicas e químicas, tendo como natureza e morfologia as membranas sintéticas ou biológicas/naturais. Dentre as membranas sintéticas, temos as inorgânicas (cerâmica e vidro) e as orgânicas (poliméricas). As orgânicas são mais comumente usadas, devido a fatores econômicos e são divididas em: não-porosas, usadas na separação de gases, e porosas (micro e ultrafiltração). Em meio às porosas ainda temos as simétricas, com camada uniforme, e as assimétricas, com camada desuniforme (SILVA, 1999).

As membranas devem ser acondicionadas em módulos, para que possam ser ligadas em um sistema de tratamento. Esses módulos podem ter configurações diversas a depender do processo de separação que se destinam. As mais usuais são: espiral e placa quadro, para módulos planos, e capilares, fibras ocas e tubulares, para módulos cilíndricos (HABERT et al., 2006).

As exigências impostas pela legislação são atendidas com facilidade pelas membranas de ultrafiltração, uma vez que essas forçam a saída de água com qualidade



semelhante aos padrões de emissão mais restritivos, no que se refere à matéria orgânica, sólidos suspensos, turbidez, cor, fósforo, trihalometanos e algumas bactérias e vírus.

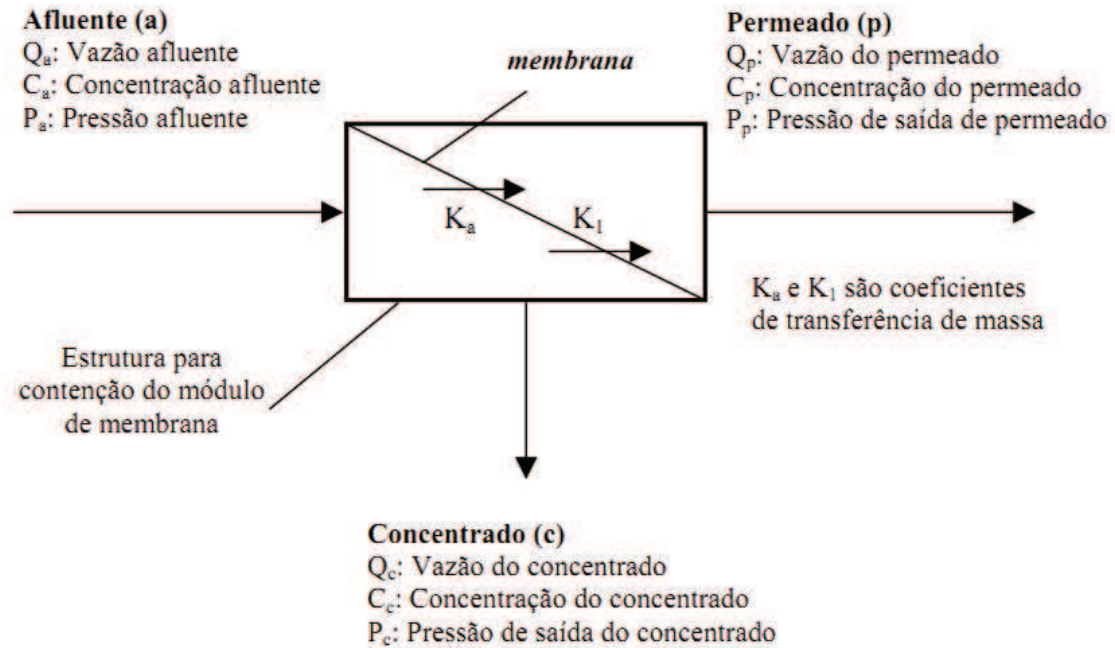
Segundo Fane (1996), o uso de membranas filtrantes acoplados com tratamentos secundários além de fornecerem efluentes de ótima qualidade, livre de partículas sólidas, parcialmente desinfetado, com um volume reduzido de lodo, são também unidades compactas.

### 3.3.1. Processo e aspectos operacionais

Mulder (1991) explica que a seletividade das membranas, ou seja, a separação de partículas que cada membrana possui, está relacionada com as dimensões dos seus poros, classificando os processos em: Microfiltração (MF), Ultrafiltração (UF), Nanofiltração (NF) e Osmose Reversa (OR). Podendo qualificar esses processos de diferentes formas:

- quanto ao tipo de material utilizado na fabricação das membranas;
- natureza da força motriz;
- mecanismo de separação;
- tamanho dos poros.

Na Figura 3.2 é apresentado o esquema de definição do processo por membranas filtrantes.



**Figura 3.2.** Esquema de definição do processo de membranas.

Fonte: Metcalf e Eddy (2003) apud Vidal (2006)

O transporte do efluente na membrana é realizado através da aplicação de uma força externa chamada força motriz. Na microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose reversa a força motriz aplicada é a diferença de pressão, transporte conectivo. Já na diálise a força motriz é o gradiente de concentração, sendo o transporte de natureza difusiva (ALMEIDA, 2002).

Na Tabela 3.3 são apresentados os tipos de membranas filtrantes e suas características gerais.

**Tabela 3.3.** Características gerais dos processos por membranas.

Processos por membranas	Força motriz	Mecanismos típico de separação	Tipo de poros	Faixa típica de operação ( $\mu\text{m}$ )	Características do permeado	Constituintes típicos removidos
<b>Microfiltração</b>	Diferença de pressão hidrostática e vácuo	Peneiramento	Macroporos (>50nm)	0,08–2,0	Água + sólidos dissolvidos	SST, turbidez, cistos, oocistos de protozoários, algumas bactérias e vírus
<b>Ultrafiltração</b>	Diferença de pressão hidrostática	Peneiramento	Mesoporos (2-50nm)	0,005-0,2	Água + moléculas pequenas	Macromoléculas, coloides, algumas bactérias, alguns vírus e proteínas
<b>Nanofiltração</b>	Diferença de pressão hidrostática	Peneiramento + difusão + exclusão	Microporo (<2nm)	0,001-0,01	Água + moléculas pequenas, íons	Moléculas pequenas, dureza e vírus
<b>Osmose reversa</b>	Diferença de pressão hidrostática	Difusão + exclusão	Densa (<2nm)	0,0001-0,001	Água + moléculas pequenas, íons	Muitas moléculas pequenas, cor, dureza, sulfatos, nitratos, sólidos e outros íons
<b>Díálise</b>	Diferença de concentração	Difusão	Mesoporo (2-50nm)	-	Água + moléculas pequenas	Macromoléculas, coloides, bactérias, alguns vírus e proteínas
<b>Eletrodíálise</b>	Diferença de potencial elétrico	Troca iônica com membrana seletiva	Microporo (<2nm)	-	Água + íons	Sais ionizados

Fonte: Metcalf & Eddy (2003) apud VIDAL (2006)

O comportamento do processo depende não só das características da membrana, mas também da temperatura, pressão, velocidade e concentração do efluente que irá passar pela superfície da membrana. O desempenho e a eficiência de uma membrana são determinados por dois parâmetros: seletividade e/ou taxa de permeabilidade, que indica o fluxo através da membrana (SILVA, 1999). Elevada seletividade e permeabilidade são indícios de uma membrana apropriada.

Segundo Oliveira (2003), a seletividade de separação não é mais definida pela porosidade da membrana para sistemas de microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose reversa (Tabela 3.4), entretanto é definida pela massa molar, dada em Dalton, onde se representa o menor tamanho molecular das partículas que poderiam ser retidas pela membrana. A unidade de Dalton é definida por 1/12 da massa atômica do isótopo do elemento químico carbono, que representa 12 unidades de massa atômica.

**Tabela 3.4.** Processos de separação de membranas, caracterização e as faixas de pressão usualmente empregadas.

Tipos de filtração	Tamanhos médio dos poros, $\mu\text{m}$	Massa molar, Daltons	Pressão, kPa
Microfiltração	0,1 – 10	-	70 – 350
Ultrafiltração	0,002 – 0,1	-	170 – 850
Nanofiltração	-	500 – 2000	500 – 1500
Osiose Reversa	-	< 500	3500 – 5000

Fonte: Silva (1999)

Portanto, a escolha do tipo de membrana a ser utilizada em um processo de separação é um importante parâmetro, pois, na medida em que o tamanho dos poros se aproxima do tamanho do soluto, é ocasionado o entupimento da membrana e consequentemente os valores de fluxo tornam-se menores do que esperado (FERREIRA, 2000 apud ALMEIDA, 2002).

Para o melhor desempenho do sistema de separação, o fluxo ou a taxa de um líquido através da filtração por membranas deve ser avaliado. O fluxo ( $J$ ) é dado pela Equação 1.

As equações de 1 a 6 são referentes a Schineider e Tsutiya (2001).

$$J = \frac{f \cdot r_p^2 \cdot P_f}{8 \cdot \mu \cdot \theta \cdot \delta m}, \text{ onde} \quad (1)$$

$J$  = Fluxo;

$f$  = Porosidade da membrana;

$r_p$  = Tamanho médio dos poros (raio médio);

$P_f$  = Pressão de filtração;

$\mu$  = Viscosidade absoluta da água;

$\theta$  = Fator de tortuosidade;

$\delta m$  = Espessura da membrana.

Ao longo do processo de separação por membranas, normalmente se observa uma queda no fluxo inicial da membrana, em decorrência da deposição de resíduos nos poros da membrana e formação da “torta” na superfície da membrana.

Para modelar a influência dos fatores externos e internos sobre o fluxo das membranas existem vários modelos, tendo como o mais simples e mais difundido o modelo da resistência, dado pela Equação 2.

$$J = \frac{P_f}{\mu \cdot R_m}, \text{ onde} \quad (2)$$

J = Fluxo;

$P_f$  = Pressão de filtração;

$\mu$  = Viscosidade absoluta da água;

$R_m$  = Resistência da membrana.

Para caracterizar os elementos da membrana, podemos utilizar a pressão de filtração ( $P_f$ ), também denominada pressão da transmembrana, a perda de carga ( $\Delta P$ ) e o rendimento (Y). Nas Equações 3 e 4 podemos definir pressão de filtração e perda de carga como:

$$P_f = (P_a + P_c)/2 - P_p, \text{ onde} \quad (3)$$

$P_f$  = Pressão de filtração;

$P_a$  = Pressão afluente;

$P_c$  = Pressão do concentrado;

$P_p$  = Pressão de saída do permeado;

$$\Delta P = P_a - P_c, \text{ onde} \quad (4)$$

$\Delta P$  = Perda de carga;

$P_a$  = Pressão afluente;

$P_c$  = Pressão do concentrado.

Para o cálculo da vazão total do permeado ( $Q_p$ ) e o rendimento do módulo de membrana (Y) temos (Equações 5 e 6):

$$Q_p = J_p \cdot A, \text{ onde} \quad (5)$$

$Q_p$  = Vazão total do permeado;

$J_p$  = Fluxo do permeado;

$A$  = Área da membrana.

$$Y (\%) = 100 \times \frac{J_p}{J_A}, \text{ onde} \quad (6)$$

$Y$  = Rendimento do módulo de membrana;

$J_p$  = Fluxo do permeado;

$J_A$  = Fluxo de alimentação.

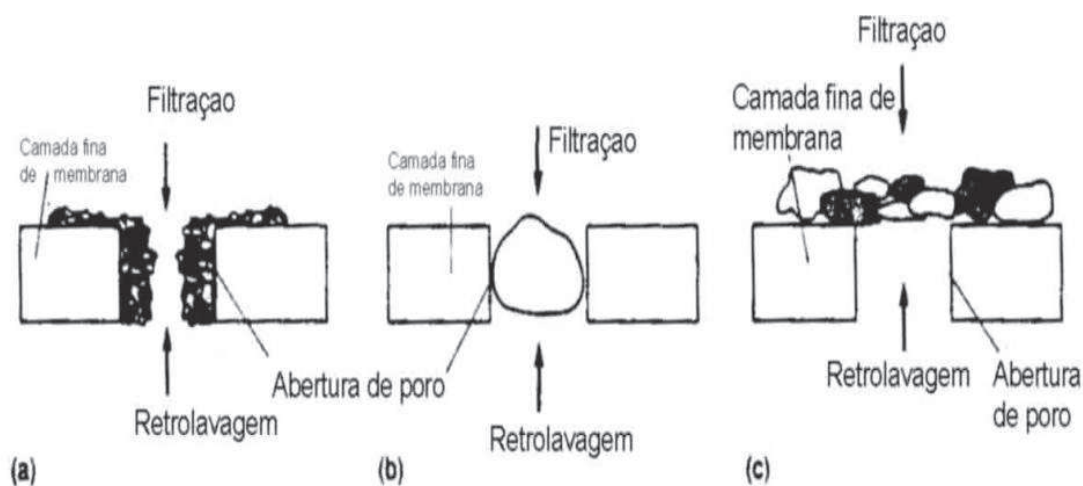
Ao longo da operação de uma membrana, frequentemente ocorrem declínios no fluxo devido ao acúmulo de substâncias na superfície e no interior dos poros das membranas.

### 3.3.2. Colmatação das membranas

O entupimento é o principal fator limitante do processo de filtração por membranas. Esse acúmulo de constituintes nas membranas, provenientes do efluente, é conhecido como colmatação das membranas, “*fouling*”.

O desempenho do sistema pode ser prejudicado em vários aspectos pela colmatação, como: permeabilidade da membrana (taxa de aplicação), vida útil das membranas, necessidade de pré-tratamento, maior custo com métodos de limpeza etc.

As partículas podem se depositar nas membranas através do estreitamento do poro, obstrução do poro ou pela formação de “tortas”. Esses mecanismos podem ocorrer isoladamente ou em conjunto, Figura 3.3.



**Figura 3.3.** Mecanismos de colmatção das membranas: (a) estreitamento dos poros; (b) obstrução de poros; (c) formação de “torta”.

Fonte: Metcalf & Eddy (2003) apud Vidal (2006)

As técnicas mais utilizadas no controle da colmatção são três: o pré-tratamento dos afluentes, a retrolavagem (limpeza física) e a limpeza química das membranas.

Os entupimentos no exterior da parede das membranas podem ter seus efeitos minimizados por meio de retrolavagem durante o processo de filtração. Na retrolavagem é alterado, frequentemente e por um curto período de tempo, a direção do fluxo do permeado, onde através de forças mecânicas as possíveis impurezas aderidas na parede da membrana são removidas, aumentando o fluxo do sistema.

A retrolavagem é o método mais empregado para a limpeza das membranas, e pode ser realizado por ar e/ou água.

Nos entupimentos internos, normalmente originados pela adsorção de partículas no interior dos poros, a remoção das impurezas é realizada a partir de limpezas químicas. Esse método depende de reações químicas para quebrar as forças de coesão entre as impurezas e a membrana.

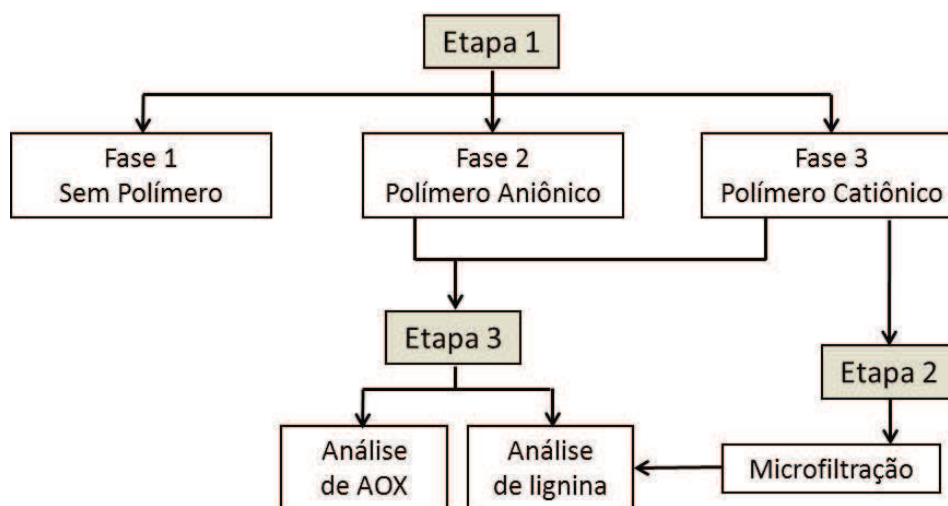
A limpeza química é aplicada quando os materiais não são removidos com a retrolavagem. O excesso desse tipo de limpeza acaba reduzindo a vida útil das membranas.

A aplicação de um pré-tratamento antes da unidade de filtração é utilizada para melhorar a qualidade do afluente, principalmente em termos de sólidos, a fim de que o mesmo minimize a deposição de materiais sobre a superfície das membranas. Os processos comumente aplicados incluem a pré-filtração do afluente, coagulação/floculação e a flotação.

## 4. MATERIAIS E MÉTODOS

### 4.1. Considerações iniciais

Este trabalho desenvolveu-se em 3 etapas (Figura 4.1).



**Figura 4.1.** Fluxograma dos ensaios realizados.

Na primeira etapa foram realizados os ensaios de flotação, ensaios esses realizados em unidade de flotação por ar dissolvido (*flotatest*) em escala de bancada de laboratório, e que foram subdivididos em: ensaios sem o uso de polímero (Fase 1), ensaios com o uso de polímero aniônico (Fase 2) e ensaios com o uso de polímero catiônico (Fase 3).

Na segunda etapa, realizou-se ensaios na unidade piloto de microfiltração com o efluente resultante da melhor configuração alcançada na Etapa 1.

Já na terceira etapa foram realizados os ensaios de flotação para verificar a remoção de lignina e AOX, onde as análises de remoção de AOX foram realizados apenas para os efluentes resultantes da melhor configuração obtida na Etapa 1, enquanto que as análises de remoção de lignina foram realizados tanto para esses efluentes quanto para o efluente resultante da Etapa 2.

O desempenho dos tratamentos por flotação por ar dissolvido foram avaliados com base na remoção dos seguintes parâmetros: turbidez, cor aparente, cor verdadeira e Demanda Química de Oxigênio (DQO).

Antes de todos os ensaios foi realizada a caracterização físico-química do



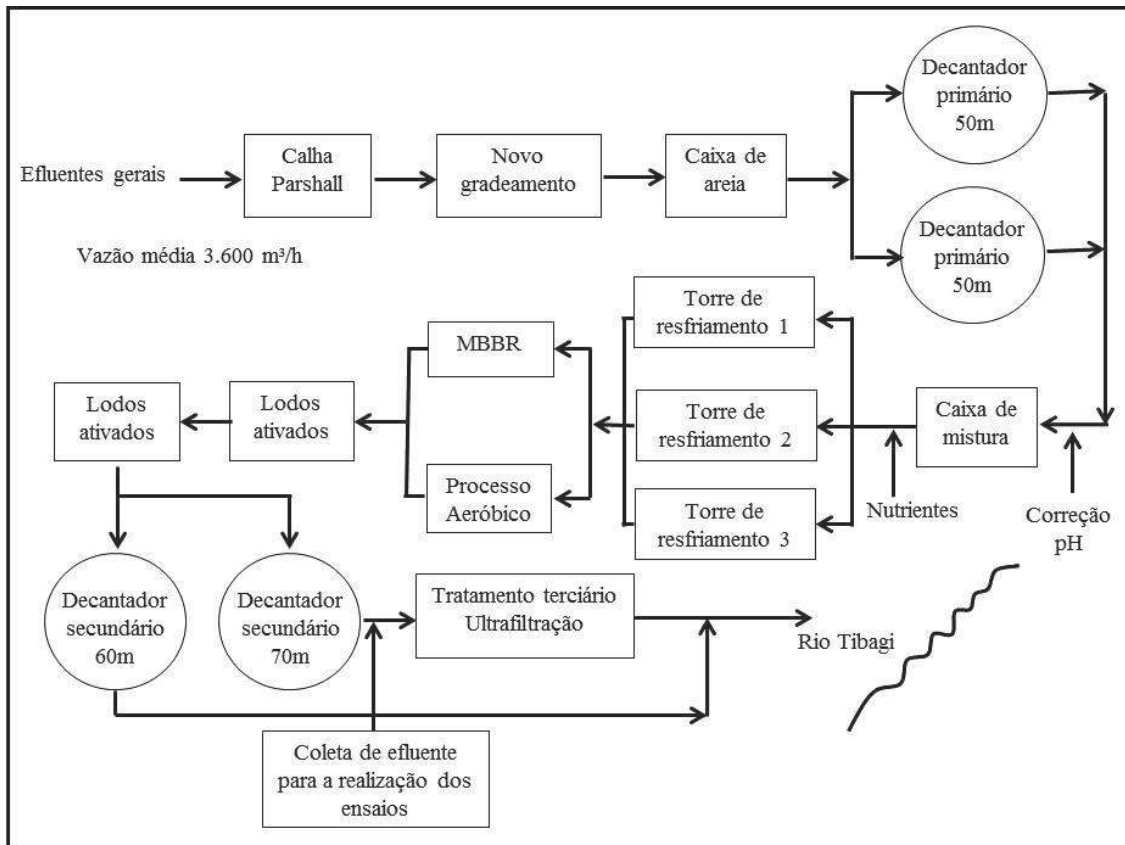
efluente, de acordo com os procedimentos indicados no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 1998), analisando os parâmetros: turbidez, cor aparente, cor verdadeira, série de sólidos, Demanda Química de Oxigênio (DQO), Demanda Biológica de Oxigênio (DBO), pH, alcalinidade, fósforo, nitrogênio e oxigênio dissolvido (OD). Os métodos analíticos empregados para a realização dos exames e análises estão apresentados na Tabela 4.1.

**Tabela 4.1.** Métodos analíticos, exames e análises realizados durante a pesquisa.

<b>Parâmetro</b>	<b>Descrição do método</b>
Turbidez	Standard Methods 2130B (APHA, 1999)
Cor	Standard Methods 2120C (APHA, 1999)
Sólidos Toatais	Standard Methods 2540B (APHA, 1999)
Sólidos Suspensos Totais	Standard Methods 2540D (APHA, 1999)
DQO	Standard Methods 5220D (APHA, 1999)
DBO	Standard Methods 5210B (APHA, 1999)
pH	Standard Methods 4500 - H <sup>+</sup> B (APHA, 1999)
Alcalinidade	Standard Methods 2320B (APHA, 1999)
Fósforo total	Standard Methods 4500 – P E (APHA, 1999)
Nitrogênio Amoniacal	Standard Methods 4500 – NH <sub>3</sub> B e C (APHA, 1999)
OD	Standard Methods 4500 - O G (APHA, 1999)

#### **4.2. Fluxograma da ETE da Indústria de Papel e Celulose**

Para a realização desta pesquisa foram coletados efluentes de uma estação de tratamento de efluentes de uma indústria de papel e celulose de grande. A referida indústria possui uma estação com vazão de projeto de 3600 m<sup>3</sup>/dia e apresenta as seguintes unidades de tratamento em sequência: calha pharshal, grade, caixa de areia, decantador primário, reator biológico aerado de crescimento aderido (MBBR), tanque de aeração, decantador secundário e unidade de ultrafiltração. O fluxograma desta estação encontra-se na Figura 4.2.



**Figura 4.2.** Fluxograma da Estação de Tratamento de Efluentes da indústria de papel e celulose estudada nesta pesquisa.

Com intuito de minimizar o problema de excessiva colmatação das membranas de ultrafiltração da ETE estudada, submeteu-se o efluente da saída do decantador secundário a um tratamento complementar por flotação por ar dissolvido, visando melhoria na qualidade do efluente que chegava ao sistema de membranas filtrantes da indústria, empregando-se para isso uma unidade piloto de microfiltração tangencial em escala de laboratório.

### 4.3. Ensaio com o Flotateste

#### 4.3.1. Equipamento utilizado

Os ensaios de coagulação-floculação-flotação foram realizados, em escala de laboratório, a partir do *Flotateste* da marca Nova Ética (Figura 4.3), com operação em batelada, de acordo com a metodologia proposta por Di Bernardo (2003).

O *flotateste* é composto por 1 câmara de saturação (Figura 4.4), um conjunto de

3 jarros de acrílico, de 2 litros cada, interdependentes entre si, e um marcador digital do gradiente de velocidade. Cada jarro possui um motor acoplado e uma paleta giratória para a coagulação-floculação, e um pequeno orifício em sua base para entrada de água saturada com ar para a flotação. A câmara de saturação contém uma entrada de água e uma de ar comprimido, além de um manômetro, válvula reguladora de pressão, registro de esfera para a entrada de ar sob pressão durante a recirculação, dispositivo silenciador e registro de agulha para ajuste fino da pressão na câmara. O ar é fornecido por meio de um compressor de ar.



**Figura 4.3.** Equipamento *Flotateste* utilizado na pesquisa.



**Figura 4.4.** Câmara de saturação.

#### 4.3.2. Produtos Químicos Utilizados

##### 4.3.2.1. Coagulantes

O agente coagulante adotado para todos os ensaios foi o Policloreto de Alumínio (PAC), de fórmula  $Al_n(OH)_mCl_{3n-m}$ , líquido, de densidade  $35,71 \text{ Kg/m}^3$ , fornecido pela empresa Nheel Química Ltda e adquirido junto a Estação de Tratamento de Água (ETA) da cidade de Irati-PR, operada pela Companhia de Saneamento do Paraná (SANEPAR).

##### 4.3.2.2. Polímeros

Para auxiliar na floculação foram testados dois tipos de polímeros sintéticos, diferenciados pela carga iônica: aniônico e catiônico. Inicialmente fez-se o uso de polímero aniônico, devido sua disponibilidade, e, posteriormente, o uso de polímero catiônico.

- Polímero Aniônico: Praestol 2515, em pó, levemente aniônico, de alto peso molecular, com faixa de atuação de pH entre 3 e 8, fornecido pela *Ashland*

*Environmental and Process Solutions.*

- Polímero Catiônico: Retex EC 340, em emulsão, de alto peso molecular, fornecido pela Quimipel Indústria Química Ltda.

#### 4.3.3. Parâmetros Fixados

Os parâmetros fixados para a realização de todos os ensaios de flotação foram: Pressão de saturação de 5 bar, tempo de saturação do ar na câmara de saturação igual a 15 min, gradiente de mistura rápida de  $500 \text{ s}^{-1}$  (270rpm) e tempo de coagulação de 60 s. Esses parâmetros foram baseados segundo valores encontrados na literatura (Penetra, 1998; Santos, 2006). Os demais parâmetros foram investigados e adotados no decorrer da pesquisa.

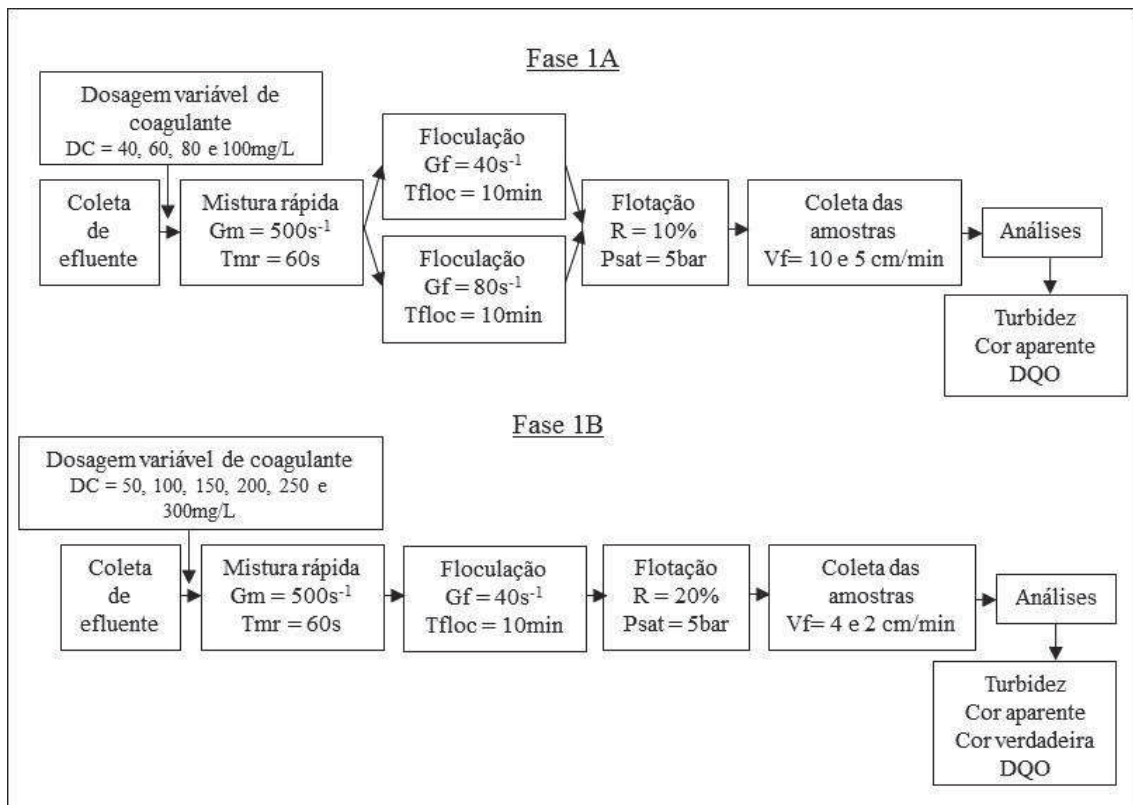
#### 4.3.4. Roteiro dos Ensaios de FAD

Durante os ensaios de flotação foram variadas as seguintes condições operacionais no *flotateste*: gradiente médio de mistura lenta, tempo de mistura lenta, velocidade de flotação, vazão de recirculação, dosagem de coagulante e dosagem e tipo de polímero.

##### 4.3.4.1. Ensaios preliminares de FAD sem adição de polímero (Fase 1)

Primeiramente realizaram-se alguns ensaios preliminares sem a adição de polímero, apenas com coagulante, para se observar o desempenho da flotação e adotar algumas configurações de ensaio.

O roteiro dos ensaios com o *flotateste* da Fase 1 estão representados na Figura 4.5.



**Figura 4.5.** Procedimentos dos ensaios com o *flotateste* na Fase 1.

Na Fase 1A testou-se uma faixa de dosagem de coagulante (40 a 100mg/L) para verificar essas dosagens em relação ao tratamento por flotação empregado. Juntamente com a dosagem de coagulante, testaram-se dois gradientes médios de mistura lenta ( $40$  e  $80\text{s}^{-1}$ ), normalmente usados na literatura (Santos, 2006), e verificou-se qual dos dois se comportaria melhor para esse tipo de efluente. A partir dos melhores resultados das análises da Fase 1A realizaram-se os ensaios da Fase 1B. Os critérios utilizados para a escolha das melhores dosagens de coagulante e melhor gradiente médio de mistura lenta foram: remoção de turbidez e cor aparente maior que 65% e remoção de DQO maior que 35%.

Na Fase 1B foram elevadas as dosagens de coagulante e adotado o melhor gradiente médio de mistura lenta, segundo valores encontrados na Fase 1A. A fim de se obter resultados ainda melhores de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO aumentou-se a vazão de recirculação de 10 para 20% e diminuíram-se as velocidades de flotação para 4 e 2cm/min. A partir dos melhores resultados dessa fase adotou-se a melhor dosagem de coagulante para a fase 2, segundo os critérios de remoção de turbidez e cor aparente maiores que 15%, cor verdadeira maior que 70% e DQO maior que 25%.

#### 4.3.4.2. Ensaios de FAD com Polímero Aniônico (Fase 2)

Nessa fase testaram-se as combinações de dosagens de coagulante PAC com dosagens de polímero aniônico. O roteiro dos ensaios com o *flotateste* da Fase 2 estão exibidos na Figura 4.6.

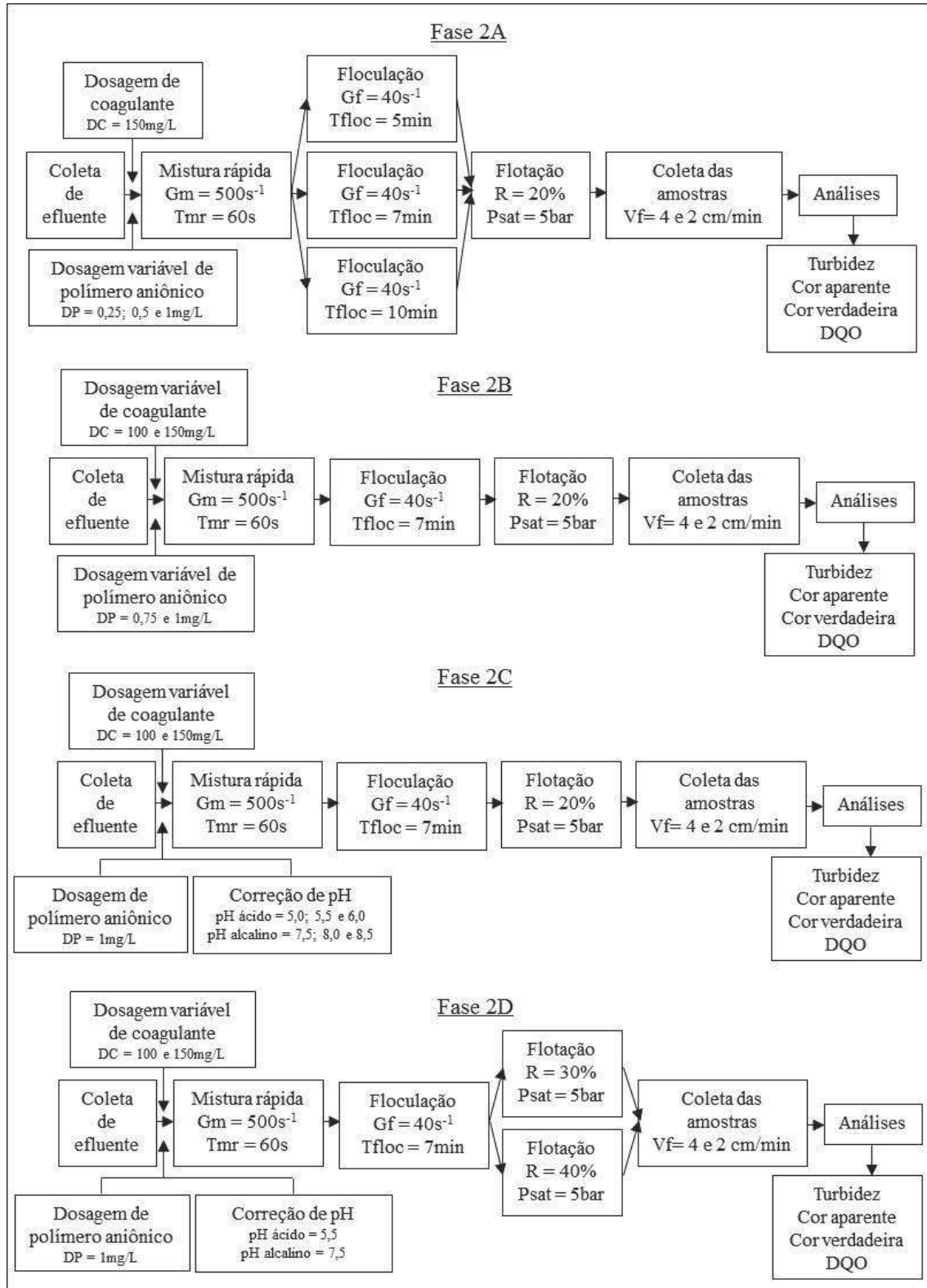


Figura 4.6. Procedimentos dos ensaios com o *flotateste* na Fase 2.

Na Fase 2A testou-se a melhor dosagem de coagulante (150mg/L) encontrada na Fase 1 variando-se a faixa de dosagem de polímero aniônico (0,25 a 1mg/L) para observar a reação do polímero junto ao coagulante no efluente. O tempo de floculação foi diminuído (5, 7 e 10min) uma vez que foi constatada uma rápida formação de flocos na etapa anterior. A aplicação do polímero na Fase 2, ocorreu aos 30s após inserir o coagulante, na mistura rápida.

A partir dos melhores resultados das análises da Fase 2A realizaram-se os ensaios da Fase 2B. Os critérios utilizados para a escolha da melhor dosagem de polímero e melhor tempo de mistura lenta foi remoção de turbidez, cor aparente maior que 65%, cor verdadeira maior que 80% e remoção de DQO maior que 55%.

Na Fase 2B testaram-se as dosagens de 100 e 150 mg/L de coagulante e 0,75 e 1 mg/L de polímero, a fim de reduzir o consumo de coagulante. Neste ensaio adotou-se o melhor tempo de mistura lenta obtido na fase anterior. Os critérios utilizados para a escolha da melhor dosagem de polímero e melhor tempo de mistura lenta foi remoção de cor aparente e cor verdadeira maior que 80% e remoção de DQO maior que 55%.

Com o intuito de melhorar as eficiências do tratamento testou-se na Fase 2C a FAD em diferentes faixas de pH, para as dosagens de coagulante de 100 e 150 mg/L e dosagem de polímero de 1 mg/L.

Complementando os ensaios com polímero aniônico foi realizado mais um ensaio, Fase 2D, variando o pH em ácido e alcalino (natural do efluente), e dosagem de coagulante de 100 e 150 mg/L e polímero de 1 mg/L, para um efluente com valores de turbidez, cor e DQO maiores. Neste ensaio o percentual de recirculação foi elevado para 30 e 40%. Sendo assim o volume de efluente utilizado em cada jarro passou de 2 para 1,5L, para comportar o aumento da vazão de recirculação.

Quando se diminui o volume do jarro, os gradientes de mistura rápida e mistura lenta acabam por se elevarem. Os novos gradientes não foram calculados para essas vazões de recirculação.

#### 4.3.4.3. Ensaio de FAD com Polímero Catiônico (Fase 3)

Nessa última fase examinaram-se combinações de dosagens de coagulante com dosagens de polímero catiônico.

O roteiro dos ensaios com o *flotatest* da Fase 3 estão expostos nas Figuras 4.7, 4.8 e 4.9.



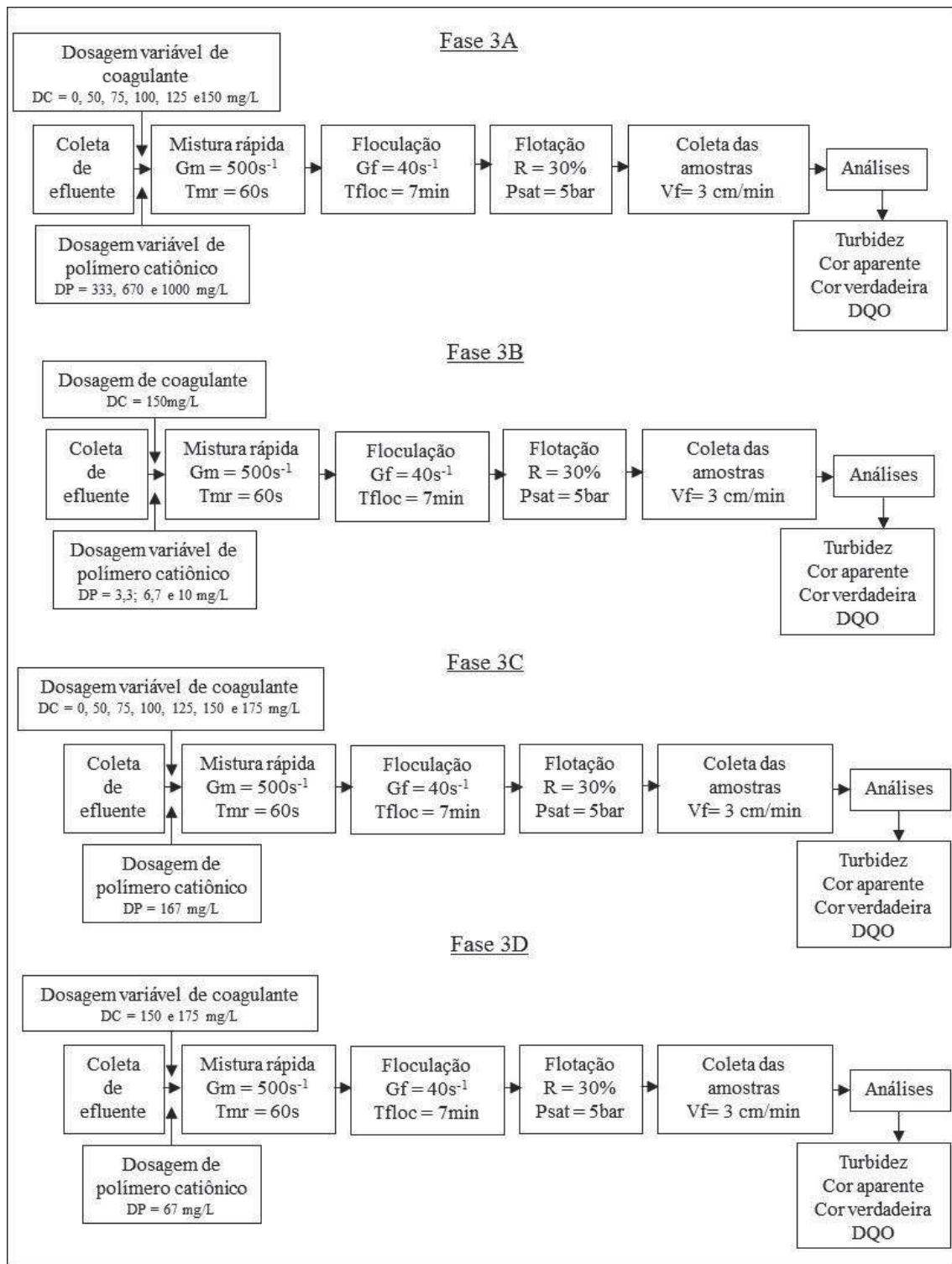


Figura 4.7. Procedimentos dos ensaios com o *flotateste* na Fase 3A, 3B, 3C e 3D.

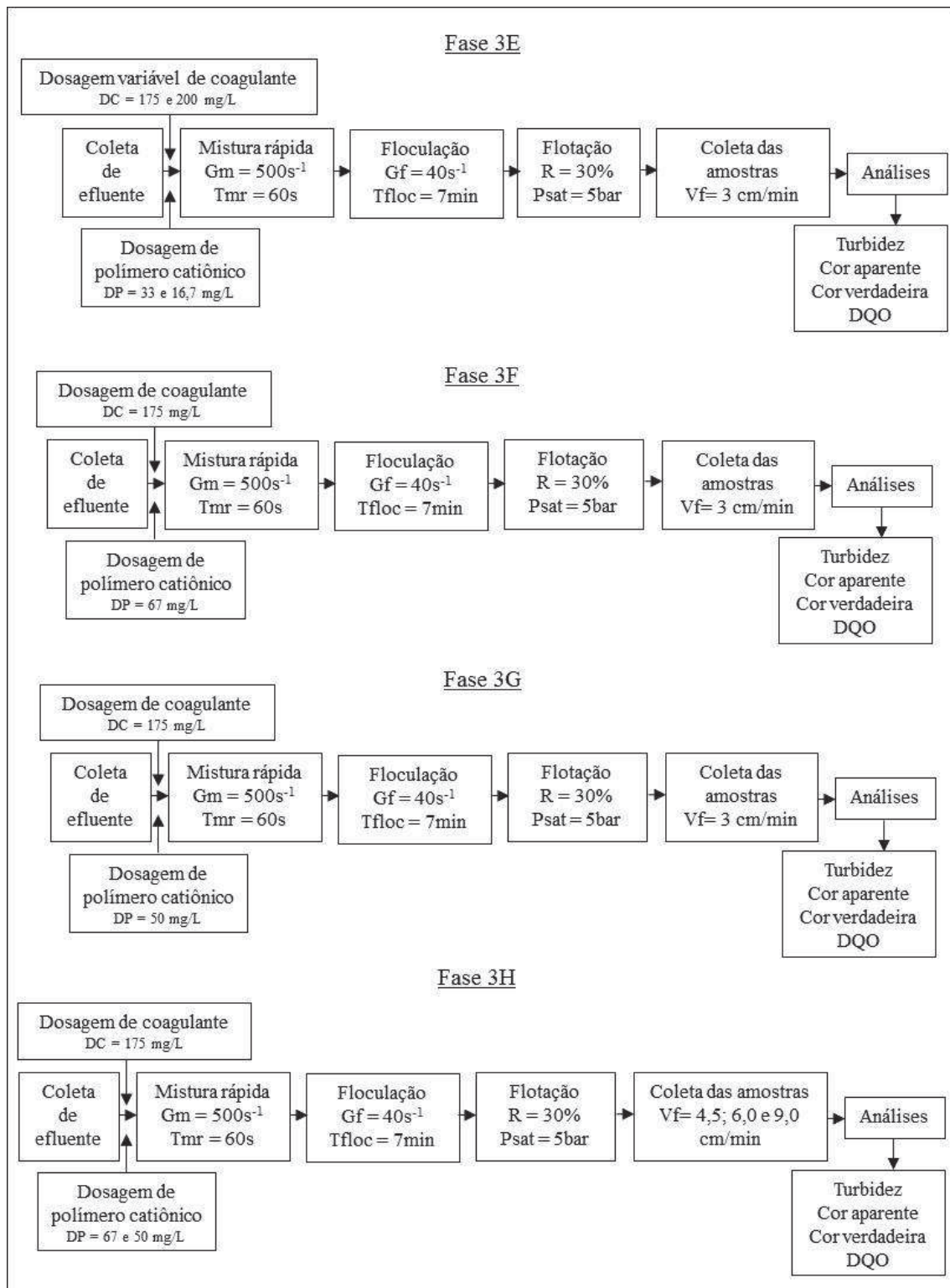
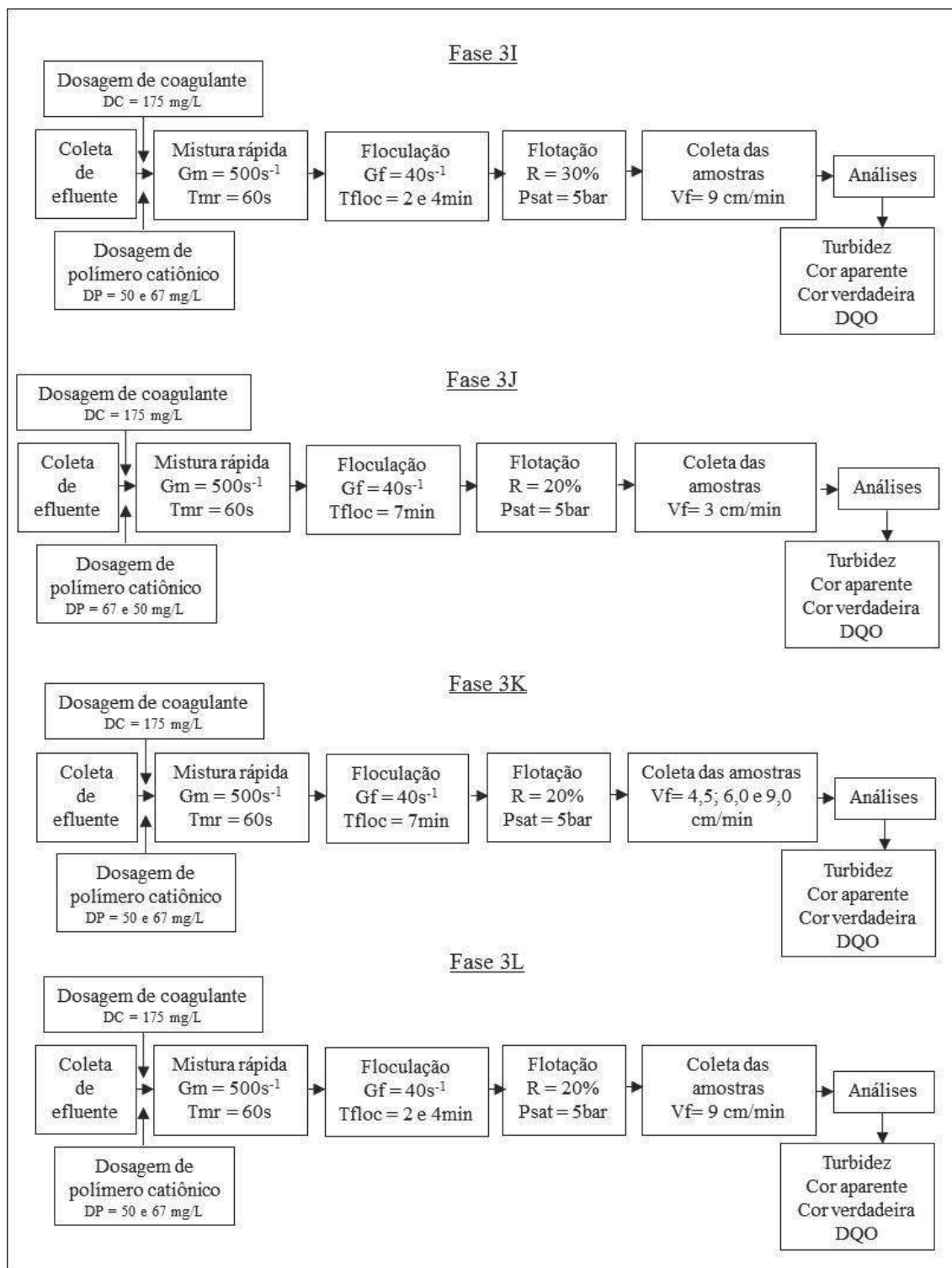


Figura 4.8. Procedimentos dos ensaios com o *flotateste* na Fase 3E, 3F, 3G e 3H.



**Figura 4.9.** Procedimentos dos ensaios com o *flotateste* na Fase 3I, 3J, 3K e 3L.

A Fase 3A iniciou-se conciliando dosagens de coagulante usadas nas demais fases (0, 50, 75, 100, 125 e 150 mg/L) com a solução mãe de polímero recomendada pelo fabricante, 100 mL de polímero por litro de efluente (1g/L). Observou-se que a quantidade recomendada era excessiva, portanto, essa dosagem foi reduzida para 67 e

33,3 mL/L de polímero. Essas dosagens correspondem a 1000, 670 e 333 mg/L. Ainda assim notou-se que as dosagens de polímero eram exageradas, pois ocorreu aumento de turbidez na maioria dos ensaios.

Deste modo na Fase 3B foram testados somente 1% das dosagens de polímero da fase 3A, com 150 mg/L de coagulante. Sempre optando por reduzir o uso de polímero. Essas novas dosagens de polímero foram insuficientes no auxílio a coagulação.

Sendo assim, na fase 3C reduziu-se a menor dosagem de polímero da Fase 3A (333mg/L) em 50%, tendo então uma dosagem de 167 mg/L (16,7 mL/L). Essa dosagem de polímero foi testada para as dosagens de coagulante de 0, 50, 75, 100, 125, 150 e 175 mg/L. A partir dos melhores resultados das análises dessa fase realizaram-se os ensaios da Fase 3D. Os critérios adotados para a escolha das melhores dosagens de coagulante foram: remoção de turbidez maior que 75%, de cor aparente e verdadeira maior que 85% e remoção de DQO maior que 50%.

Com a intenção de reduzir ainda mais a dosagem de polímero, na Fase 3D testou-se a dosagem de polímero de 67 mg/L (6,7 mL/L), conciliando com as melhores dosagens de coagulante da fase anterior. Para a escolha da melhor dosagem de coagulante para essa concentração de polímero levou-se em consideração: remoção de turbidez maior que 80%, cor aparente e cor verdadeira maior que 85% e DQO maior que 65%.

A fim de baixar ainda mais a dosagem de polímero, na Fase 3E, associou-se dosagens de coagulante de 175 e 200 mg/L com 33 e 16,7 mg/L de polímero. Entretanto as baixas dosagens de polímero não resultaram em valores satisfatórios de eficiências de remoção dos parâmetros analisados.

Na Fase 3F realizou-se triplicata com o melhor resultado obtido na fase 3D, 67 mg/L de polímero e 175 mg/L de coagulante. Na Fase 3G também foi realizado uma triplicata, contudo testou-se uma nova e reduzida dosagem de polímero, 50 mg/L.

Com o intuito de otimizar o processo e aumentar a taxa de aplicação hidráulica, na Fase 3H aumentou-se a velocidade de flotação das duas configurações testadas anteriormente, Fases 3F e 3G, para 4,5; 6,0 e 9,0 cm/min. Os melhores resultados alcançados, em relação as velocidade de flotação, foram testados na Fase 3I para tempos de floculação menores, 2 e 4 minutos.

Com finalidade de reduzir o consumo de água para a recirculação, na Fase 3J fez-se uma triplicata para a dosagem de coagulante de 175 mg/L com 67 e 50 mg/L de

polímero, adotando um percentual de recirculação de 20%. Aumentaram-se as velocidades de flotação dessa configuração para 4,5; 6,0 e 9,0 cm/min na Fase 3K. A partir dos melhores desempenhos o tempo de floculação dos ensaios foi reduzido para 2 e 4 minutos, Fase 3L. Sendo esses ensaios realizados com percentual de recirculação de 20%.

Observando que em todos os ensaios o polímero foi aplicado na mistura rápida, 30s após a adição do coagulante.

#### **4.4. Ensaios de Microfiltração**

##### 4.4.1. Caracterização da unidade piloto de microfiltração tangencial

A unidade piloto de microfiltração (representação esquemática e foto apresentada nas Figuras 4.10 e 4.11, respectivamente) possui um módulo de membrana de microfiltração de cerâmica com diâmetro médio de poro de 0,2  $\mu\text{m}$  e área efetiva de filtração de 0,00475m<sup>2</sup>.

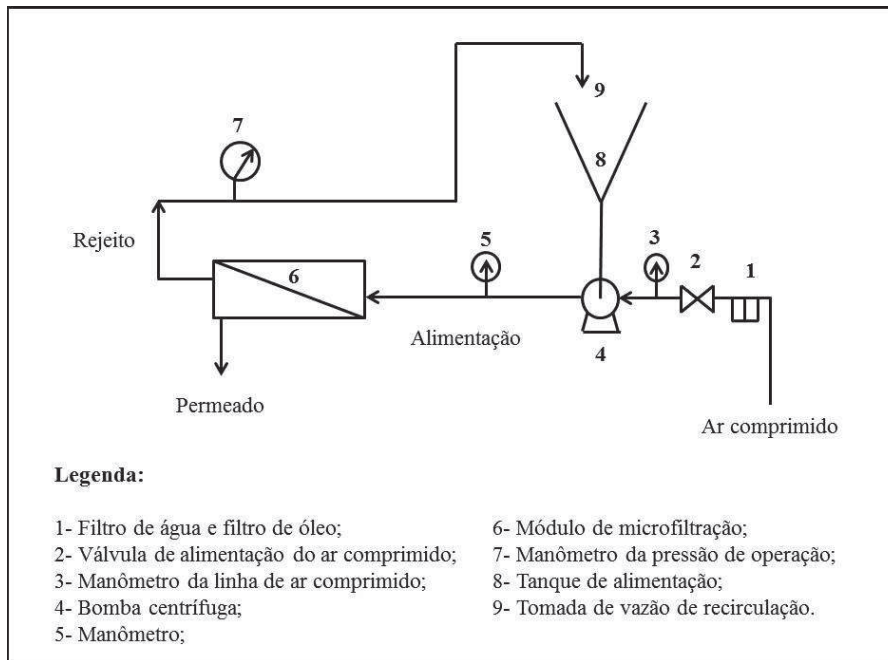
A pressão aplicada ( $\Delta P$ ) na membrana foi gerada por uma bomba centrífuga instalada no sistema. O tanque de alimentação do sistema era de PVC com volume de 60 L .

A unidade de microfiltração foi operada em batelada, o concentrado era recirculado ao tanque de alimentação continuamente e o filtrado (permeado) era coletado na parte inferior da unidade.

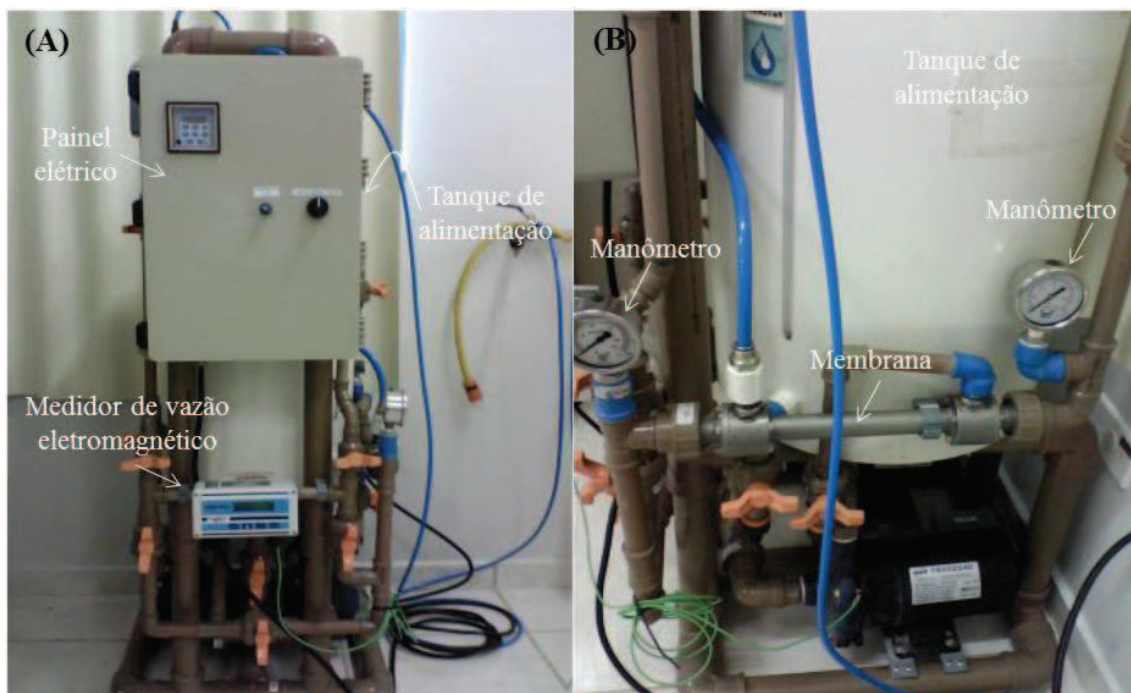
A unidade piloto era munida de mecanismo de retrolavagem com ar comprimido vindo de um compressor. Este mecanismo era regulado pela abertura e fechamento de válvulas solenóides. No momento da retrolavagem uma das válvulas solenóides abria e permitia a entrada de ar que impulsionava a parcela do permeado em sentido inverso da filtração, removendo continuamente parte das partículas que se acumulavam na superfície da membrana. Durante o pulso de retrolavagem não havia interrupção de entrada de água no sistema.

As condições operacionais empregadas foram: pressão aplicada na membrana de 0,25 MPa; pressão de retrolavagem de 0,3 MPa; intervalo de retrolavagem de 10 minutos e velocidade tangencial de 3,9 m/s.

Nas Figuras 4.10 e 4.11 são apresentados um esquema ilustrativo e fotos da unidade piloto de microfiltração, respectivamente.



**Figura 4.10.** Desenho esquemático do equipamento piloto utilizado nos experimentos de microfiltração.



**Figura 4.11.** Fotografia do equipamento piloto utilizado nos experimentos de microfiltração: (A) vista frontal; (B) vista lateral.

#### 4.4.2. Condições operacionais empregadas

Para a realização dos ensaios na piloto de microfiltração foram fixados alguns

parâmetros que estão apresentados na Tabela 4.2.

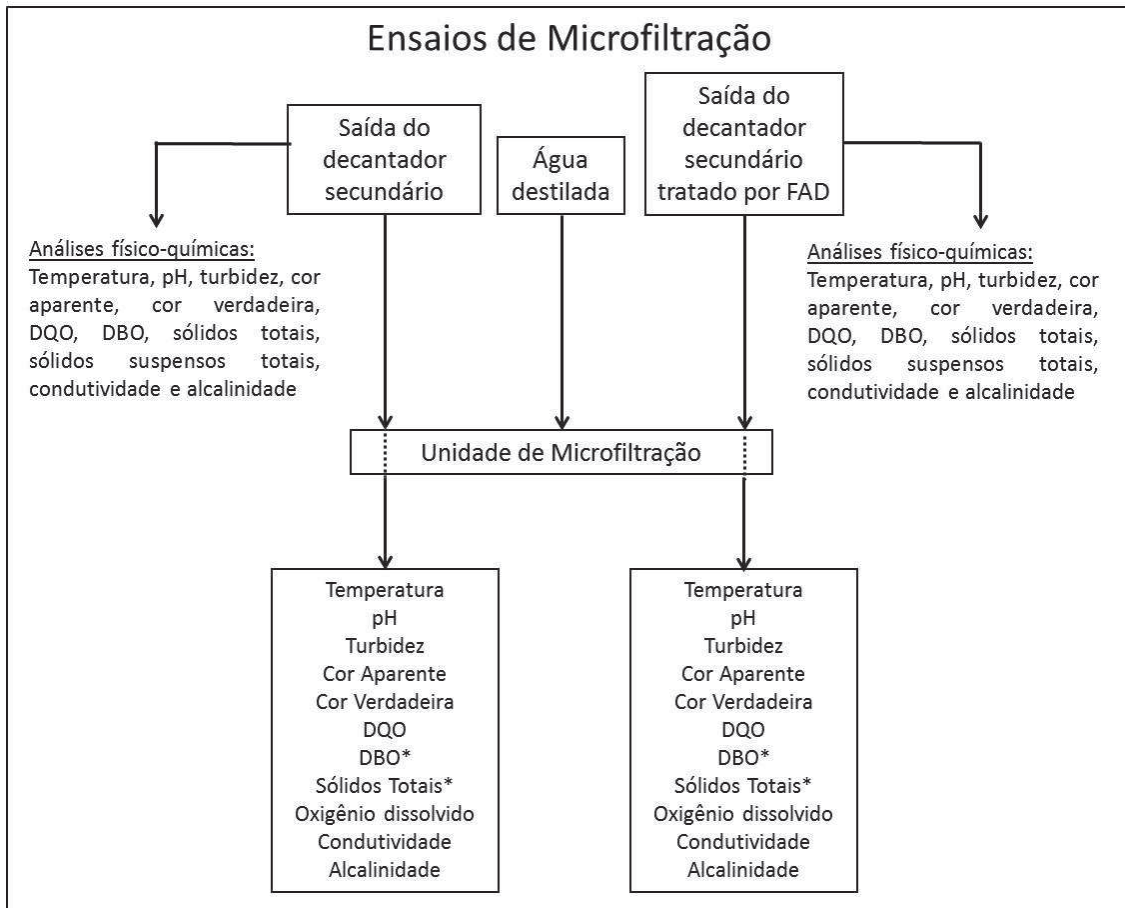
**Tabela 4.2.** Condições operacionais adotadas para os ensaios realizados na unidade piloto de microfiltração.

<b>Condições operacionais fixas</b>	<b>Valores</b>
Vazão da bomba de alimentação	6,6 L/min
Velocidade tangencial média	3,9 m/s
Intervalo de retrolavagem	10 min
Temperatura média de operação	30°C
Período de operação	3h (180 min)
Pressão de operação	0,25 MPa
Pressão de retrolavagem	0,30 MPa
Volume de esgoto em cada ensaio	12 L
Tempo de coleta das amostras de permeado	a cada 30 min de operação

#### 4.4.3. Roteiro de Ensaio na unidade de microfiltração

Antes de cada ensaio de filtração a membrana era submetida a limpeza química durante período de uma hora, recirculando no sistema uma solução de hidróxido de sódio à 5 % aquecida à 60°C .

Foram realizadas 3 bateladas de ensaio de microfiltração (Figura 4.12) , sendo uma com água destilada, outra com efluente da saída do decantador secundário (configuração original da indústria) e outra com o efluente da saída do decantador secundário tratado por flotação por ar dissolvido (na melhor condição operacional obtida na pesquisa), com o objetivo de comparar e avaliar os valores de fluxo de permeado em cada batelada. Avaliou-se também o desempenho da unidade de microfiltração na remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO a cada 30 minutos de filtração, e DBO e sólidos totais da amostra composta após 3 horas de filtração.



**Figura 4.12.** Fluxograma dos ensaios de microfiltração.

\* ensaios realizados com uma amostra composta, após 3 horas de filtração.

A configuração da flotação por ar dissolvido em que se obteve melhor percentual de remoção dentre os ensaios da Etapa 1 – Fase 3 foi selecionada para se produzir amostra de flotado para ser submetida na unidade de microfiltração. A configuração escolhida encontra-se na Tabela 4.3.

**Tabela 4.3.** Condições operacionais adotadas na flotação por ar dissolvido para se produzir amostra de flotado para o ensaio de microfiltração.

<b>Parâmetro</b>	<b>Valor</b>
Gradiente de Floculação	40 s <sup>-1</sup>
Tempo de floculação	7 min
Dosagem de coagulante (PAC)	175 mg.L <sup>-1</sup>
Dosagem de polímero catiônico	50 mg.L <sup>-1</sup>
Velocidade de Flotação	9 cm/min
Percentual de recirculação	30%

Para a realização da batelada na unidade de microfiltração com o efluente



tratado por flotação por ar dissolvido, foram realizadas 24 bateladas de flotação em jarros de 1,5 litros, de onde eram retirados aproximadamente 500 mL de sobrenadante de cada jarro, totalizando 12 L para o ensaio de microfiltração.

#### 4.5. Análises de Lignina e AOX

Depois dos ensaios de flotação adotaram-se as melhores configurações desses para então serem realizadas as análises de lignina e AOX, bem como do efluente bruto e o da saída do decantador secundário.

As análises de remoções de lignina foram realizadas pelo fato de ser um elemento bastante presente no efluente da indústria de papel e celulose e estar associada a coloração do mesmo. Já as análises de remoção de AOX foram realizadas devido seu intenso potencial de toxicidade.

As três configurações da FAD adotadas para estes ensaios estão apresentadas na tabela 4.4.

**Tabela 4.4.** Configurações da flotação por ar dissolvido adotadas para os ensaios de lignina e AOX.

<b>Parâmetro</b>	<b>Configuração 1</b>	<b>Configuração 2</b>	<b>Configuração 3</b>
Gradiente de Flocculação	40 s <sup>-1</sup>	40 s <sup>-1</sup>	40 s <sup>-1</sup>
Tempo de flocculação	7 min	7 min	4 min
Dosagem de coagulante	150 mg.L <sup>-1</sup>	175 mg.L <sup>-1</sup>	175 mg.L <sup>-1</sup>
Tipo de polímero	Aniônico	Catiônico	Catiônico
Dosagem de polímero	1 mg.L <sup>-1</sup>	50 mg.L <sup>-1</sup>	50 mg.L <sup>-1</sup>
Velocidade de Flotação	2 cm/min	9 cm/min	9 cm/min
Percentual de recirculação	20%	30%	20%

As condições operacionais foram adotadas pelo seu desempenho em relação às demais condições testadas. Optou-se pela escolha da melhor configuração com uso de polímero aniônico e de duas configurações com o uso de polímero catiônico; uma de melhor desempenho e outra com desempenho um pouco menor, porém mais econômica na água para recirculação.

As análises de lignina também foram feitas para os ensaios realizados na Etapa 2, na unidade de microfiltração e para os demais efluentes relacionados a esse ensaio (bruto, saída do decantador secundário e tratado por FAD).

#### 4.5.1. Metodologia das análises de Lignina

As concentrações de lignina foram quantificadas pelo método colorimétrico, a partir de um Espectrofotômetro com leituras no comprimento de onda de 700 nm. As análises de lignina foram realizadas de acordo com o *Standart Methods 5550B* (APHA, 1998).

Primeiramente extraíram-se os extrativos lipofílicos de uma alíquota de 50 ml de efluente com 15 ml de diclorometano. Essa extração foi realizada por 3 vezes em sequência, onde as fases orgânicas foram descartadas.

Em 50 mL de efluente em temperatura acima de 20°C, com intervalo entre  $\pm 2$  °C, adicionou-se 1mL do reagente Folin Fenol (Merck) e 10 mL do reagente Carbonato de Tartarato. A lignina contém grupos aromáticos hidroxilados que reagem com o Folin Fenol e formam uma coloração azulada, portanto aguardou-se 30 minutos para a formação da cor na solução.

Utilizando soluções padrões de lignina construiu-se a curva analítica, onde posteriormente comparou-se a solução preparada no comprimento de onda de 700 nm.

O reagente Carbonato de Tartarato é composto por 200 g de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  e 12 g de tartarato de sódio ( $\text{Na}_2\text{C}_4\text{H}_4\text{O}_6 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ), diluídos em 750 mL de água destilada quente. A solução é arrefecida a 20 °C e diluída a 1L.

As análises de lignina foram realizadas no Laboratório de Controle de Qualidade da Água, da Divisão de Água e Esgoto da Universidade Federal de Viçosa (UFV) pelas bolsistas de Iniciação Científica Vanessa Arantes Lizardo e Eduardo Oliveira Reis, sob responsabilidade da professora Dra. Ann Honor Mounter.

#### 4.5.2. Metodologia da análise de AOX

As determinações do teor de AOX foram adquiridas segundo recomendações da norma europeia ISO 9562:2004, descrita a seguir.

Inicialmente prepara-se a amostra, diluindo-a de forma a reduzir o teor de cloretos abaixo de 1000 mgCl<sup>-</sup>/L e de DQO menor que 10 mg.L<sup>-1</sup>.

Transfere-se 100 mL de amostra para um Erlenmeyer com capacidade de 250 mL, onde adiciona-se ácido nítrico concentrado até obter pH abaixo de 2, 5 mL de solução de nitrato de sódio 0,2 mol/L e uma alíquota de carvão ativado (65 mg).

Coloca-se o Erlenmeyer sob agitação durante 60 minutos, a fim de originar a

adsorção dos compostos orgânicos halogenados pelo carvão ativado.

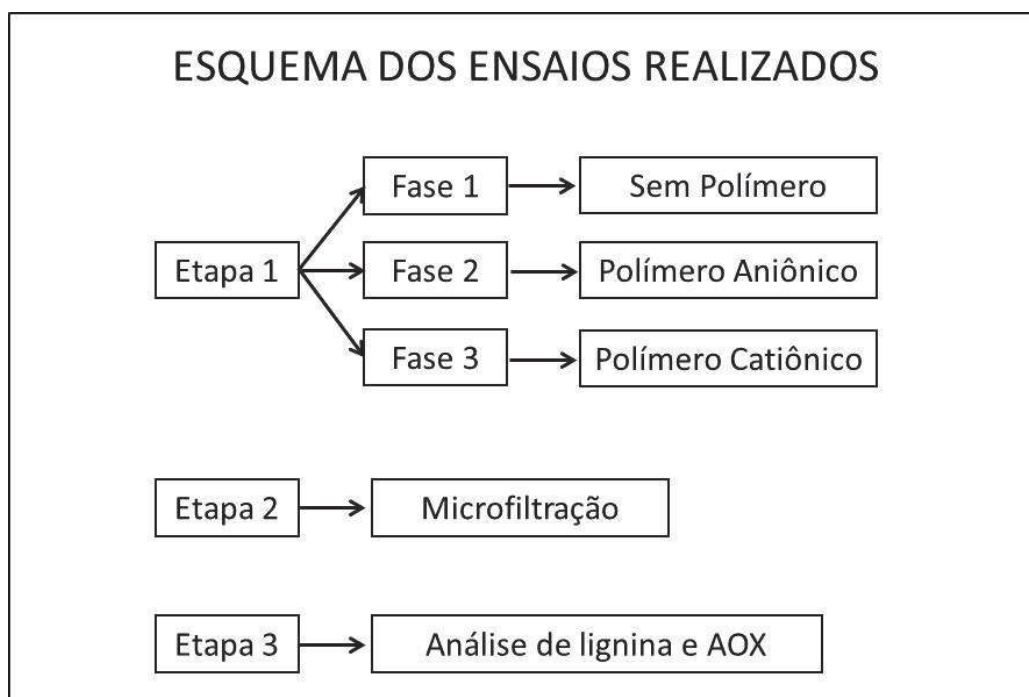
Após os 60 minutos de agitação a amostra é filtrada em uma membrana de policarbonato, com porosidade de 2 $\mu$ m. Posteriormente a filtração da amostra, filtrou-se um pequeno volume da solução de nitrato de sódio para remover os resíduos de haletos inorgânicos ainda presentes.

A membrana e o filtrado são introduzidos no forno analisador, onde ocorre uma combustão a uma temperatura de 950°C, com um fluxo de oxigênio que arrasta os gases até uma unidade de secagem, que contém ácido sulfúrico concentrado para o resfriamento dos gases. Em seguida, os gases chegam a uma célula eletrolítica, com eletrodos de prata e platina e uma cadeia de medição, onde acontece a reação entre os halogênios oriundos da combustão do filtrado, e a prata liberada pelo eletrodo. A reação entre halogênios e prata é quantificada pela cadeia de medição que, através de um computador dedicado ao analisador, gera os resultados por meio de um gráfico (EUROPEAN STANDARD, 1996; STRÖHLEIN GmbH & CO, 1996).

Todas as análises de AOX foram realizadas em quadruplicata no Laboratório de Química Orgânica/AOX da Universidade do Vale do Itajaí - UNIVALI pela bióloga Andreia Miranda da Silva, pelo aluno de Engenharia Ambiental Jean Rafael Negri e pela professora Dr. Márcia Gilmar Marian Vieira (responsável).

## 5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

A apresentação e discussão dos resultados serão realizadas conforme a caracterização geral ilustrada na Figura 5.1.



**Figura 5.1.** Esquema geral dos ensaios realizados.

### 5.1. Ensaio de Flotação (Etapa 1)

Nesta etapa estudou-se o tratamento de efluente de indústria de papel e celulose por flotação por ar dissolvido, sendo dividido em 3 fases. Contendo na Fase 1 o tratamento por FAD apenas com o uso de coagulante PAC, sem adição de polímero; na Fase 2 o tratamento com o uso de coagulante PAC e polímero aniônico; e na Fase 3 o tratamento com coagulante PAC e polímero catiônico. Os ensaios em *flotatest* foram realizados com amostras de efluente da saída do decantador secundário da ETE.

#### 5.1.1. Resultados Fase 1

A Fase 1 foi subdividida em duas, Fases 1A e 1B, tendo como objetivo avaliar a melhor dosagem de coagulante, gradiente de velocidade e velocidade de flotação.

Os coagulantes metálicos são conhecidos por serem mais eficientes na desestabilização das partículas finas suspensas, portanto optou-se pela pré-desestabilização através da coagulação, tornando mais eficiente a ação posterior do polímero.

Na Tabela 5.1 encontram-se as características das amostras de efluente que foram coletadas para a realização dos ensaios da Fase 1. Na Fase 1A, as bateladas 1 e 2 são equivalentes aos ensaios com gradiente de velocidade de 40 e 80 s<sup>-1</sup>, respectivamente.

**Tabela 5.1.** Caracterização das amostras de efluente submetidas aos ensaios de flotação na Fase 1.

Parâmetro	Fase 1A		Fase 1B
	Batelada 1	Batelada 2	
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	1083	1083	1165
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	34	34	8
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	290	251	150
DBO (mg.L <sup>-1</sup> )	-	-	2,15
Temperatura (°C)	21,0	21,6	23,8
pH	7,3	7,7	7,8
Turbidez (uT)	25,8	22,6	6,18
Cor aparente (uC)	536	506	364
Cor verdadeira (uC)	-	-	294
Fósforo (mg.L <sup>-1</sup> )	0,45	0,45	< 0,1
Nitrogênio Amoniacal (mg.L <sup>-1</sup> )	3,5	3,5	< 0,1
Alcalinidade (mg CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	44	44	74
Oxigênio Dissolvido (mg.L <sup>-1</sup> )	-	-	5,5

De acordo com a Tabela 5.1, é possível observar que os parâmetros de qualidade do efluente dos ensaios da Fase 1A são, em geral, inferiores à qualidade do efluente da Fase 1B. Tais oscilações qualitativas são consideradas normais em efluentes industriais, por depender de características de processo e produção da indústria.

#### 5.1.1.1. Fase 1A

Na Fase 1A destinou-se a encontrar a dosagem de coagulante mais adequada para esse tipo de efluente e melhor gradiente de velocidade, a partir de valores reportados na literatura.

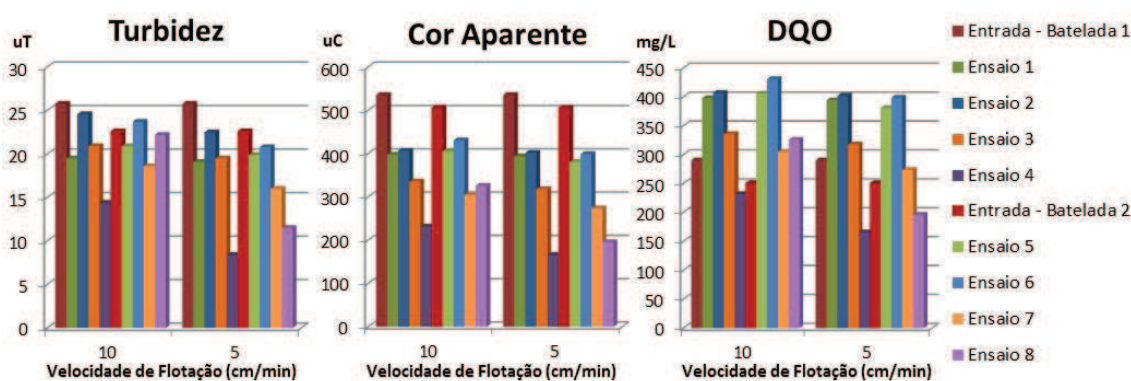
Na Tabela 5.2 são apresentados os resultados das eficiências de remoção de turbidez, cor aparente e DQO obtidos na unidade de flotação para diferentes dosagens de coagulante e duas velocidades de flotação.

**Tabela 5.2.** Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 1A.

Ensaio	DC (mg.L <sup>-1</sup> )	Gf (s <sup>-1</sup> )	pH Coag.	Turbidez (%)		Cor A (%)		DQO (%)	
				Vf1	Vf2	Vf1	Vf2	Vf1	Vf2
1	40	40	7,1	24,42	25,97	25,75	26,49	31,79	33,82
2	60		7,1	4,65	12,79	24,07	25,00	22,00	38,34
3	80		7,0	18,99	24,42	37,31	40,67	29,23	21,75
4	100		6,8	44,19	67,48	56,72	69,03	25,12	36,49
5	40	80	7,2	7,52	11,95	19,76	24,70	-5,33	15,44
6	60		7,2	-4,87	7,96	14,82	21,15	-3,70	-1,39
7	80		7,0	17,70	29,20	39,72	45,85	14,11	36,62
8	100		6,8	1,77	49,12	35,57	61,26	14,66	25,85

Onde: Vf1 = 10cm/min; Vf2 = 5cm/min

Na figura 5.2 são apresentados os resultados de turbidez, cor aparente e DQO residual dos ensaios da Fase 1A, em função das diferentes dosagens de coagulante, gradiente de velocidade e velocidades de flotação.



**Figura 5.2.** Residuais de turbidez, cor aparente e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 1A.

Nota-se, ao observar a Tabela 5.2, que as maiores eficiências de remoção foram, em geral, encontradas na maior dosagem de coagulante de 100 mg.L<sup>-1</sup>.

Quanto às velocidades de flotação, pode-se notar que tiveram diferença significativa, principalmente nas maiores dosagens de coagulante. A menor velocidade de flotação, 5 cm/min, significou os melhores resultados de remoção para todos os parâmetros, demonstrando a necessidade de se adotar taxas menores para se obter adequada ascensão dos flocos para este tipo de efluente.

Apesar dos valores de turbidez residual ainda serem elevados, apenas no ensaio 6 não foi obtido remoção de turbidez. Em alguns ensaios o menor valor residual de turbidez alcançado foi de 8,39 uT, no ensaio 4.

Verificou-se (Figura 5.2) que os menores valores residuais obtidos foram para a dosagem de coagulante de 100 mg.L<sup>-1</sup> e gradiente de velocidade de 40s<sup>-1</sup>, onde foi possível atingir 232 e 166 uC de cor aparente e 218 e 184 mg.L<sup>-1</sup> de DQO, nas velocidades de flotação de 10 e 5 cm/min, respectivamente.

De acordo com os dados apresentados na Tabela 5.2 verifica-se que as eficiências de remoção obtidas para o gradiente médio de mistura lenta de 40 s<sup>-1</sup> foram maiores quando comparadas aos resultados obtidos com 80 s<sup>-1</sup>. As eficiências “negativas” apresentadas na tabela, indicam a permanência de flocos em suspensão na amostra líquida após a flotação. Esses flocos não removidos contribuíram para o aumento do valor da turbidez e DQO de algumas amostras

Costanzi e Daniel (2002) obtiveram eficiências de 89,76% de DQO, 98,68% de turbidez e 98,03% de SST para um efluente de máquina de papel, após tratamento por FAD com velocidade de 150 m/d (10,41 cm/min), 60 mg.L<sup>-1</sup> de cloreto férrico e porcentagem de recirculação de 18%. O efluente tratado pelos autores possuía parâmetros com valores elevados, a saber: 979 uT, 713 mg.L<sup>-1</sup> de DQO e 815 mg.L<sup>-1</sup> de SST. O referido autor obteve elevadas eficiências de remoção, o que está relacionado a maior facilidade de coagular um efluente com maior concentração de partículas. Efluentes com baixa turbidez e cor elevada são em geral de difícil coagulação.

#### 5.1.1.2. Fase 1B

A partir da fase 1A foi possível observar que os melhores resultados obtidos foram para maior dosagem de coagulante empregada, portanto, na Fase 1B foram testadas dosagens maiores de coagulante (50, 100, 150, 200, 250 e 300 mg.L<sup>-1</sup>) e velocidades de flotação menores, afim de aumentar a eficiência do processo.

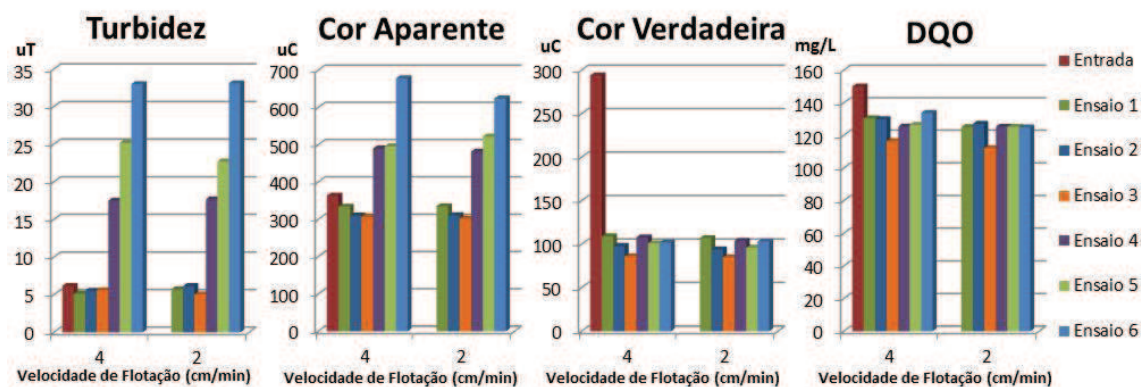
Na Tabela 5.3 são apresentados os valores das eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, na unidade de flotação, para diferentes dosagens de coagulante e duas velocidades de flotação.

**Tabela 5.3.** Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 1B.

Ensaio	DC (mg.L <sup>-1</sup> )	pH Coag.	Turbidez (%)		Cor A (%)		Cor V (%)		DQO (%)	
			Vf1	Vf2	Vf1	Vf1	Vf1	Vf1	Vf1	Vf2
1	50	7,4	16,83	7,28	8,24	7,97	62,93	63,61	13,03	16,55
2	100	7,2	10,68	0,49	14,84	14,56	66,67	68,03	13,33	15,19
3	150	7,0	9,39	18,45	15,66	17,03	70,75	71,09	22,33	25,15
4	200	6,8	-183,17	-186,41	-34,62	-32,42	63,27	64,63	16,35	16,45
5	250	6,7	-307,77	-267,31	-36,26	-43,41	65,65	67,35	15,65	16,52
6	300	6,6	-433,98	-435,60	-86,26	-71,43	65,31	64,97	10,82	16,69

Onde: Vf1 = 4cm/min; Vf2 = 2cm/min

Os valores residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, em função das dosagens de coagulante e velocidade de flotação, da Fase 1B estão representados na Figura 5.3.



**Figura 5.3.** Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 1B.

Comparando as tabelas 5.2 e 5.3 é possível notar que as eficiências de remoção da fase 1B foram menores que as da fase 1A, pelo fato da qualidade geral do efluente da Fase 1B apresentar baixa concentração de partículas. Efluentes contendo baixo teor de turbidez (6,18 uT) e baixa concentração de sólidos suspensos totais (8 mg.L<sup>-1</sup>) dão



origem a flocos de baixa densidade que resultam em problemas relacionados a redução de eficiência do processo de flotação.

Ao visualizar a Figura 5.3 verifica-se um aumento significativo dos valores remanescentes de turbidez e cor aparente a partir da dosagem de 200 mg.L<sup>-1</sup> de coagulante, representado com valores negativos de eficiência na Tabela 5.3. Esse fato possivelmente ocorreu pela adição elevada de coagulante, onde houve precipitação química do material suspenso, que resultou na formação de flocos que não foram removidos pela flotação. Costanzi et al (2000) em estudo da tratabilidade do efluente da máquina de papel por processos físico-químicos, também observou o aumento da turbidez remanescente em ensaios com flotação, principalmente nas dosagens de cloreto férrico de 60 mg/L e velocidade de flotação de 300 m/d (20,83 cm/min).

Os valores residuais de turbidez e cor aparente seguiram a mesma ordem de remoção por se tratarem de parâmetros relacionados com material coloidal ou em suspensão/insolúveis. Enquanto os resultados de cor verdadeira estão relacionados a substâncias dissolvidas, com diâmetro inferior a 10<sup>-3</sup> µm, como material orgânico e inorgânico.

Nota-se, ao observar a Tabela 5.3 e a Figura 5.3 que os menores valores residuais e conseqüentemente as maiores eficiências de remoção, se encontram no ensaio 3, em que a dosagem de coagulante era de 150 mg.L<sup>-1</sup>.

Não foi obtida diferença significativa de desempenho entre as velocidades de flotação empregadas, em todos os ensaios elas se comportaram de maneira semelhante.

Apesar das eficiências de remoção não serem elevadas, os valores residuais dos parâmetros apresentaram valores baixos. Para dosagem de coagulante de 150 mg.L<sup>-1</sup> e velocidade de flotação de 2 cm/min temos os valores residuais de 5,04 uT, 302 uC, 85 uC e 112 mg.L<sup>-1</sup>, para turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, respectivamente.

### 5.1.2. Resultados Fase 2

A Fase 2 foi dividida em 4 subfases, Fase 2A, 2B, 2C e 2D. A Fase 2 se caracterizou pela avaliação do coagulante PAC juntamente com o polímero aniônico Praestol 2515, em pó, no tratamento de efluente de indústria de papel e celulose por FAD.

Foram testadas duas dosagens de coagulante PAC, 100 mg.L<sup>-1</sup> e 150 mg.L<sup>-1</sup>, associadas com quatro dosagens de polímero aniônico, sendo: 0,25 mg.L<sup>-1</sup>, 0,50 mg.L<sup>-1</sup>,

0,75 mg.L<sup>-1</sup> e 1,00 mg.L<sup>-1</sup>. A aplicação do polímero ocorreu aos 30s após inserir o coagulante na mistura rápida.

Testaram-se também mais dois tempos de floculação menores, uma vez que foi constatada uma rápida formação de flocos na etapa anterior. A partir da melhor dosagem de polímero aniônico e melhor tempo de floculação, variou-se o pH do efluente em busca de melhores resultados.

Durante a realização dos ensaios da Fase 2, o efluente da saída do decantador secundário apresentou as características conforme a Tabela 5.4.

**Tabela 5.4.** Caracterização das amostras de efluente submetidas aos ensaios de flotação na Fase 2.

<b>Parâmetro</b>	<b>Fase 2A, 2B e 2C</b>	<b>Fase 2D</b>
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	1165	1856
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	8	35
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	150	518
DBO (mg.L <sup>-1</sup> )	2,15	17,35
Temperatura (°C)	23,8	20,8
pH	7,8	7,5
Turbidez (uT)	6,18	52,6
Cor aparente (uC)	364	1770
Cor verdadeira (uC)	294	1615
Fósforo (mg.L <sup>-1</sup> )	< 0,1	0,26
Nitrogênio Amoniacal (mg.L <sup>-1</sup> )	< 0,1	< 0,1
Alcalinidade (mg CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	74	103
Oxigênio Dissolvido (mg.L <sup>-1</sup> )	5,5	5,33

Conforme apresentado na Tabela 5.4, os resultados referentes aos parâmetros de qualidade da Fase 2D apresentaram valores elevados quando comparados com os resultados das Fases 2A, 2B e 2C. Oscilações consideradas habituais ao se tratar de efluente industrial.

#### 5.1.2.1. Fase 2A

Nesta fase foram testadas três dosagens de polímero aniônico para a dosagem de 150 mg.L<sup>-1</sup> de coagulante, variando os tempos de floculação (5, 7 e 10 minutos).

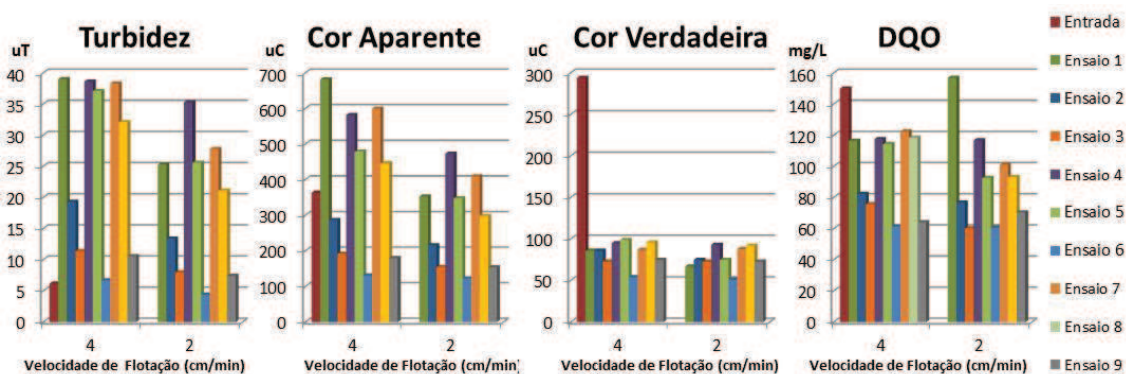
Na Tabela 5.5 estão expostos os resultados das eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, para dosagem de 150 mg.L<sup>-1</sup> de coagulante, diferentes dosagens de polímero e tempos de floculação.

**Tabela 5.5.** Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 2A.

Ensaio	DC (mg.L <sup>-1</sup> )	DP (mg.L <sup>-1</sup> )	Tf (min)	pH Coag.	Turbidez (%)		Cor A (%)		Cor V (%)		DQO (%)	
					Vf1	Vf2	Vf1	Vf2	Vf1	Vf2	Vf1	Vf2
1		0,25		6,8	-531,07	-309,39	-87,36	3,02	70,75	77,21	22,31	-4,61
2		0,50	5	6,8	-212,30	-116,83	21,15	40,66	70,75	74,49	45,13	48,78
3		1,00		6,9	-84,47	-29,45	47,25	57,42	75,17	75,17	49,49	59,89
4		0,25		6,8	-524,60	-471,20	-59,89	-29,95	67,69	68,37	21,63	22,16
5	150	0,50	7	6,9	-500,32	-314,24	-31,59	4,40	66,33	74,49	23,75	38,29
6		1,00		6,9	-8,90	28,32	64,01	66,21	81,63	82,65	59,13	59,59
7		0,25		6,9	-519,74	-349,84	-64,84	-12,64	70,41	70,07	18,40	32,67
8		0,50	10	6,9	-419,42	-241,42	-22,53	18,13	67,35	68,71	21,01	37,92
9		1,00		6,9	-71,52	-20,23	50,55	57,69	74,49	75,17	57,21	52,97

Onde: Vf1 = 4cm/min; Vf2 = 2cm/min

Os resultados residuais dos parâmetros turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO dos ensaios da Fase 2A, estão ilustrados na Figura 5.4.



**Figura 5.4.** Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 2A.

A partir da Tabela 5.5 e da Figura 5.4, pode-se observar que os resultados não tiveram diferenças expressivas entre as diferentes velocidades de flotação e os tempos de floculação usados, porém, o tempo de 7 minutos foi o mais eficiente entre os demais.

A melhor configuração obtida nessa fase foi para a dosagem de 1mg/L de polímero aniônico, tempo de floculação de 7 minutos e velocidade flotação de 2 cm/min. As menores dosagens de polímero aplicadas não demonstraram ser eficientes, pois elevaram a concentração de sólidos em suspensão, aumentando os valores de turbidez e cor aparente na maioria dos ensaios.

As remoções de turbidez e cor aparente se comportaram de forma similar, assim como as remoções de cor verdadeira e DQO.

Os valores residuais alcançados na melhor configuração dessa fase foram: 6,73 e 4,43 uT de turbidez, 131 e 123 uC de cor aparente, 54 e 51 uC de cor verdadeira e 61 e 60 mg.L<sup>-1</sup> de DQO, para as velocidade de flotação 4 e 2 cm/min, respectivamente.

Schoenals (2006) testou diferentes tipos e dosagens de coagulantes combinados com o polímero aniônico FLONEX 9073, no tratamento primário de efluentes de abatedouros de aves, e teve como ótima dosagem a combinação de PAC e polímero aniônico nas concentrações de 80 mg.L<sup>-1</sup> e 1,5 mg.L<sup>-1</sup>, respectivamente. A dosagem de PAC foi a maior em comparação com os coagulantes férricos, porém o consumo de polímero foi menor. Nesse ensaio obteve-se remoção de 70,25% de cor, 83,26% de turbidez, 87,5% de SST e 59,8% de DQO.

Durante a revisão bibliográfica existiu a dificuldade de se encontrar na literatura, trabalhos relacionados à flotação por ar dissolvido como pós-tratamento de efluente de papel e celulose. Os poucos trabalhos encontrados empregavam a flotação no tratamento primário desses efluentes, na recuperação de fibras, e para efluentes da máquina de papel.

### 5.1.2.2. Fase 2B

Nesta fase foram testadas as dosagens de 100 e 150 mg.L<sup>-1</sup> de coagulante para 0,75 e 1,0 mg.L<sup>-1</sup> de polímero aniônico. O tempo de floculação adotado nesse ensaio foi o de 7 minutos, melhor encontrado na Fase 2A.

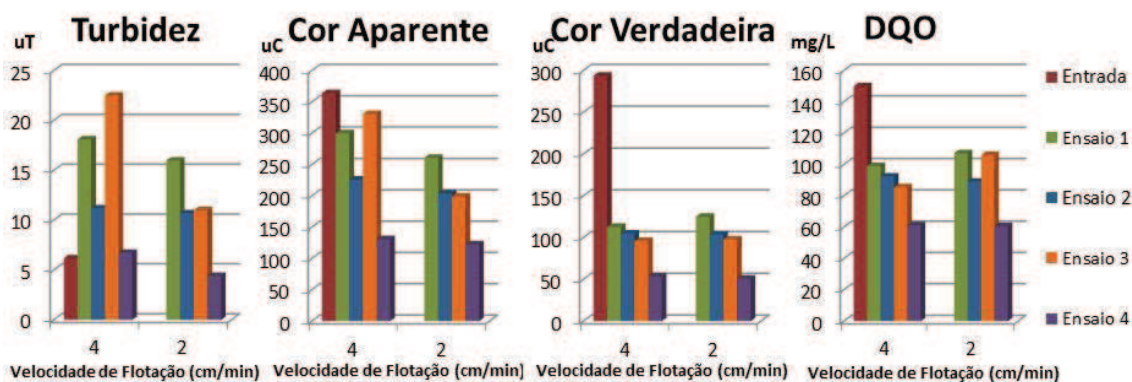
Na Tabela 5.6 são apresentados os valores das eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, em função das dosagens de coagulante e polímero. O ensaio 4 se refere a melhor configuração encontrada Fase 2A.

**Tabela 5.6.** Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 2B.

Ensaio	DC (mg.L <sup>-1</sup> )	DP (mg.L <sup>-1</sup> )	pH Coag.	Turbidez (%)		Cor A (%)		Cor V (%)		DQO (%)	
				Vf1	Vf2	Vf1	Vf2	Vf1	Vf2	Vf1	Vf2
1	100	0,75	7,1	-192,8	-158,9	17,58	28,30	61,56	57,48	33,90	28,45
2		1,00	7,1	-81,23	-73,14	37,91	43,96	64,29	64,63	38,35	40,55
3	150	0,75	7,0	-264,0	-77,99	9,07	45,33	67,35	66,67	42,99	29,29
4		1,00	6,9	-8,90	28,32	64,01	66,21	81,63	82,65	59,13	59,59

Onde: Vf1 = 4cm/min; Vf2 = 2cm/min

Os valores residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, em função das dosagens de coagulante e polímero estão representados na Figura 5.5.



**Figura 5.5.** Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 2B.

Como podemos observar a partir da Tabela 5.6, os ensaios 1, 2 e 3 não superaram os percentuais de remoção alcançados no ensaio 4.

Na Figura 5.5 observamos que os menores valores remanescentes em todos os parâmetros são referentes ao ensaio 4. Portanto as reduções de dosagem de polímero e coagulante não foram eficientes.

Dias e Pereira (2007) alcançaram valores residuais de 19,56 uT de turbidez e 312 uH de cor aparente utilizando a flotação como pós tratamento de efluentes sanitário de reator UASB, com dosagens de 90 mg.L<sup>-1</sup> de cloreto férrico e 1mg.L<sup>-1</sup> de polímero aniônico, tendo na saída do reator 455 uH de cor aparente e 42,9 uT de turbidez.

#### 5.1.2.3. Fase 2C

Com o intuito de otimizar a melhor configuração obtida da fase 2A, variou-se o pH inicial do efluente com adição de hidróxido de sódio (NaOH) ou ácido sulfúrico (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>), a depender do pH de interesse. Foram realizados os ensaios em pH 5,0; 5,5; 6,0 ; 7,5; 8,0 e 8,5.

Além da dosagem de coagulante de 150 mg.L<sup>-1</sup>, adotada na Fase 2A, testou-se, também, a dosagem de 100 mg.L<sup>-1</sup>.

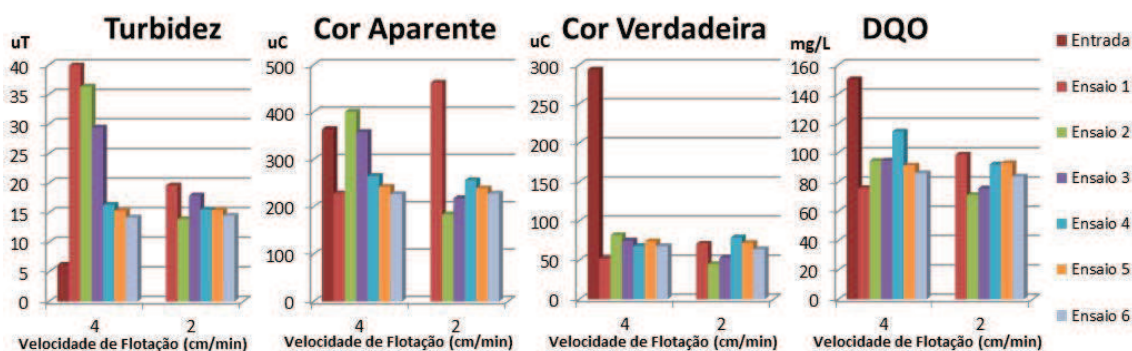
As eficiências de remoção de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nesta fase, nos diferentes valores de pH e dosagens de coagulante, estão exibidos na Tabela 5.7.

**Tabela 5.7.** Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 2C.

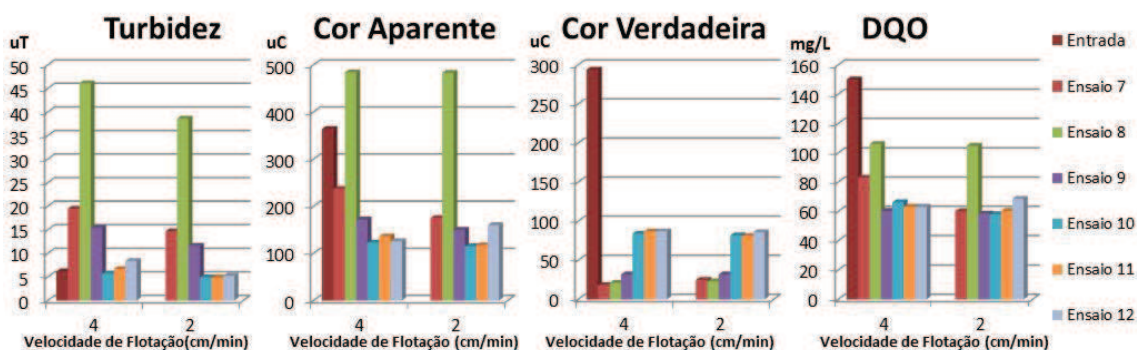
Ensaio	DC (mg.L <sup>-1</sup> )	pH	pH Coag.	Turbidez (%)		Cor A (%)		Cor V (%)		DQO (%)	
				Vf1	Vf2	Vf1	Vf2	Vf1	Vf2	Vf1	Vf2
1	100	5,0	4,7	-545,6	-217,1	37,36	-26,92	82,31	75,85	49,53	34,32
2		5,5	5,1	-487,3	-124,9	-10,16	49,45	72,11	84,69	37,07	52,60
3		6,0	5,8	-375,7	-189,6	1,65	40,11	74,49	81,97	36,89	49,64
4		7,5	7,1	-163,7	-150,8	27,20	29,67	76,87	73,13	23,71	38,69
5		8,0	7,8	-147,5	-149,1	33,52	34,34	74,83	75,51	39,15	38,08
6		8,5	8,2	-129,7	-134,6	37,64	37,36	76,87	78,23	42,68	44,19
7	150	5,0	4,8	-215,5	-137,8	34,89	51,92	93,88	91,50	44,60	59,89
8		5,5	5,1	-645,9	-524,6	-32,97	-32,69	92,86	92,18	29,29	30,10
9		6,0	5,7	-149,1	-87,70	52,75	58,79	89,12	89,12	59,75	60,95
10		7,5	6,9	7,28	20,39	66,21	68,41	71,43	72,11	55,83	61,31
11		8,0	7,5	-8,25	21,04	62,64	67,86	70,41	72,45	57,81	59,77
12		8,5	7,9	-35,44	15,37	65,38	56,04	70,41	70,75	57,87	54,24

Onde: Vf1 = 4cm/min; Vf2 = 2cm/min

Os gráficos de residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO residual dos ensaios da Fase 2C, estão apresentados nas Figuras 5.6 e 5.7, para as dosagens de coagulante de 100 e 150 mg.L<sup>-1</sup>, respectivamente.



**Figura 5.6.** Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 2C.



**Figura 5.7.** Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 2C.

Observando a Tabela 5.7 podemos notar que os melhores percentuais de remoção, no que se refere a turbidez, cor aparente e DQO, se encontram entre o pH 7,5 e 8,0, pH natural do efluente, fato que dispensaria a correção do pH do mesmo. A dosagem de  $150 \text{ mg.L}^{-1}$  de coagulante foi mais satisfatória para todos os parâmetros estudados, quando comparada com a dosagem de  $100 \text{ mg.L}^{-1}$ , fato constatado em experimentos anteriores.

Experimentalmente, Amitharajah (1989) comprovou, utilizando sulfato de alumínio como coagulante, que faixas de pH menores (5,0 e 6,0) são ideais para a remoção de cor, quando se trabalha com efluentes de baixa turbidez e cor elevada.

No parâmetro cor verdadeira, os resultados mais eficientes se encontram nos pH ácidos, onde a amostra foi acidificada. Nesse processo de acidificação os sólidos dissolvidos, indicadores de cor verdadeira, precipitam e aparecem na forma de turbidez e cor aparente. O elevado aumento de turbidez nos pH ácidos podem ser justificados por esse processo.

Os resultados apresentados nas Figuras 5.6 e 5.7 permitem verificar que as velocidades de flotação não tiveram diferenças significativas, entretanto, demonstra que a velocidade de 2 cm/min é mais eficaz que a velocidade de 4 cm/min, como esperado.

Pode-se verificar também que, quanto às velocidades de flotação, os resultados observados demonstram que nesse sistema de flotação é possível trabalhar com as velocidades mais elevadas. Principalmente nas remoções com dosagem de coagulante de  $150 \text{ mg.L}^{-1}$ , onde os valores residuais dos parâmetros foram bem próximos.

Conforme pode ser visualizado na Figura 5.7, para os ensaios em diferentes valores de pH, a remoção da cor aparente, cor verdadeira e DQO foram satisfatórias,



apresentando residuais bem inferiores às amostras brutas (saída do decantador secundário).

A remoção de cor verdadeira e DQO foram interessantes nessa fase quando se cogita a aplicação da flotação por ar dissolvido como forma de pré-tratamento de efluentes para membranas de microfiltração. A cor verdadeira e a DQO são materiais particulados, causadores do processo de colmatação das membranas, a redução desses parâmetros diminui a obstrução interna dos poros da membrana. Por sua vez, o aumento da turbidez e cor aparente não apresentam tanto ameaça para a colmatação da membrana, pois por se tratarem de partículas maiores ocasionam uma colmatação reversível (formação de torta de filtro) que é mais facilmente retirada ao longo da operação pelo fluxo tangencial e retrolavagem.

#### 5.1.2.4. Fase 2D

Nesta fase trabalhou-se com amostra de efluente de qualidade inferior em comparação as fases anteriores. Na busca de otimizar os resultados, comparou-se a tratabilidade do efluente em pH ácido e pH natural do efluente, com duas dosagens de coagulante (100 e 150 mg.L<sup>-1</sup>) e duas taxas de recirculação (30 e 40%).

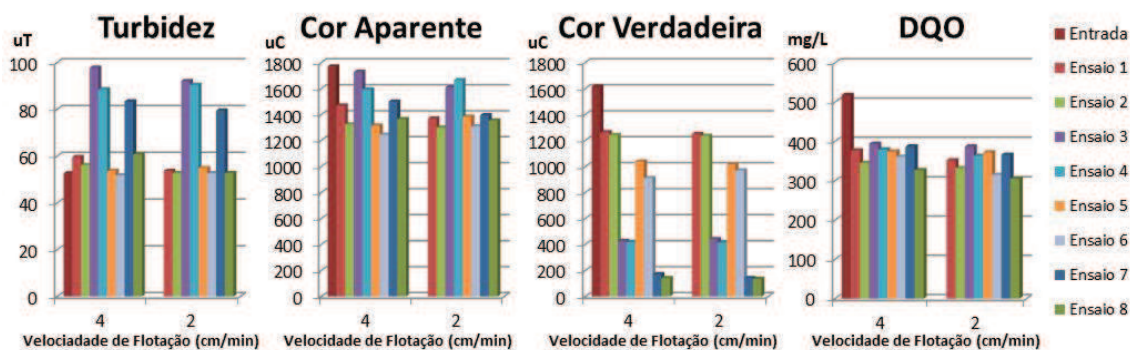
A Tabela 5.8 apresenta os percentuais de remoção das análises de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, nas duas faixas de pH, coagulante e taxa de recirculação.

**Tabela 5.8.** Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 2D.

Ensaio	DC (mg.L <sup>-1</sup> )	pH	Recir (%)	pH Coag.	Turbidez (%)		Cor A (%)		Cor V (%)		DQO (%)	
					Vf1	Vf2	Vf1	Vf2	Vf1	Vf2	Vf1	Vf2
1	100	7,5	30	6,9	-13,50	-2,09	16,95	22,60	21,73	22,48	27,22	32,05
2			40	7,0	-6,84	-0,19	25,14	26,55	22,97	23,47	33,40	35,91
3		5,5	30	5,1	-85,93	-75,10	2,26	9,04	73,56	72,63	23,94	25,29
4			40	5,0	-68,44	-72,05	9,89	5,93	74,12	74,30	26,83	29,92
5	150	7,5	30	6,8	-2,09	-4,37	25,71	21,75	35,60	37,09	27,80	28,19
6			40	6,9	1,52	-0,19	29,66	25,99	43,53	39,81	30,31	39,19
7		5,5	30	5,0	-58,56	-51,14	15,25	21,19	89,29	91,21	25,29	29,34
8			40	5,1	-15,59	-0,38	22,88	23,45	91,21	91,58	36,87	41,12

Onde: Vf1 = 4cm/min; Vf2 = 2cm/min

A Figura 5.8 apresenta os gráficos do valor residual dos parâmetros turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO dos ensaios da Fase 2D.



**Figura 5.8.** Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 2D.

Os resultados apresentados acima demonstram que as configurações testadas não foram efetivas para esse tipo de efluente. Através da Tabela 5.8 é possível verificar que somente no ensaio 6, na velocidade de flotação de 4 cm/min, foi removido turbidez. Contudo, o percentual de remoção foi a pior dentre os ensaios dessa Fase 2, apenas 1,52%.

Os valores residuais obtidos foram bastante elevados, tendo como melhores: 51,8 uT de turbidez, 1245 uC de cor aparente, 136 uC de cor verdadeira e 305 mg.L<sup>-1</sup> de DQO.

Entretanto podemos observar que os ensaios em pH de 7,5 (normal do efluente) e dosagem de 150 mg.L<sup>-1</sup> foram os mais efetivos, exceto para DQO e para cor verdadeira, que apresentou melhores resultados em meio ácido.

Os percentuais de recirculação assim como as velocidades de flotação não demonstraram diferenças expressivas, contudo as recirculações de 40% e as velocidades de 2 cm/min demonstraram resultados melhores, como esperado.

A Fase 2D não apresentou resultados satisfatórios, visto que as maiores eficiências de remoção foram de 1,5% para turbidez, 29,66% para cor aparente, 91,58% de cor verdadeira e 41,12% para DQO, inferiores às eficiências obtidas em ensaios anteriores, exceto cor verdadeira.

### 5.1.3. Resultados Fase 3

Na Fase 3 foram realizados ensaios testando combinações de dosagens de coagulante PAC com o polímero catiônico Retex EC 340, em emulsão; variando-se também porcentagem

de recirculação, velocidade de flotação e tempo de floculação. Essa fase foi dividida em 12 subfases, Fase 3A, 3B, 3C, 3D, 3E, 3F, 3G, 3H, 3I, 3J, 3K e 3L. A aplicação do polímero ocorreu aos 30s após inserir o coagulante, na mistura rápida.

Segundo Kriebel (2002), os polímeros estão disponíveis em várias formas e concentrações diferentes, e supõe-se que os polímeros em emulsão possuem um teor médio ativo de 40%, enquanto os em pó de 100%. Portanto explica-se as altas dosagens de polímero empregadas nesta Fase 3.

Tem-se como exemplo da diferença entre as dosagens de polímero em pó e em emulsão o estudo de Miki (1998), que investigou a utilização de polímeros para condicionamento de lodo de ETE para desidratação em filtro prensa, e na verificação do tempo de filtração utilizou aplicação com dosagens de 1000mg/L de polímero em pó e de 5000mg/L para polímero em emulsão.

A seguir, na Tabela 5.9, são apresentados os resultados da análise de caracterização dos efluentes da indústria, na saída do decantador secundário, para a Fase 3.

**Tabela 5.9.** Caracterização das amostras de efluente submetidas aos ensaios de flotação na Fase 3.

Parâmetro	Fases 3A, 3B, 3C, 3D, 3E e 3F	Fases 3G, 3H e 3I	Fases 3J, 3K e 3L
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	1732	-	1399
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	84	-	38
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	558	583	261
DBO (mg.L <sup>-1</sup> )	18,25	23	8,4
Temperatura (°C)	25,7	18,5	25,7
pH	7,5	7,5	7,4
Turbidez (uT)	56	61,5	24,1
Cor aparente (uC)	2495	1884	842
Cor verdadeira (uC)	2195	1784	558
Fósforo (mg.L <sup>-1</sup> )	0,42	0,2	-
Nitrogênio Amoniacal (mg.L <sup>-1</sup> )	< 0,1	-	-
Alcalinidade (mg CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	39,56	-	-
Oxigênio Dissolvido (mg.L <sup>-1</sup> )	-	-	-

Verifica-se na Tabela 5.9 que os efluentes apresentam disparidade entre suas qualidades. O efluente referente aos ensaios das últimas fases possui melhor qualidade comparado aos demais, principalmente no que se refere à DQO, turbidez e cor.

#### 5.1.3.1. Fase 3A

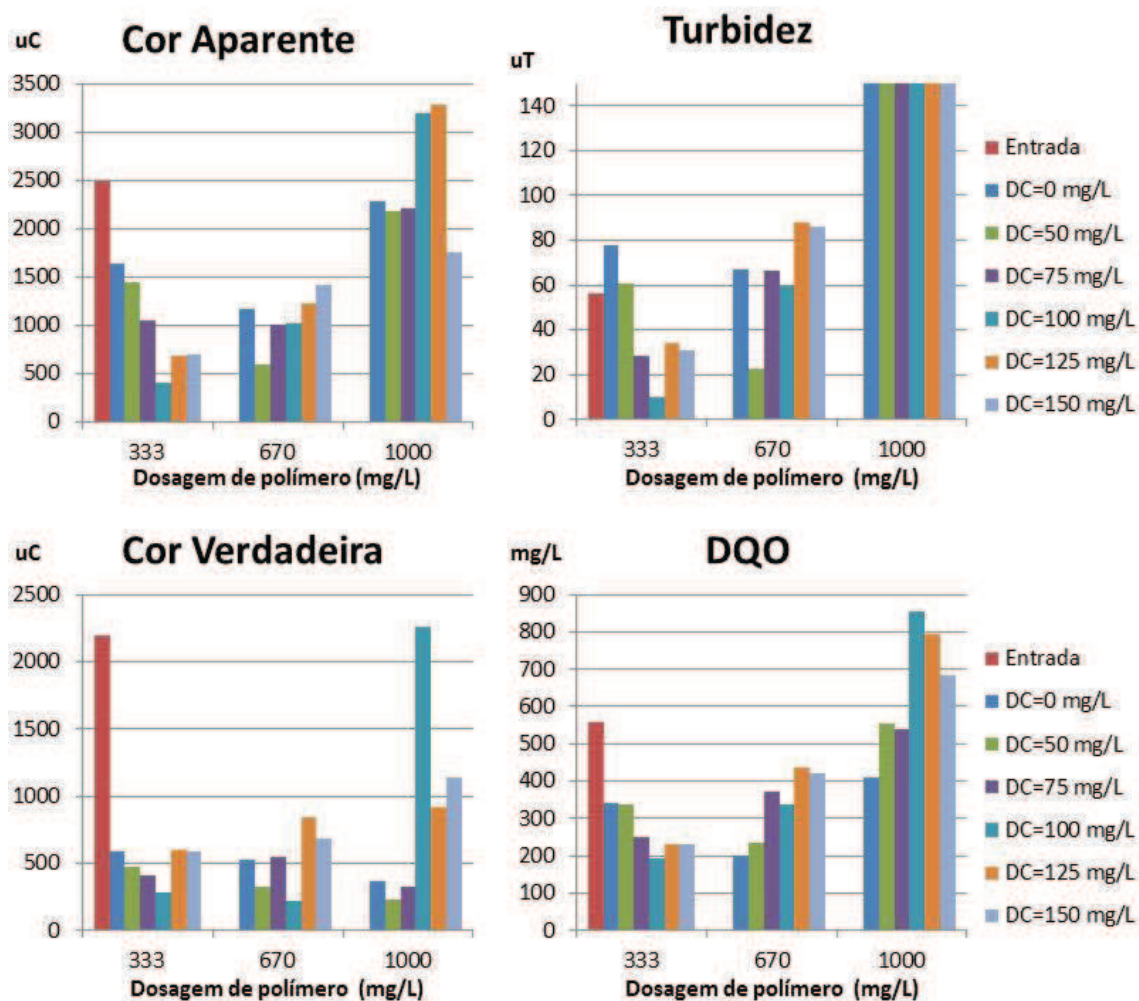
A fim de se conhecer qual a melhor combinação de dosagens de coagulante e polímero, na Fase 3A foram testadas 6 dosagens de coagulante (0, 50, 75, 100, 125 e 150 mg.L<sup>-1</sup>) combinadas com 3 dosagens de polímero (333, 670 e 1000 mg.L<sup>-1</sup>). A partir dos resultados obtidos pelos ensaios anteriores, nessa fase usou-se somente uma velocidade flotação (3cm/min) e recirculação de 30%.

Os resultados das eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO para as diferentes combinações de coagulante e polímero catiônico encontram-se na Tabela 5.10.

**Tabela 5.10.** Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3A.

Ensaio	DC (mg.L <sup>-1</sup> )	DP (mg.L <sup>-1</sup> )	pH Coag.	Turbidez (%)	Cor A (%)	Cor V (%)	DQO (%)
1		333	7,5	-38,75	34,47	73,30	38,71
2	0	670	7,5	-19,46	53,51	75,95	64,16
3		1000	7,6	-726,79	8,62	83,23	26,88
4		333	7,2	-7,86	41,88	78,68	39,61
5	50	670	7,3	59,29	76,35	85,15	57,89
6		1000	7,3	-655,36	12,63	89,79	0,36
7		333	7,1	49,29	58,12	81,46	55,20
8	75	670	7,1	-18,75	59,52	75,17	33,15
9		1000	7,2	-466,07	11,42	85,33	3,41
10		333	7,0	82,23	84,17	87,29	65,59
11	100	670	7,1	-6,07	59,12	89,89	39,25
12		1000	7,1	-1119,64	-27,86	-2,78	-52,87
13		333	7,0	38,93	72,75	72,67	58,42
14	125	670	7,1	-57,32	50,90	61,64	21,68
15		1000	7,0	-981,25	-31,46	58,36	-42,47
16		333	6,9	45,00	71,94	73,21	58,42
17	150	670	7,0	-53,93	43,29	68,84	24,91
18		1000	6,9	-1121,43	29,66	48,34	-22,76

Os valores residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO dos ensaios da Fase 3A, estão exibidos na Figura 5.9 abaixo.



**Figura 5.9.** Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3A.

Através da Tabela 5.10 observamos a leve queda do pH com o aumento da concentração de coagulante. Fato apreciável quando comparado aos demais coagulantes, que além de alterar o pH e demandar consumos elevados de cal, produz uma quantidade maior de lodo.

Com a tabela podemos observar que a maioria das porcentagens de remoção de turbidez são representadas por valores negativos, ou seja, seus valores residuais aumentaram.

A partir da dosagem de coagulante de 100 mg.L<sup>-1</sup> os percentuais de remoção de todos os parâmetros tiveram bons resultados na dosagem de 333 mg.L<sup>-1</sup> de polímero, principalmente quando se empregou 100 mg.L<sup>-1</sup> de coagulante.

Observa-se que na dosagem de polímero de 1000 mg.L<sup>-1</sup> os maiores percentuais de remoção foram encontradas para parâmetro cor verdadeira, isso prova que o excesso de

polímero contribuiu mais no aumento de sólidos solúveis (coloidais) que de sólidos dissolvidos, que originam a cor verdadeira.

Com a Figura 5.9, podemos notar que os melhores resultados residuais são encontrados na menor dosagem de polímero, 333 mg.L<sup>-1</sup>, e na dosagem de coagulante de 100 mg.L<sup>-1</sup>. A partir dessas dosagens os valores residuais aumentaram, principalmente com o aumento das dosagens de polímero, já que o excesso de polímero restabiliza a carga das partículas por saturar sua superfície, prejudicando a formação de flocos no processo de floculação e aumentando a concentração de material particulado do efluente.

Os menores valores residuais foram encontrados na combinação de 100 mg.L<sup>-1</sup> de coagulante com 333 mg.L<sup>-1</sup> de polímero, onde foi possível conseguir 9,95 uT de turbidez, 395 uC de cor aparente, 279 uC de cor verdadeira e 192 mg.L<sup>-1</sup> DQO, o que corresponde a um percentual de remoção de 82,23, 84,17, 87,29 e 65,59 %, respectivamente, obtendo-se portanto bons resultados nesta configuração.

#### 5.1.3.2. Fase 3B

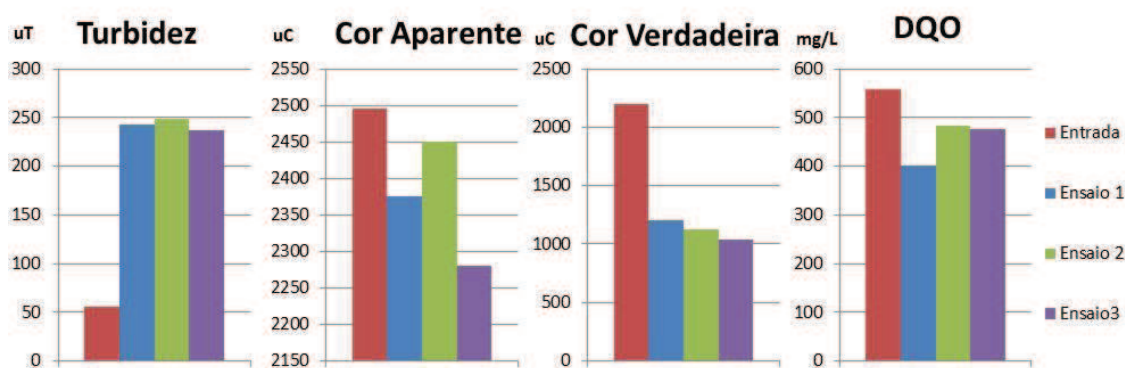
Analisando os resultados da fase anterior e o excesso de dosagem de polímero, na Fase 3B as três concentrações de polímero foram reduzida em 99% (3,3; 6,7 e 10 mg.L<sup>-1</sup>), testando-se essas novas concentrações com 150 mg.L<sup>-1</sup> de coagulante, 30% de recirculação e velocidade de flotação de 3 cm/min.

Na Tabela 5.11 são mostradas as eficiências de remoção dos parâmetros turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO.

**Tabela 5.11.** Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3B.

Ensaio	DC (mg.L <sup>-1</sup> )	DP (mg.L <sup>-1</sup> )	pH Coag	Turbidez (%)	Cor A (%)	Cor V (%)	DQO (%)
1		3,3	6,8	-333,93	4,81	45,19	28,14
2	150	6,7	6,9	-344,64	1,80	48,79	13,44
3		10	6,9	-323,21	8,62	52,80	14,52

Na Figura 5.10 estão expostos os valores residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO dos ensaios da Fase 3B.



**Figura 5.10.** Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3B.

A redução excedida das dosagens de polímero demonstraram resultados pouco satisfatórios. Os valores residuais de turbidez chegaram a aumentar mais de 300% do valor inicial, não alcançando remoção em nenhum ensaio.

Nos parâmetros cor aparente, cor verdadeira e DQO, tivemos percentuais de remoção positivo, mas esses não passaram de 8,62; 52,8 e 28,14%, que equivalem a 2280 uC, 1036 uC e 401 mg.L<sup>-1</sup> de residual, respectivamente.

Os maiores percentuais de remoção foram obtidos na dosagem de 10 mg.L<sup>-1</sup> de polímero, a maior concentração. Pretexto para afirmar que as concentrações adotadas de polímero não foram suficientes para coagular o efluente, necessitando-se de dosagens maiores.

### 5.1.3.3. Fase 3C

Observando-se os baixos valores de remoção dos ensaios anteriores, na Fase 3C variaram-se sete concentrações de coagulante com a concentração de 167 mg.L<sup>-1</sup> de polímero, com percentual de recirculação de 30% e velocidade de flotação de 3 cm/min. A dosagem de polímero utilizada foi adotada a partir da redução em 50% da dosagem de 333 mg.L<sup>-1</sup>, utilizada na primeira Fase 3A.

Por adotar-se uma nova dosagem de polímero, resolveu-se variar novamente as dosagens de coagulante em: 0, 50, 75, 100, 125, 150, 175 mg.L<sup>-1</sup>.

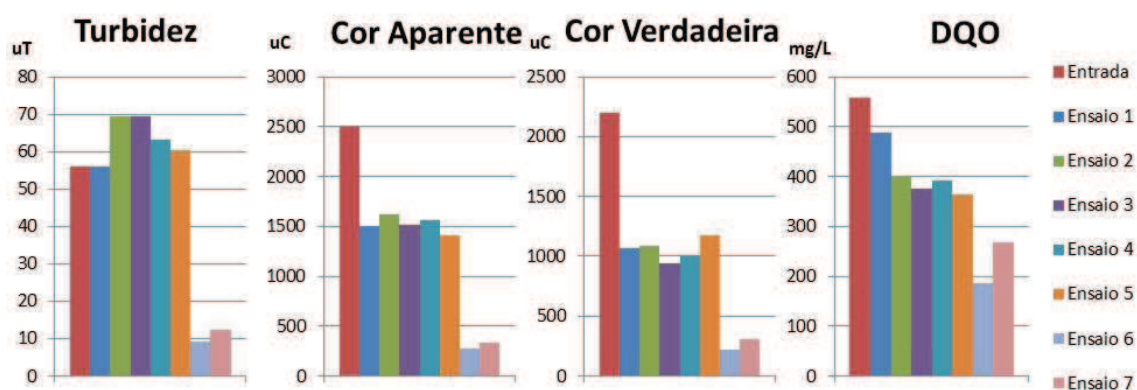
As eficiências de remoção dos parâmetros turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO desta fase estão representadas na Tabela 5.12.



**Tabela 5.12.** Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3C.

Ensaio	DC (mg.L <sup>-1</sup> )	DP (mg.L <sup>-1</sup> )	pH Coag	Turbidez (%)	Cor A (%)	Cor V (%)	DQO (%)
1	0		7,4	-0,18	39,88	51,21	12,54
2	50		7,4	-23,75	35,07	50,66	27,96
3	75		7,3	-24,11	39,40	56,95	32,62
4	100	167	7,1	-12,86	37,47	53,80	29,93
5	125		7,2	-8,04	43,61	46,42	34,77
6	150		7,0	83,39	89,02	89,93	66,49
7	175		6,8	78,04	86,73	86,20	52,15

Os valores residuais dos ensaios da Fase 3C, no que se refere à turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, estão exibidos na Figura 5.11, abaixo.



**Figura 5.11.** Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3C.

A análise da Tabela 5.12, permite inferir que os percentuais de remoção de todos os parâmetros aumentam consideravelmente na dosagem de coagulante de 150 mg.L<sup>-1</sup>, diminuindo levemente na dosagem subsequente, de 175 mg.L<sup>-1</sup>.

Os valores de turbidez só diminuíram após a dosagem de 150 mg.L<sup>-1</sup>, antes disso não houve remoção, e os valores ficaram acima do valor inicial, que era de 56 uT.

Na Figura 5.11 pode-se observar claramente que os valores residuais apresentam-se relativamente semelhantes até a dosagem de 150 mg.L<sup>-1</sup>, onde há uma queda do valor residual, chegando a 9,3 uT de turbidez, 274 uC de cor aparente, 221 uC de cor verdadeira e 187 mg.L<sup>-1</sup> de DQO. Valores referentes à remoção de 83,39%, 89,02%, 89,93% e 66,49%, respectivamente.

No uso da flotação como pós-tratamento de efluente de reatores UASB, Dias (2007) obteve remoção de 77,8% de turbidez, 57,6% de cor aparente para um efluente com 455 uH de cor aparente e 58,8 uT de turbidez na saída do reator. Nesse ensaio utilizou-se 90 mg.L<sup>-1</sup> de cloreto férrico como coagulante e 1 mg.L<sup>-1</sup> de polímero catiônico em pó como auxiliar de coagulação. Neste estudo, o polímero catiônico demonstrou maior eficiência quando comparado com o polímero aniônico.

#### 5.1.3.4. Fase 3D

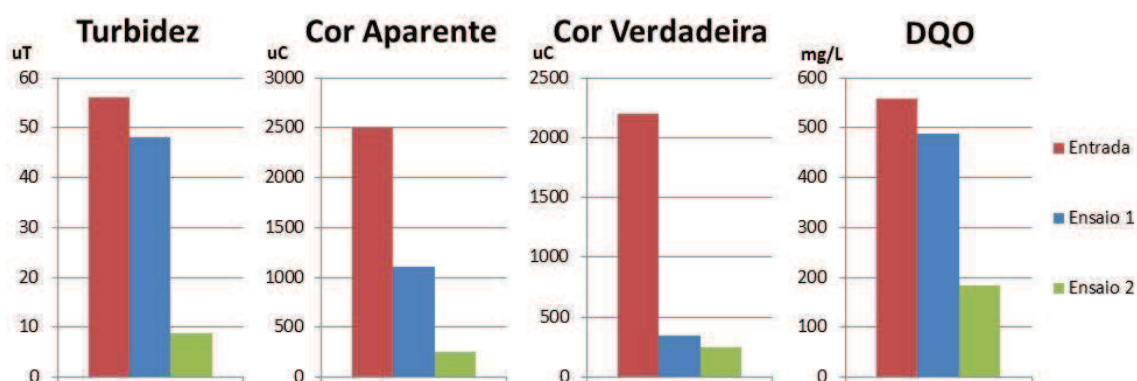
Com a ideia de reduzir o consumo de polímero, testou-se apenas 60% da dosagem da fase anterior, combinado com 150 e 175 mg.L<sup>-1</sup> de coagulante, empregando-se 30% de recirculação e 3 cm/min de velocidade de flotação.

Os percentuais de remoção dos parâmetros turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO da Fase 3D estão representados na Tabela 5.13.

**Tabela 5.13.** Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3D.

Ensaio	DC (mg.L <sup>-1</sup> )	DP (mg.L <sup>-1</sup> )	pH Coag	Turbidez (%)	Cor A (%)	Cor V (%)	DQO (%)
1	150	67	6,5	14,11	55,87	84,37	12,54
2	175		6,9	84,46	89,78	88,79	66,85

Os valores residuais dos ensaios da Fase 3D, no que se refere à turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, estão representados graficamente na Figura 5.12.



**Figura 5.12.** Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3D.

A partir da Tabela 5.13 e da Figura 5.12 observa-se o melhor desempenho da flotação com 175 mg.L<sup>-1</sup> de coagulante, principalmente para os parâmetros turbidez e DQO, onde os percentuais de remoção aumentaram em mais de 50% quando comparados com a dosagem de 150 mg.L<sup>-1</sup> de coagulante.

Os valores residuais obtidos para a configuração de 175 mg.L<sup>-1</sup> de coagulante foram: 8,7 uT de turbidez, 255 uC de cor aparente, 246 uC de verdadeira e 185 mg.L<sup>-1</sup> de DQO.

Comparando o melhor resultado dessa fase com o melhor da fase 3C, nota-se que não houve diferença expressiva entre os percentuais de remoção; utilizando apenas 40% da dosagem de polímero da fase anterior com um aumento de 16,6% da dosagem de coagulante.

#### 5.1.3.5. Fase 3E

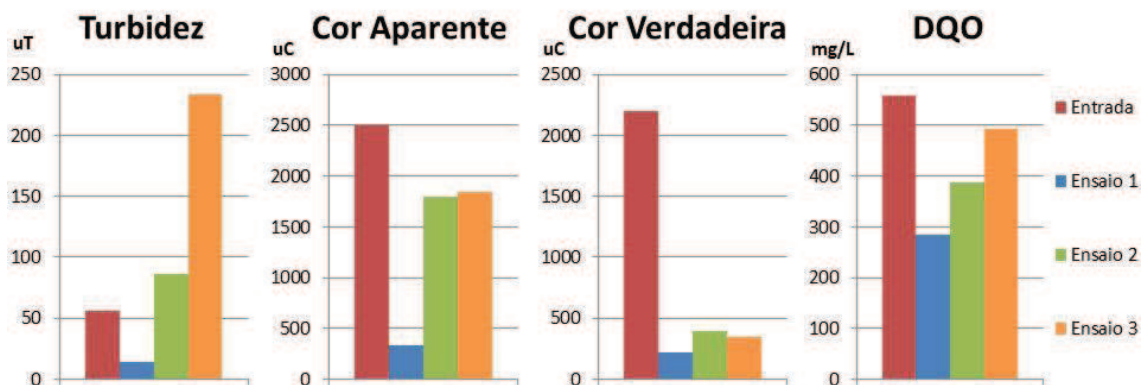
Na Fase 3E reduziu-se em 50 e 75% a dosagem de polímero da fase anterior, combinando-as com dosagens de coagulante de 175 e 200 mg.L<sup>-1</sup>, percentual de recirculação de 30% e velocidade de flotação de 3 cm/min.

Abaixo, na Tabela 5.14, estão expostos as percentagens de remoção dos parâmetros turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO da Fase 3E.

**Tabela 5.14.** Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3E.

Ensaio	DC (mg.L <sup>-1</sup> )	DP (mg.L <sup>-1</sup> )	pH Coag	Turbidez (%)	Cor A (%)	Cor V (%)	DQO (%)
1	175	33	6,8	75,00	86,37	89,84	48,92
2	200		6,8	-53,57	27,86	81,78	30,47
3	175	16,7	6,9	-317,86	25,93	84,24	11,65

Na Figura 5.13 estão ilustrados os valores residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, da Fase 3E.



**Figura 5.13.** Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3E.

A partir da Figura 5.13 observa-se que a configuração de 175 mg.L<sup>-1</sup> de coagulante e 33 mg.L<sup>-1</sup> de polímero catiônico foi a mais eficiente dentre os ensaios, principalmente no que se refere a remoção de turbidez, pois foi o único ensaio que conseguiu remoção da mesma. A baixa eficiência dos demais ensaios pode estar associada a alta dosagem de coagulante e a baixa dosagem de polímero, para os ensaios 2 e 3, respectivamente.

O ensaio 1 desta fase, quando comparado com o ensaio 2 da fase anterior (Fase 3D), apresenta menor remoção, principalmente de turbidez e DQO, o que pode ser justificado pela menor dosagem de polímero.

#### 5.1.3.6. Fase 3F

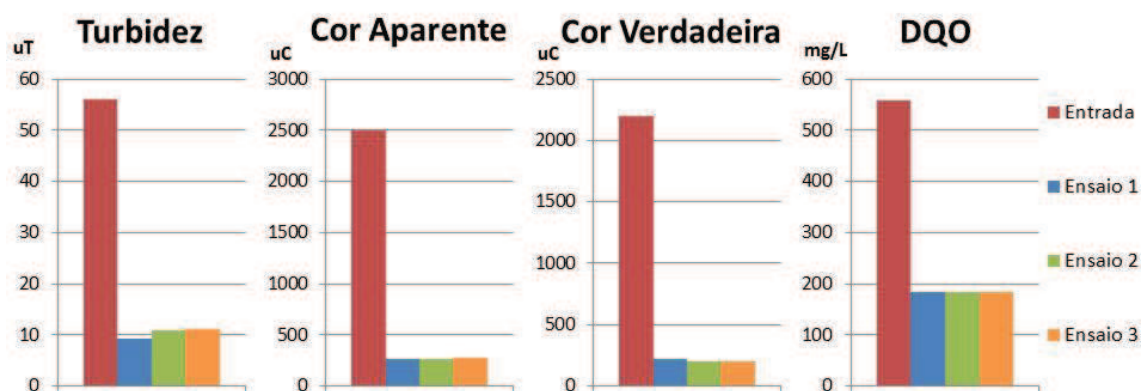
Na Fase 3F realizou-se uma triplicata do melhor resultado encontrado na Fase 3D, ou seja, dosagens de 175 mg.L<sup>-1</sup> de coagulante e 67 mg.L<sup>-1</sup> de polímero, com percentual de recirculação de 30% e velocidade de flotação de 3 cm/min.

Os percentuais de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO desta fase estão expostos na Tabela 5.15.

**Tabela 5.15.** Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3F.

Ensaio	DC (mg.L <sup>-1</sup> )	DP (mg.L <sup>-1</sup> )	pH Coag	Turbidez (%)	Cor A (%)	Cor V (%)	DQO (%)
1			6,8	83,55	89,54	89,84	67,03
2	175	67	6,8	80,54	89,30	90,80	67,20
3			6,8	80,00	88,78	91,07	67,20

Os valores residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, da Fase 3F estão esboçados na Figura 5.14.



**Figura 5.14.** Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3F.

De acordo com a Tabela 5.15 e a Figura 5.14 observa-se a semelhança do comportamento dos 3 ensaios, afirmando a eficiência dessa configuração.

Os valores residuais médios obtidos foram de 10,44 uT de turbidez, 269,33 uC de cor aparente, 207 uC de cor verdadeira e 183,33 mg.L<sup>-1</sup> de DQO, que equivale a 81,36; 89,21; 90,57 e 67,14% de remoção, respectivamente.

#### 5.1.3.7. Fase 3G

Com o objetivo de tentar reduzir mais o consumo de polímero, na Fase 3G realizou-se uma triplicata do melhor resultado encontrado na Fase 3D, utilizando apenas 75% da dosagem de polímero.

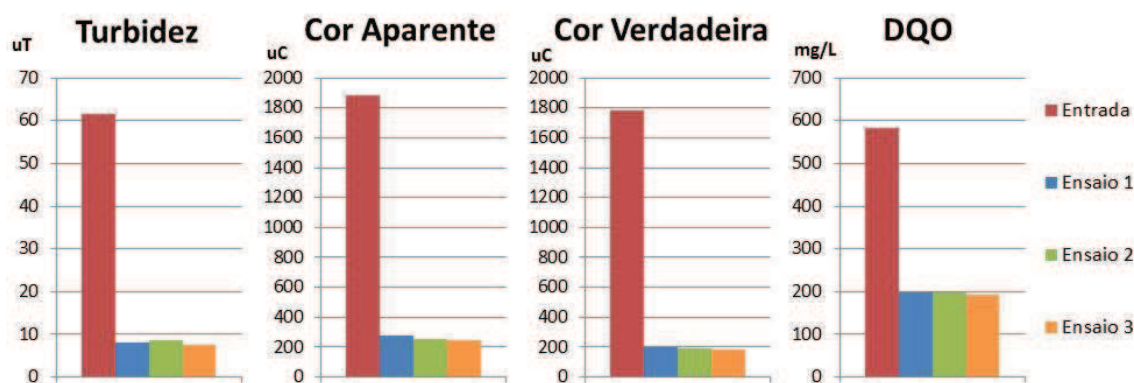
Assim a Fase 3G constitui de 175 mg.L<sup>-1</sup> de coagulante, 50 mg.L<sup>-1</sup> de polímero, 30% de recirculação e 3 cm/min de velocidade de flotação.

As remoções percentuais dos parâmetros turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO da Fase 3G estão exibidas na Tabela 5.16.

**Tabela 5.16.** Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3G.

Ensaio	DC (mg.L <sup>-1</sup> )	DP (mg.L <sup>-1</sup> )	pH Coag	Turbidez (%)	Cor A (%)	Cor V (%)	DQO (%)
1			6,9	86,81	85,19	88,73	66,21
2	175	50	6,9	86,18	86,52	89,24	66,04
3			6,9	87,63	87,05	89,85	66,90

Na Figura 5.15 são apresentados os valores residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO de Fase 3G.



**Figura 5.15.** Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3G.

A partir da Tabela 5.16 e Figura 5.15 nota-se a homogeneidade dos resultados dos ensaios.

Quando comparado com os percentuais de remoção da fase anterior, observa-se a similaridade dos resultados e eficiência.

Apesar do parâmetro turbidez do efluente de entrada ser mais elevados que da fase anterior, o valor residual médio de turbidez após a flotação foi mais baixo, 8,07 uT, valor equivalente a 86,87% de remoção.

Os valores médios residual dos demais parâmetros foram 259 uC de cor aparente, 191,33 uC de cor verdadeira e 196 mg.L<sup>-1</sup> de DQO.

Os valores residuais de cor aparente e verdadeira foram menores que do ensaio anterior pelo fato do efluente de entrada possuir valor menor, portanto os percentuais de remoção foram mais baixos também.

#### 5.1.3.8. Fase 3H

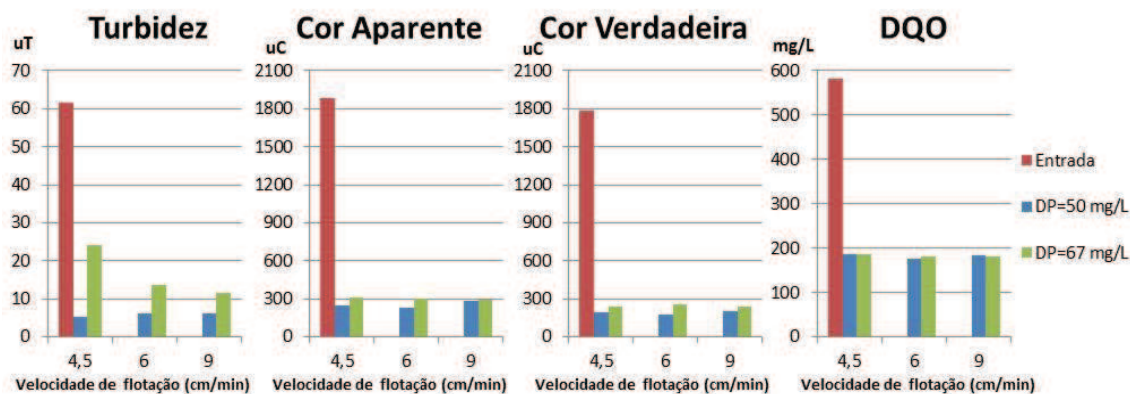
Na Fase 3H comparou-se as configurações das Fases 3F e 3G, aumentando a velocidade de flotação para 4,5; 6,0 e 9,0 cm/min, com 30% de recirculação.

Na Tabela 5.17 estão expostos os percentuais de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO da Fase 3H.

**Tabela 5.17.** Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3H.

Ensaio	DC (mg.L <sup>-1</sup> )	DP (mg.L <sup>-1</sup> )	Vf (cm/min)	pH Coag	Turbidez (%)	Cor A (%)	Cor V (%)	DQO (%)
1			4,5	6,9	91,64	87,10	88,96	68,27
2		50	6,0	6,9	90,11	88,00	90,02	69,98
3			9,0	6,9	90,08	85,19	88,73	68,61
4	175		4,5	6,9	60,65	83,70	86,49	68,27
5		67	6,0	6,9	77,89	83,86	85,76	68,78
6			9,0	6,9	81,14	84,66	86,88	68,78

Os valores residuais, da Fase 3H, dos parâmetros turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, estão ilustrados na Figura 5.16.



**Figura 5.16.** Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3H.

De acordo com a Tabela 5.17 analisa-se que os percentuais de remoção para as dosagens de 50 e 67 mg.L<sup>-1</sup> são próximos, porém para o parâmetro turbidez a dosagem de 50 mg.L<sup>-1</sup> foi mais eficaz e conseguiu percentuais de remoção de 91,64; 90,11 e 90,08 %, para as velocidades de flotação de 4,5; 6,0 e 9,0, respectivamente.

A Figura 5.16 permite observar que as velocidades de flotação se comportaram de maneira semelhante, somente para turbidez na dosagem de 67 mg.L<sup>-1</sup> que as velocidades se comportam de maneira diferente. Sendo assim podemos adotar a maior velocidade de flotação, que implica em reatores menores em escala plena, tornando o sistema mais compacto.

A velocidade de flotação (ascensional) de 9 cm/min equivale a uma taxa de escoamento superficial de 5,4 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h. Os valores usuais de taxa de escoamento superficial se encontram de 0,48 a 9,76 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h, recomendado por Dick (1972) e Metcalf & Eddy (1991), apud Aisse (2001)

Costanzi e Daniel (2002) estudaram taxas de 2,91; 6,25 e 12,5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h na aplicação da flotação por ar dissolvido como tratamento do efluente total da máquina de papel. Já Lima (1996) usou taxas de aplicação superficial de 60 a 120 m/dia (2,5 a 5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h), na recuperação de fibras do efluente de uma indústria de papel e celulose por flotação por ar dissolvido.

### 5.1.3.9. Fase 3I

Com a finalidade de deixar o sistema mais compacto, na Fase 3I reduziu-se os tempos de floculação de 7 minutos para 2 e 4 minutos. Nestes ensaios foram adotadas as mesmas configurações da fase anterior, ou seja, dosagem de coagulante de 175 mg.L<sup>-1</sup>, dosagens de polímero de 67 e 50 mg.L<sup>-1</sup>, velocidade de floculação de 9 cm/min e recirculação de 30%.

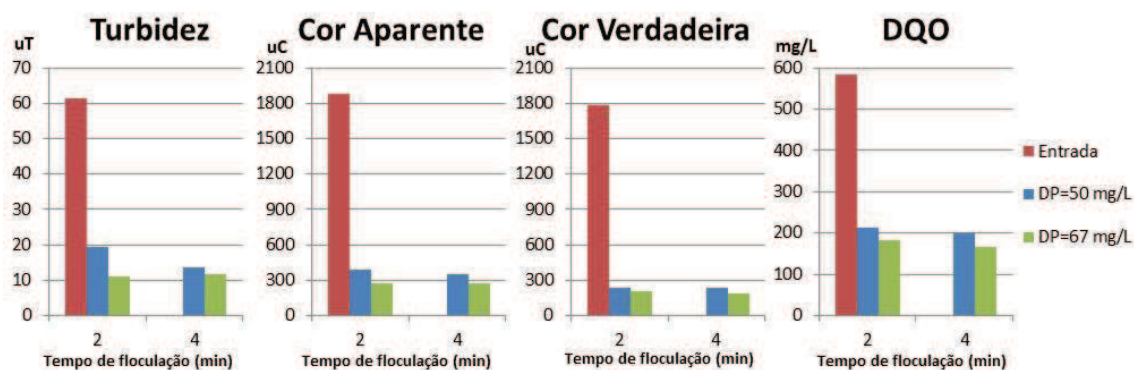


Os percentuais de remoção da Fase 3I, de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO estão apresentados na Tabela 5.18.

**Tabela 5.18.** Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3I.

Ensaio	DC (mg.L <sup>-1</sup> )	DP (mg.L <sup>-1</sup> )	Tf (min)	pH Coag	Turbidez (%)	Cor A (%)	Cor V (%)	DQO (%)
1	175	50	2	6,9	68,29	79,51	86,83	63,64
2			4	6,9	77,72	81,48	86,72	65,87
3	175	67	2	6,9	82,28	85,24	88,57	68,78
4			4	6,9	81,14	85,56	89,29	71,36

Na Figura 5.17 estão ilustrados os valores residuais dos parâmetros turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, da Fase 3I.



**Figura 5.17.** Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3I.

Nesta fase os ensaios com dosagem de polímero de 67 mg.L<sup>-1</sup> foram mais eficientes que os ensaios com 50 mg.L<sup>-1</sup> e não houve diferença significativa entre os tempos de floculação de 2 e 4 minutos.

Quando comparados com os resultados da fase anterior a dosagem de 67 mg.L<sup>-1</sup> foi mais eficiente neste ensaio, já para a dosagem de 50 mg.L<sup>-1</sup> a redução do tempo de floculação para 4 e 2 minutos não foi eficaz, principalmente para o parâmetro turbidez.

#### 5.1.3.10. Fase 3J

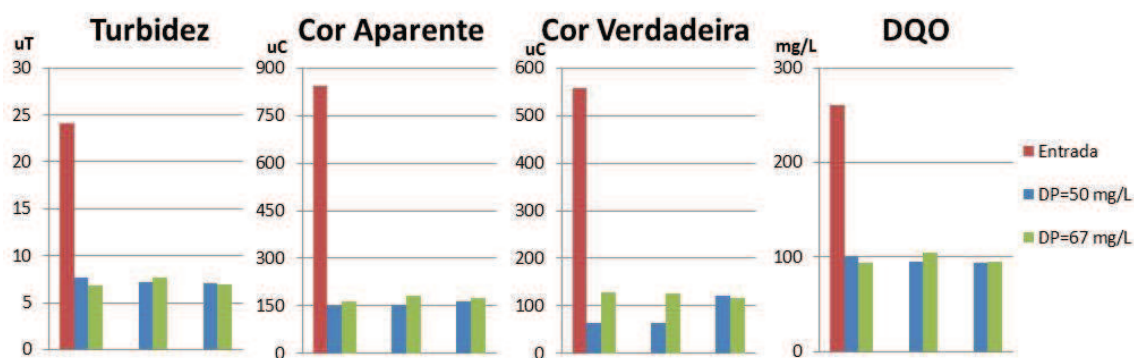
Na Fase 3J, pensando-se em reduzir o consumo de água para recirculação, realizou-se outra triplicata com as dosagens de polímero de 50 e 67 mg.L<sup>-1</sup>, 175 mg.L<sup>-1</sup> de coagulante, tempo de floculação de 7 minutos, velocidade de flotação de 3cm/min e, diferente dos demais ensaios, percentual de recirculação de 20%.

As remoções percentuais dos parâmetros turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO da Fase 3J estão exibidas na Tabela 5.19.

**Tabela 5.19.** Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3J.

Ensaio	DC (mg.L <sup>-1</sup> )	DP (mg.L <sup>-1</sup> )	pH Coag	Turbidez (%)	Cor A (%)	Cor V (%)	DQO (%)
1			6,9	68,13	82,07	88,71	61,30
2		50	6,9	70,12	81,83	88,71	63,60
3			6,9	70,46	80,52	78,49	63,98
4	175		6,8	71,78	80,52	76,88	63,98
5		67	7,0	68,22	78,50	77,42	59,77
6			6,9	71,37	79,45	79,03	63,60

Abaixo, na Figura 5.18 são expostos os valores residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO de Fase 3J.



**Figura 5.18.** Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3J.

A Figura 5.18 nos permite visualizar que somente para o parâmetro cor verdadeira as duas dosagens de coagulante não se comportaram de maneira semelhante, para as demais o

comportamento foi parecido e tivemos como valor residual médio 7,33 e 7,12 uT de turbidez, 156 e 172,67 uC para cor aparente, 82 e 124 uC para cor verdadeira e 96,67 e 98 mg.L<sup>-1</sup> para DQO, para as dosagens de 50 e 67 mg.L<sup>-1</sup> de polímero. O efluente de entrada desta fase possuía qualidade melhor, o que explicaria os baixos valores residuais.

Vale ressaltar que os percentuais de remoção são consideráveis e que dificilmente seriam alcançados por processos biológicos convencionais.

Campos et al. (1996) alcançaram percentuais de remoção de 44% de DQO e 67% de turbidez, no tratamento de efluentes sanitários de reatores anaeróbios por flotação por ar dissolvido, com percentual de recirculação de 20% e Cal como agente coagulante.

#### 5.1.3.11. Fase 3K

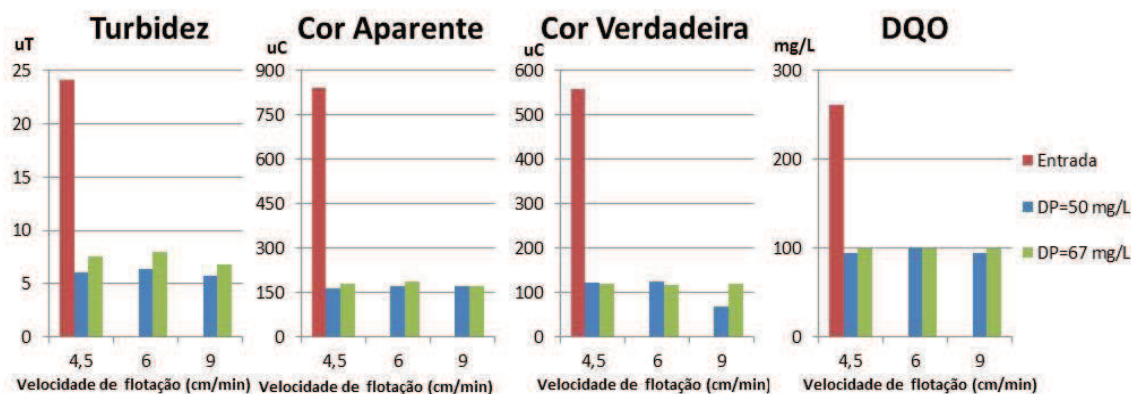
Nesta fase aumentou-se a velocidade de flotação do ensaio anterior para 4,5; 6,0 e 9,0 cm/min, com 20% de recirculação.

Na Tabela 5.20 estão expostos os percentuais de remoção da Fase 3K, de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO.

**Tabela 5.20.** Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3K.

Ensaio	DC (mg.L <sup>-1</sup> )	DP (mg.L <sup>-1</sup> )	Vf (cm/min)	pH Coag	Turbidez (%)	Cor A (%)	Cor V (%)	DQO (%)
1			4,5	6,9	74,69	80,64	78,14	63,60
2		50	6,0	6,9	73,36	79,69	77,78	61,30
3			9,0	6,8	76,14	79,57	87,99	63,60
4	175		4,5	6,9	68,80	78,86	78,49	62,07
5		67	6,0	6,9	66,80	77,67	78,85	61,69
6			9,0	6,9	71,74	79,57	78,67	62,07

Os valores residuais, da Fase 3K, dos parâmetros turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, estão ilustrados na Figura 5.19.



**Figura 5.19.** Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3K.

A partir da Tabela 5.20 é possível observar que não há uma grande diferença entre os percentuais de remoção dos ensaios, contudo os ensaios utilizando a dosagem de coagulante de 50 mg.L<sup>-1</sup> apresentaram melhores resultados.

Na Figura 5.19 nota-se que as velocidades de flotação comportam-se de maneira parecida, não havendo diferença significativa entre elas, deste modo podendo ser adotada a maior velocidade de flotação, a qual leva a uma maior taxa de escoamento superficial, que fará o sistema ser mais compacto em escala plena.

Ao se comparar os resultados obtidos nesta fase como os da fase anterior, observa-se que não houve queda da qualidade do efluente tratado, mesmo com o aumento da velocidade de flotação. Na velocidade de flotação de 9 cm/min chegou-se a valores residuais 5,75 e 6,81 uT de turbidez, 172 e 172 uC de cor aparente, 67 e 119 uC de cor verdadeira e 95 e 99 mg.L<sup>-1</sup> de DQO, para 50 e 67 mg.L<sup>-1</sup> de polímero, respectivamente.

#### 5.1.3.12. Fase 3L

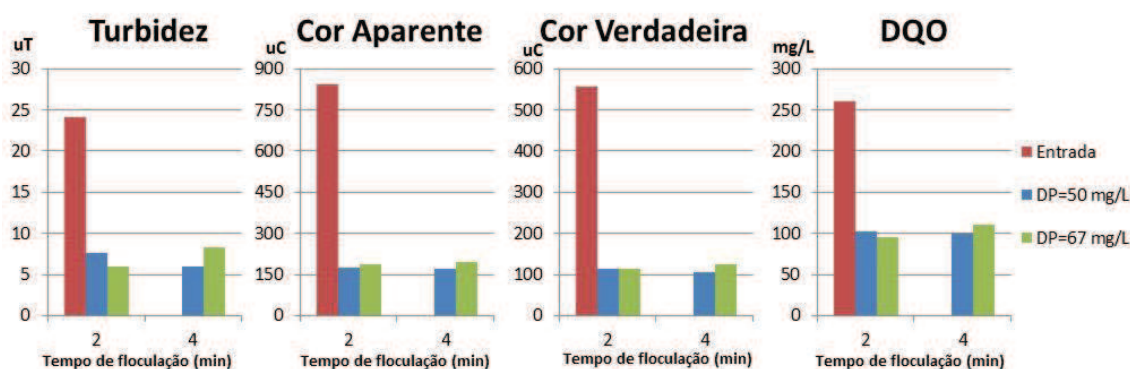
Como na Fase 3I, na Fase 3L reduziu-se os tempos de floculação de 7 minutos para 2 e 4 minutos, com o intuito de tornar o sistema mais compacto, utilizando o percentual de recirculação de 20% e adotando a velocidade de floculação de 9 cm/min.

Na Tabela 5.21 estão apresentados os percentuais de remoção da fase 3L, referente aos parâmetros turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO.

**Tabela 5.21.** Eficiências de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO obtidas nos diferentes experimentos realizados na Fase 3L.

Ensaio	DC (mg.L <sup>-1</sup> )	DP (mg.L <sup>-1</sup> )	Tf (min)	pH Coag	Turbidez (%)	Cor A (%)	Cor V (%)	DQO (%)
1	175	50	2	7,2	68,34	79,45	79,39	60,92
2			4	6,9	75,15	79,93	81,00	61,69
3		67	2	6,9	75,10	77,55	79,75	63,22
4			4	6,9	65,56	76,72	77,60	57,85

Na Figura 5.20 estão ilustrados os valores residuais dos parâmetros turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, da Fase 3L.



**Figura 5.20.** Residuais de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, dos ensaios de flotação da Fase 3L.

Nesta fase os ensaios com dosagem de polímero de 50 mg.L<sup>-1</sup> foram um pouco mais eficientes que os ensaios com 67 mg.L<sup>-1</sup> de coagulante e não houve diferença significativa entre os tempos de floculação de 2 e 4 minutos, podendo adotar o menor tempo de floculação (2 minutos).

Quando comparados com os resultados da fase anterior as duas dosagens, 67 e 50 mg.L<sup>-1</sup>, apresentaram valores semelhantes. Apesar dos percentuais de remoção apresentar uma diferença de até 5%, os valores residuais tiveram pouca diferença, o que não influenciaria a eficiência do sistema.

Nos ensaios realizados com 20% de recirculação, como a qualidade do efluente era melhor, os percentuais de remoção correspondem a pequenas parcelas dos valores residuais. Assim os resultados obtidos nesses ensaios não apresentam diferenças expressivas entre eles, podendo considerar os ensaios mais econômicos e breves como os mais eficientes.

Tanase et al. (2010) ao utilizarem diferentes polímeros catiônicos junto à flotação por ar dissolvido na remoção de extrativos presentes na água da máquina de papel, alcançaram

excelentes percentuais de remoções, tendo como melhores resultados: 67% de remoção de DQO, 95% de turbidez, 53% de lignina e 78% de extrativos. Valores próximos aos alcançados nesta pesquisa.

## 5.2. Ensaio de Microfiltração (Etapa 2)

Na Etapa 2, foi estudado o desempenho da unidade de microfiltração para o tratamento de efluente gerado na unidade de flotação por ar dissolvido. Foram realizados ensaios com: água destilada, efluente da saída do decantador secundário e efluente da saída do decantador secundário pós-tratado por FAD.

As condições operacionais adotadas na flotação por ar dissolvido foram: gradiente de floculação de  $40s^{-1}$ , tempo de floculação de 7 minutos, dosagem de coagulante de  $175 mg.L^{-1}$ , dosagem de polímero catiônico de  $50 mg.L^{-1}$ , velocidade de flotação de  $9cm/min$  e percentual de recirculação de 30%.

Os resultados da caracterização do efluente submetido aos ensaios de flotação por ar dissolvido seguido dos ensaios de microfiltração estão apresentados na Tabela 5.22.

**Tabela 5.22.** Caracterização do efluente submetido aos ensaios de flotação seguido da microfiltração.

Parâmetro	Efluente Bruto	Efluente da saída do decantador secundário	Efluente pós-tratamento por FAD
ST ( $mg.L^{-1}$ )	2021	1354	1003
SST ( $mg.L^{-1}$ )	370	52	17
DQO ( $mg.L^{-1}$ )	1346	320	106
DBO ( $mg.L^{-1}$ )	31,5	5,81	4,86
Temperatura ( $^{\circ}C$ )	20,4	20,6	21
pH	7,8	7,5	7,3
Turbidez (uT)	555	94,5	15
Cor aparente (uC)	4110	1865	215
Cor verdadeira (uC)	1210	1190	182
Alcalinidade ( $mg CaCO_3.L^{-1}$ )	99	90	47,62
Condutividade ( $\mu S/Cm$ à $25^{\circ}C$ )	1629	1707	1571
Oxigênio Dissolvido ( $mg.L^{-1}$ )	2,28	6,57	10,29*

\* Ambiente saturado

Os parâmetros operacionais na unidade de microfiltração foram: pressão aplicada na membrana de 0,25 MPa; pressão de retrolavagem de 0,3 MPa; intervalo de retrolavagem de 10 minutos e velocidade tangencial de 3,9 m/s.

A partir da Tabela 5.22 observa-se o comportamento do efluente e a remoção dos poluentes ao longo dos sistemas de tratamento. Após o tratamento por FAD obteve-grande melhoria do efluente, principalmente no que se refere a remoção de SST, DQO, turbidez, cor aparente e cor verdadeira, além do significativo aumento de oxigênio dissolvido.

Nas Tabelas 5.23 a 5.25 são apresentados os resultados de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração.

**Tabela 5.23.** Valores de volume, vazão e fluxo e permeado na unidade de microfiltração em ensaio com água destilada.

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão de permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m <sup>2</sup> )	T (°C)
0	0	-	-	-	19
30	760	0,76	1,52	320,00	21
60	870	0,87	1,74	366,32	23
90	1024	1,024	2,048	431,16	24,5
120	1095	1,095	2,19	461,05	25,5
150	1175	1,175	2,35	494,74	26
180	1220	1,22	2,44	513,68	26,5
Total = 6144		Total = 6,14	Média = 2,05	Média = 432,2	

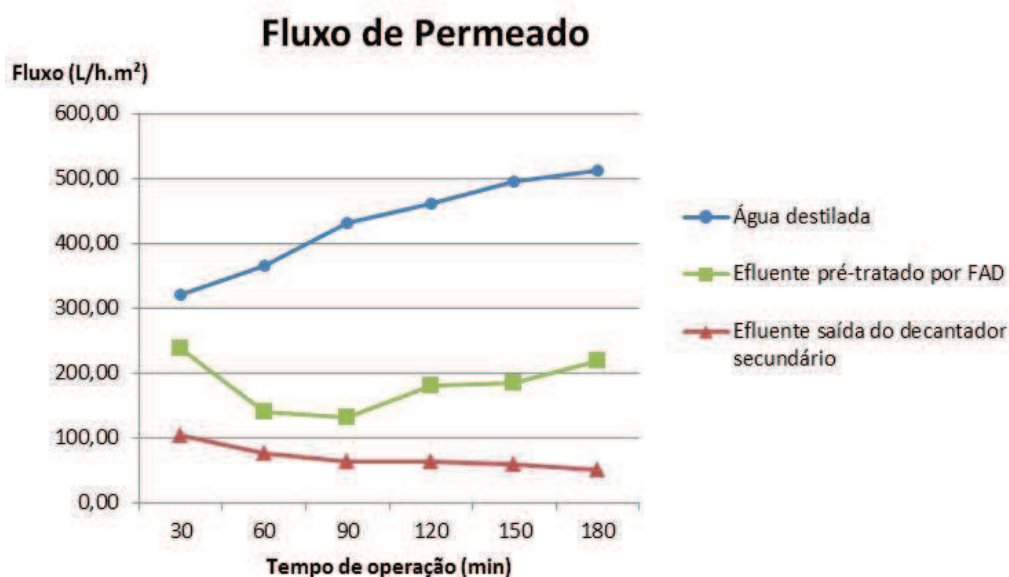
**Tabela 5.24.** Resultados de volume, vazão e fluxo e permeado na unidade de microfiltração em ensaio com efluente do decantador secundário.

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão de permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m <sup>2</sup> )	T (°C)
0	0	-	-	-	20
30	245	0,245	0,49	103,16	25
60	180	0,18	0,36	75,79	28
90	150	0,15	0,3	63,16	29
120	150	0,15	0,3	63,16	29
150	140	0,14	0,28	58,95	29
180	120	0,12	0,24	50,53	29
Total = 985		Total = 0,985	Média = 0,33	Média = 69,1	

**Tabela 5.25.** Resultados de volume, vazão e fluxo e permeado na unidade de microfiltração em ensaio com efluente do decantador secundário pós-tratado por FAD.

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão de permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m <sup>2</sup> )	T (°C)
0	0	-	-	-	23
30	565	0,565	1,13	237,89	29
60	330	0,33	0,66	138,95	28
90	310	0,31	0,62	130,53	30
120	430	0,43	0,86	181,05	31
150	440	0,44	0,88	185,26	32
180	520	0,52	1,04	218,95	32
Total = 2595		Total = 2,595	Média = 0,87	Média = 182,1	

Os perfis de fluxo de permeado em relação ao tempo de operação, pra os três ensaios, estão expostos na Figura 5.21.



**Figura 5.21.** Fluxos de permeado na unidade piloto de microfiltração, em função do tempo de operação.

Através da Figura 5.21 pode-se notar o comportamento dos fluxos e suas diferenças ao longo da operação na unidade de microfiltração. A taxa média de fluxo para o efluente do decantador sem pós-tratamento por FAD foi de 69,1 L/m<sup>2</sup>.h e para o efluente do decantador secundário com o pós-tratamento por FAD foi de 182,1. L/m<sup>2</sup>.h.



O menor fluxo alcançado pelo efluente pós-tratado por FAD foi 130,53 L/m<sup>2</sup>.h, enquanto que o maior fluxo alcançado pelo efluente sem pós-tratamento foi 103,16 L/m<sup>2</sup>.h, obtido no início da operação.

O decréscimo do fluxo do efluente do decantador secundário pós-tratado por FAD nos primeiros 90 minutos de operação, segundo Lapolli (1998) é atribuído à obstrução dos poros da membrana (entupimento) e formação da torta em sua superfície. Ao longo da operação do sistema, para esse efluente, o fenômeno é minimizado pela retrolavagem e pelo escoamento tangencial e o fluxo aumenta novamente, chegando ao final na operação com uma taxa próxima a do início da operação; enquanto que o fluxo do efluente do decantador secundário sem pós- tratamento decaiu durante todo o tempo de operação, se estabilizando ao final. Quando a queda do fluxo de permeado é de forma contínua e crescente, há indícios da existência de fouling, colmatação que pode afetar a qualidade do produto e da membrana. Já no ensaio realizado com água destilada observa-se o aumento do fluxo no decorrer do processo de filtração, devido a ausência de sólidos e conseqüentemente ausência de formação de torta e colmatação.

Oliveira (2003) no tratamento de efluente da máquina do papel e da máquina de secagem da indústria de papel e celulose por ultrafiltração também encontra esse estado de queda de fluxo ao longo do tratamento por ultrafiltração, mencionando o entupimento progressivo das membranas, seguido de uma tendência a um estado pseudo-estacionário (“*pseudo-steady state*”), onde o fluxo começa a se estabilizar.

Comparando-se os fluxos, constata-se que o fluxo médio do efluente do decantador secundário pós-tratado por FAD foi 62% superior ao fluxo do efluente do decantador secundário sem pós-tratamento por FAD, demonstrando a eficiência do sistema com o emprego da FAD posteriormente ao decantador secundário, e antecedendo a unidade de microfiltração.

Vidal (2006) investigando métodos de limpeza física das membranas testou diferentes intervalos de retrolavagem com ar comprimido em uma unidade de microfiltração tangencial, e chegou a um fluxo médio de permeado de 32,1 L/h.m<sup>2</sup> no intervalo de retrolavagem de 10 minutos, para amostra de efluente do tanque de aeração com concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto. As condições operacionais adotadas nesse ensaio foram: velocidade tangencial de 1,9 m/s, pressão de transmembrana e de retrolavagem de 0,16MPa e 0,3 MPa, respectivamente.

O aumento do fluxo é atribuído à remoção de partículas coloidais e dissolvidas pelo sistema de flotação por ar dissolvido, que reduz a colmatação dos poros da membrana, aumentando o fluxo de permeado.

Pouet e Grasmick (1994) conseguiram um aumento do fluxo de permeado na microfiltração de 0,02 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h (20 L/m<sup>2</sup>.h) para aproximadamente 0,35 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h (350 L/m<sup>2</sup>.h), após o uso da flotação e eletrocoagulação como forma de pré-tratamento da microfiltração.

Almeida (2002) em estudo do tratamento alcalino do branqueamento da polpa atingiu 95% de remoção de fibras pelo processo de flotação, e assegurou que ainda havia presença de partículas grosseiras no efluente, as quais, possivelmente, prejudicariam o desempenho da membrana na remoção de fibras para o processo de membranas de filtração.

Vidal e Campos (2009) associaram a coagulação à microfiltração tangencial no tratamento avançado de efluente sanitário, visando à diminuição da colmatação. Os autores alcançaram, com o uso da coagulação, um aumento médio do fluxo de permeado em torno de 25% para efluente de reator UASB, 67% para o efluente do decantador secundário e 386% para o efluente do tanque de aeração.

As Tabelas 5.26 e 5.27 apresentam as características dos permeados coletados após os ensaios da unidade piloto de microfiltração, nos diferentes tempos de operação, para os efluentes do decantador secundário sem pós-tratamento e com pós-tratamento por FAD, respectivamente.

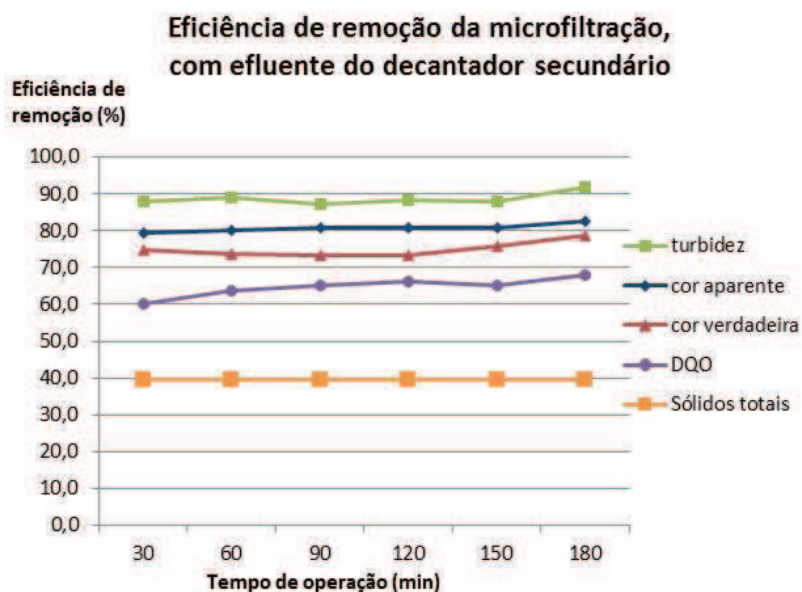
**Tabela 5.26.** Características das amostras de permeado coletadas após o ensaio na unidade de microfiltração para o efluente do decantador secundário.

Análises físico-químicas	Permeado (min)					
	30	60	90	120	150	180
Turbidez (uT)	11,4	10,3	12,0	11,1	11,4	7,54
Cor Aparente (uC)	383	370	356	355	357	324
Cor verdadeira (uC)	302	311	318	316	288	255
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	128	116	112	108	111	102
pH	8,2	8,4	8,5	8,5	8,6	8,5
Condutividade (µS/Cm à 25°C)	1264	1302	1338	1252	1325	1294
Alcalinidade (mg CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	68,25	74,25	72	60,75	67,13	55,88
DBO (mg.L <sup>-1</sup> )				5,7		
ST (mg.L <sup>-1</sup> )				818		
Oxigênio Dissolvido (mg.L <sup>-1</sup> )				6,73		

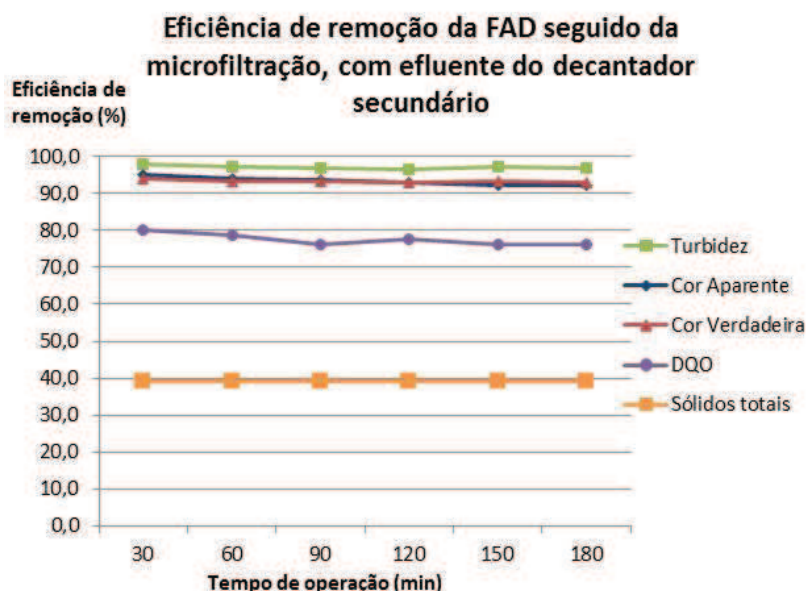
**Tabela 5.27.** Características das amostras de permeado coletadas após o ensaio na unidade de microfiltração para o efluente do decantador secundário pós-tratado por FAD.

Análises físico-químicas	Permeado (min)					
	30	60	90	120	150	180
Turbidez (uT)	2,07	2,61	2,9	3,19	2,74	2,95
Cor Aparente (uC)	94	111	115	130	144	142
Cor verdadeira (uC)	69	79	78	85	79	82
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	64	68	76	72	76	76
pH	7,9	8,0	8,3	8,4	8,6	8,4
Condutividade (μS/Cm à 25°C)	1081	1218	1273	1287	1347	1358
Alcalinidade (mg CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	35,25	45,00	48,00	46,13	44,63	42,38
DBO (mg.L <sup>-1</sup> )				4,8		
ST (mg.L <sup>-1</sup> )				826		
Oxigênio Dissolvido (mg.L <sup>-1</sup> )				10,61		

Os percentuais de remoção dos parâmetros turbidez, cor aparente, cor verdadeira, DQO e sólidos totais dos permeados, em função do período de operação, estão representados nas Figuras 5.22 e 5.23.



**Figura 5.22.** Percentuais de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, em função do período de operação, do efluente do decantador secundário, após a microfiltração.



**Figura 5.23.** Percentuais de remoção de turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, em função do período de operação, do efluente do decantador secundário pós-tratado por FAD seguido de microfiltração.

A partir das figuras 5.22 e 5.23 observa-se o aumento da remoção de todos os parâmetros na unidade de microfiltração após o tratamento do efluente por FAD-microfiltração.

Para todos os tempos de operação nos ensaios de microfiltração realizados após o tratamento por FAD a remoção foi maior que 96,5% para turbidez, 92% para cor verdadeira e aparente e 75% para DQO.

O aumento da remoção de cor verdadeira é atraente por se tratar de partículas dissolvidas e coloidais, estas últimas com tamanho próximo ao tamanho dos poros da membrana, que são responsáveis pela colmatação irreversível da membrana que só será reduzida por meio da limpeza química das membranas (LAPOLLI, 1998; METCALF & EDDY, 2003; VIDAL, 2006).

A remoção de DQO apresentou-se mais baixa quando comparada com os demais parâmetros e a DBO praticamente não foi removida, Amaral (2009) justifica o fato lembrando que a retenção de compostos solúveis pelo sistema de microfiltração é baixa.

Os sólidos totais tiveram baixa remoção após a filtração na unidade de microfiltração, fato também justificado pela baixa retenção da parcela de solúveis dos sólidos pela membrana de microfiltração, tendo removido 39,6% do efluente do decantador secundário e 17,6% do efluente do decantador secundário pós-tratado por FAD.

A partir das Tabelas 5.26 e 5.27 observa-se que o pH das amostras de permeado

tiveram um leve aumento após a entrada no sistema de microfiltração e se mantiveram praticamente estáveis durante a operação; tal fato pode estar associado a queda da alcalinidade.

A redução da condutividade pela unidade de microfiltração foi pequena e não houve diferença entre os permeados, Vidal (2006) adverte que as membranas de microfiltração não são eficientes na rejeição de pequenos íons presentes nos esgotos.

### 5.3. Ensaio para verificação de remoção de Lignina e AOX (Etapa 3)

#### 5.3.1. Resultados de remoção de lignina após tratamento por FAD

As análises de lignina do efluente do decantador secundário após tratamento por FAD foram realizadas para as melhores configurações alcançadas. A caracterização físico-química do efluente utilizado para essa análise está exposta na Tabela 5.28.

**Tabela 5.28.** Caracterização físico-química do efluente utilizado nas análises de lignina.

Parâmetros	Efluente Bruto	Efluente do decantador secundário
Turbidez (uT)	396	11,7
Cor Aparente (uC)	3790	520
Cor Verdadeira (uC)	1412	451
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	1010	208
pH	7,1	7,3
Alcalinidade (mg CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	91,2	85,5
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	3047	1087
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	1690	62

As concentrações de lignina quantificadas no efluente e após o tratamento por FAD estão expostas na Tabela 5.29.

**Tabela 5.29.** Valores das concentrações de lignina no efluente bruto, no decantador secundário e nos tratados por FAD.

Efluente	Lignina (mg fenól/L)
Bruto	74,8
Efluente do decantador secundário	46,5
FAD - Configuração 1	20,2
FAD – Configuração 2	16,8
FAD – Configuração 3	- *

\* Amostra perdida durante o encaminhamento pelo correio.

A partir dos dados apresentados na Tabela 5.29 observa-se a redução da concentração de lignina após o tratamento por FAD, onde na configuração 1, com o uso de polímero aniônico, a remoção de lignina foi de 56,56%; e para a configuração 2, com polímero catiônico, a remoção de lignina chegou a 63,87%.

Morais (2006) utilizando o ozônio no tratamento de um efluente industrial alcalino de branqueamento de polpa Kraft de eucalipto chegou a remover 91,7% de lignina no tratamento realizado com 20 mmol/L de O<sub>3</sub> a 70°C e pH 10,9. Neste mesmo estudo o autor investigou a combinação de tratamento biológico anaeróbico seguido de ozonização e conseguiu remover, através do tratamento biológico, 27% de lignina com TDH de 2h, e 18% com TDH de 4h.

### 5.3.2. Resultados de remoção de lignina após tratamento por FAD seguido da microfiltração

As análises de remoção de lignina também foram realizados para o efluente do decantador secundário tratado por FAD seguido de microfiltração. A caracterização físico-química do efluente utilizado para esse ensaio está exibida na Tabela 5.30.

**Tabela 5.30.** Caracterização físico-química do efluente utilizado nas análises de lignina.

<b>Parâmetros</b>	<b>Efluente Bruto</b>	<b>Efluente do decantador secundário</b>	<b>Efluente do decantador secundário pós-tratado por FAD</b>
Turbidez (uT)	555	94,5	15
Cor Aparente (uC)	4110	1865	215
Cor Verdadeira (uC)	1210	1190	182
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	1346	320	106
DBO (mg.L <sup>-1</sup> )	31,5	5,81	4,86
pH	7,8	7,5	7,3
Alcalinidade (mg CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	99	90	47,62
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	2021	1354	1003
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	370	52	17

As concentrações de lignina quantificadas do efluente e após o tratamento por FAD estão expostos na Tabela 5.31.

**Tabela 5.31.** Valores das concentrações de lignina no efluente bruto, no efluente do decantador secundário, no efluente tratado por FAD e nos permeados após a

microfiltração.

Efluente	Lignina (mg fenol/L)
Bruto	89,5
Efluente do decantador secundário	58,8
Permeado do efluente do decantador secundário	23,5
Efluente tratado por FAD	20,7
Permeado do efluente tratado por FAD	17,2

Neste ensaio a FAD conseguiu remover 64,8% de lignina, resultado muito próximo do alcançado no ensaio anterior de lignina, comprovando a eficiência desse sistema de tratamento. A combinação FAD mais microfiltração removeu 70,74% de lignina.

A membrana de microfiltração removeu 60% da lignina do efluente do decantador secundário, sem pós-tratamento por FAD, tendo como concentração final de lignina 23,5 mg fenol/L. Já na filtração do efluente do decantador secundário pós-tratado por FAD, a unidade de microfiltração removeu apenas 16,9% de lignina, entretando, a concentração final de lignina foi de 17,2 mg fenol/L. Segundo Kreetachat et al. (2007) o teor de lignina e seus derivados estão associados em grande parte à coloração do efluente.

### 5.3.3. Remoção de AOX

Realizaram-se análises de AOX para as melhores configurações alcançadas na FAD. A caracterização físico-química do efluente utilizado nesse ensaio está exibida na Tabela 5.32.

**Tabela 5.32.** Caracterização físico-química do efluente utilizado nas análises de AOX.

Parâmetros	Efluente Bruto	Efluente do decantador secundário
Turbidez (uT)	396	11,7
Cor Aparente (uC)	3790	520
Cor Verdadeira (uC)	1412	451
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	1010	208
pH	7,1	7,3
Alcalinidade (mg CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	91,2	85,5
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	3047	1087
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	1690	62

Os resultados das concentrações de AOX no efluente bruto e após o tratamento por FAD estão expostos na Tabela 5.33.

**Tabela 5.33.** Valores das concentrações de AOX no efluente bruto, no decantador secundário e nos tratados por FAD.

Efluente	AOX (mg/L)
Bruto	5,3654
Efluente do decantador secundário	1,2474
FAD - Configuração 1	0,5543
FAD – Configuração 2	0,4320
FAD – Configuração 3	0,5184

Nota-se, por meio da Tabela 5.33 que a maior remoção de AOX, na FAD, ocorre na configuração 2, onde foi usado 50 mg/L de polímero catiônico, com um tempo de floculação de 7 minutos, velocidade de flotação de 9 cm/min e recirculação de 30%. Nessa configuração a remoção de AOX pela FAD foi de 65,36%, enquanto que para as configurações 1 e 3 foi de 55,56 e 58,44%, respectivamente.

Segundo Yamamoto et al. (1992) os AOX são potencialmente tóxicos e mutagênicos a ambientes aquáticos quando encontrados nas águas superficiais em concentrações superiores a 0,05 mg/L. A legislação brasileira não institui um limite máximo de AOX em águas superficiais, entretando, o CONAMA n° 430/2011 determina limites, de forma individualizada, para alguns compostos organo-halogenados (DUARTE et al., 2009).

Gomes (2006) na avaliação do custo, qualidade e características de algumas tecnologias de branqueamento, estudou também a eficiência do tratamento desses efluentes do branqueamento por um sistema de lodos ativados em escala de laboratório. A remoção de AOX variou entre 55,6 a 75,1% para a polpa de baixa DQO (6,4 KgO<sub>2</sub>/t.a.s. polpa) e 41,3 a 68,2% na polpa de alta DQO (25,5 KgO<sub>2</sub>/t.a.s. polpa).

Momenti e Pires (2002) na comparação entre um efluente sintético e um industrial, de branqueamento da polpa celulósica, submeteu-os a um processo de tratamento biológico anaeróbio e conseguiu uma eficiência de remoção de AOX de 87,6% e 81,3%, para o efluente industrial e o sintético, respectivamente.



## 6. CONCLUSÕES

Os resultados obtidos na pesquisa indicam que o pós-tratamento empregado é uma alternativa adequada ao tratamento de efluentes da indústria de papel e celulose.

O uso de polímero aniônico na FAD para efluentes clarificados de boa qualidade mostrou boa eficiência na remoção dos parâmetros cor aparente, cor verdadeira e DQO, parâmetros importantes para minimização da colmatação de membranas de microfiltração.

Os maiores percentuais de remoção obtidos com a aplicação do polímero aniônico foram para a seguinte configuração: 150 mg.L<sup>-1</sup> de PAC, 1 mg.L<sup>-1</sup> de polímero, tempo de floculação de 7 minutos, velocidade de flotação de 2cm/min e taxa de recirculação de 20%; obtendo-se eficiências de 28,32; 66,21; 82,65 e 59,59% para turbidez, cor aparente, cor verdadeira e DQO, respectivamente.

A utilização de polímero catiônico nos ensaios de flotatestes conduziu a excelentes eficiências de remoção dos parâmetros físico-químicos analisados: 90,08% de turbidez, 85,19% de cor aparente, 88,73% de cor verdadeira e 68,61 de DQO. Resultados alcançados com 175 mg.L<sup>-1</sup> de PAC, 50 mg.L<sup>-1</sup> de polímero, tempo de floculação de 7 minutos, velocidade de flotação de 9cm/min (TAS = 5,4m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h) e taxa de recirculação de 30%.

Levando-se em conta o critério de menor tempo de floculação e taxa de recirculação, o uso de polímero catiônico resultou em expressivas eficiências de remoção com tempo de floculação de 4 minutos e taxa de recirculação de 20%.

Quando comparada as taxas obtidas na unidade de microfiltração, foi visível o melhor desempenho da unidade com a aplicação do efluente do decantador secundário pós-tratado por FAD. O fluxo médio que era de 69,1 L/h,m<sup>2</sup> aumentou para 182,1 L/h.m<sup>2</sup>, além da qualidade do permeado ter melhorado.

Quanto às remoções de lignina e AOX, o sistema FAD demonstrou ser um processo bastante eficiente, com remoções acima de 60% para os dois parâmetros. A membrana de microfiltração removeu 60% de lignina e já a combinação do sistema FAD mais microfiltração removeu 70% de lignina.

Propõem-se estudos com aplicação de polímero catiônico em pó, para avaliar seu consumo, além de estudos com outros tipos de polímero, como o iônico e polímeros naturais.

Recomenda-se a realização de mais ensaios de microfiltração com outras configurações da FAD, além de ensaios de ultrafiltração; investigando outros valores de condições operacionais.

Sugere-se avaliar a eficiência de membranas preparadas com materiais poliméricos.

Recomenda-se um estudo com possibilidades de reuso do efluente tratado na indústria.

Por fim, sugere-se também uma análise econômica quanto à aplicação dos tipos e dosagens de polímeros aplicados à FAD.

## 7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABRAF - Associação Brasileira de Produtores de Florestas Plantadas. Anuário estatístico da ABRAF 2011 ano base 2010. Brasília: 2011. 130p. Disponível em: <<http://www.abraflor.org.br/estatisticas/ABRAF11/ABRAF11-BR.pdf>>. Acesso em: 01 set, 2011.

AISSE, M. M.; JÜRGENSEN, D.; REALI, M. A. P.; PENETRA, R. G.; FLORENCIO, L.; ALEM SOBRINHO, P. **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por sistema de flotação.** In: Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Vol. 2. PROSAB, Belo Horizonte-MG, 2001.

ALI, M.; SREEKRISHNAN, T.R. Aquatic toxicity from pulp and paper mill effluents: a review. **Advances in Environmental Research**, v. 5, p. 175-196, 2001.

ALMEIDA, K. M. **Tratamento do efluente alcalino do branqueamento de polpa e celulose pelo processo de separação por membranas.** 2002. 139 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre,RS.

AMARAL, M. C. S. **Tratamento de efluente de branqueamento de polpa celulósica empregando sistema de microfiltração conjugado com biorreator com membrana.** 2009. 357 p. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) - Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, MG.

AMITHARAJAH, A. **The mechanisms of coagulation.** In: TECNOLOGIAS PARA TRATAMENTO DE ÁGUAS DE BASTECIMENTO, São Carlos, 20p. 1989.

APHA - AMERICAN PUBLIC HEATH ASSOCIATION. **Standart methods for the examination of water and wastewater.** 19.ed. Washington: American Public Health Association, 1998.

BRACELPA - Associação Brasileira de Celulose e Papel. **História do Papel no Brasil.** 2007. Disponível em: <<http://www.bracelpa.org.br/bra/saibamais/historia/index.html>> Acesso em: 21 mai, 2010.

BRACELPA - Associação Brasileira de Celulose e Papel. **Relatório estatístico anual 2009/2010.** 60 p. 2001. Disponível em: <<http://www.bracelpa.org.br/bra2/sites/default/files/estatisticas/rel2009.pdf>>. Acesso em: 01 set, 2011.

CAMPOS, J. R.; REALI, M. A. P.; DOMBROSKI, S. A. G.; MARCHETTO, M.; LIMA, M. R. A. Tratamento Físico-Químico por Flotação de Efluentes de Reatores Anaeróbios. In: XXV Congresso Interamericano Ingeniería Sanitaria y Ambiental. **Anais...**México, 1996.

COSTANZI, R. N.; DANIEL, L. A. Estudo do tratamento de efluentes de uma fábrica de papel para imprimir visando o reuso por flotação e sedimentação. **Engenharia Sanitária e Ambiental.** Trabalhos premiados. v. 7, n. 3 e 4, p. 156-160, 2002.

COSTANZI, R. N.; REALI, M. A. P.; DANIEL, L. A. Tratamento de efluentes de fábrica de papel por processos físico-químicos empregando flotação por ar dissolvido e ozônio. In: XXVII Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. **Anais...** Porto Alegre,

2000.

DE JULIO, M.; FIORAVANTE, D. A.; SELHORST FILHO, O.; DE JULIO, T. S.; OROSKI, F. I. Avaliação da remoção de cianobactérias e saxitoxinas da água bruta afluyente à ETA Pitangui de Ponta Grossa/PR, utilizando os diagramas de coagulação para o cloreto férrico e o reagente de fentol. **Holos Environment**, v.9, p. 88-107, 2009.

DENCE, C.; REEVE, D. **Pulp bleaching - principles and practice**. Atlanta: Tappi Press, 1996.

DI BERNARDO, L.; CENTURIONE FILHO, P. L. **Procedimento para execução de ensaios de flotação/filtração em equipamento de bancada**. Engenharia Sanitária e Ambiental, Rio de Janeiro, v. 8, n. 1;2, p. 39-44, 2003.

DIAS, M. S. O.; PEREIRA, J. A. R. Determinação da dosagem ótima de polímeros em sistema de flotação, em escala de laboratório, utilizado no pós-tratamento de efluente de reator UASB da ETE Sideral, Belém/PA. **Revista Científica da UFPA**, ano 07, v.06, n.1, p.1-17, 2007.

DICK, R. I. Sludge treatment. In: WEBER, W. J. **Physicochemical Processes for Water Quality Control**. New York: John Wiley. Cap. 12, p.533-596, 1972.

DUARTE, A. C. E.; RÖRIG, L. R.; AMARAL, M. D.; VIEIRA, M. G. V.; DADAM, L. Compostos Organo-Halogenados Adsorvíveis (AOX) na água de abastecimento público dos municípios de Itajaí e Navegantes-SC. **Brazilian Journal of Aquatic Science and Technology**, vol. 13, p 11-17, 2009.

EUROPEAN STANDARD. **Water quality – Determination of Adsorbable Organically Bound Halogens (AOX)**. European Standard.Brussola, 1996.

FANE, A. G. Membrane for water production and wastewater reuse. **Desalination**, n° 106, p. 1-9. 1996.

FERREIRA, E. G. F. **Estudo da concentração de Soro Ácido de Queijo por Ultrafiltração**. 2000. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Escola de Engenharia da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre,RS.

GOMES, C. M. **Tratabilidade dos efluentes de branqueamento de polpa kraft de eucalipto com tecnologias de hidrólise ácida/dióxido de cloro à quente**. 2006. 170p. Dissertação (Mestrado em Ciências Florestais) - Universidade Federal de Viçosa. Viçosa, MG.

HABERT, A. C.; BORGES, C. P.; NOBREGA, R. **Processos de Separação com Membranas**. Rio de Janeiro, Ed. e-papers. 2006.

INTERNATIONAL STANDARD ISO 9562:2004. **Water quality – Determination of Adsorbable Organically Bound Halogens (AOX)**. 3rd Edition. ISO copyright office.Switzerland, 2004.

IPPC – Integrated Pollution Prevention and Control. **Reference Document on Best Available Techniques in the Pulp and Paper Industry**. Sevilha. Espanha. European Commission. 2001. Disponível em: < <http://www.p2pays.org/ref/13/12193.pdf>>. Acesso em: 11 set, 2011.

KIURI, H.J. Development of dissolved air flotation technology from the first generation to the newest (third) one (DAF in turbulent flow conditions). **Water Science and Technology**, Great Britain, v. 43, n. 8, p 1-7. 2001.

KREETACHAT, T.; DAMRONGSRI, M.; PUNSUWON, V.; VAITHANOMSAT, P.; CHIEMCHAI SRI, C.; CHOMSURIN, C. Effects of ozonation process on lignin-derived compounds in pulp and paper mill effluents. **Journal of Hazardous Materials**, n. 142, p. 250–257. 2007.

KRIEBEL, G. Alimentação Química: o problema dos polímeros. **Água Latinoamérica**. p. 20-23, nov/dez 2002. Disponível em: <<http://www.agualatinoamerica.com/docs/pdf/niv%20bas%2011-12-02.pdf>>. Acesso em: 18 de fev. 2012.

LACORTE, S.; LATORRE, A.; BARCELÓ, D.; RIGOL, A.; MALMQVIST, A.; WELANDER, T. Organic compounds in paper-mill process water and effluents. **Trends in Analytical Chemistry**, v. 22, n.10. 2003.

LAPOLLI, F. R. **Biofiltração e microfiltração tangencial para o tratamento de esgotos sanitários**. 1998. 186p. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, SP.

LAVALÉE, H. C.; NADREAU, J. Dissolved air flotation system use increases for secondary clarification. **Pulp and Paper**. p. 99-100. Jan, 1997.

LIMA, M. R. A. **Emprego da flotação por ar dissolvido no tratamento das águas residuárias de uma indústria de papel visando a recuperação de fibras**. 1996. 102p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Hidráulica e Sanitária) – Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade Estadual de São Paulo, São Carlos, SP.

LIMA, N. R. **Controle Ambiental no Setor de Celulose e Papel**. Apresentação da Comissão de Meio Ambiente da ABTCP: Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel, 2007.

MEDEIROS, D. R. **Tratamento de efluentes do branqueamento da polpa celulósica por processos oxidativos avançados baseados em ozônio**. 2008. 223 p. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Sanitária) – Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade Estadual de São Paulo, São Carlos, SP.

METCALF & EDDY . **Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse**. 4 ed., Mc Graw-Hill, 2003. 1819p

METCALF & EDDY . **Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse**. 3 ed., New York, Mc Graw-Hill, 1991. 1334p

MIELI, J. C. A. **Sistemas de avaliação ambiental na indústria de celulose e papel**. 2007. 111p. Tese (Doutorado em Ciências Florestais) - Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, MG.

MIKI, M. K. Utilização de polímeros para condicionamento de lodo de ETE para desidratação em filtro prensa de placas. 1998. 425p. Dissertação (Mestre em Engenharia) – Escola

Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, SP.

MMA - Ministério do Meio Ambiente: Serviço Florestal Brasileiro. **Florestas do Brasil em resumo - 2010: dados de 2005/2008**. Brasília: SFB, 2010. Disponível em <[http://www.ciflorestas.com.br/arquivos/doc\\_florestas\\_resumo\\_22648.pdf](http://www.ciflorestas.com.br/arquivos/doc_florestas_resumo_22648.pdf)>. Acesso em 01 set, 2011.

MOMENTI, T. J. ; PIRES, E. C. Obtenção de um efluente sintético do processo de branqueamento da indústria de papel e celulose. In: VII Taller y Simposio Latinoamericano sobre Digestión Anaerobia, 2002, Mérida. **Anais...**, 2002.

MORAIS, A. A. **Uso de ozônio como pré e pós-tratamento de efluentes da indústria de celulose kraft branqueada**. 2006. 110 p. Dissertação (Mestrado em Ciências Florestais) - Universidade Federal de Viçosa. Viçosa, MG.

MULDER, M. Basic Principles of Membrane Technology. **Kluwer Academic Publishers**, 101 Philip Drive, Norwell, MA, USA, 1991.

ODEGAARD, H. **Chemical Floc Formation in Wastewater Treatment - An Introduction**. Prog. Wat. Tech., Supl. 1, p. 103-110, Pergamon Press, 1979.

OLIVEIRA, C. R. **Aplicação da ultrafiltração na reciclagem de água na indústria de celulose e papel**. 2003. 89 p. Dissertação (Mestrado em Ciências Florestais) - Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, MG.

PENETRA, R. G. **Pós-tratamento físico-químico por flotação de efluentes de reatores anaeróbios de manta de lodo**. 1998. 140 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Hidráulica e Sanitária) – Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, São Carlos, SP.

PERON FILHO, O.; SANTANA, S.L.; MATSUMOTO, T. Uso de um flotador como pré-tratamento de Reator Anaeróbio para efluentes de curtume. In: XXIII CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, Campo Grande, MS. **Resumos...** ABES – Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e ambiental. 2005. v. único, p. 1-5.

PIOLTINE, A. **Avaliação do desempenho de bomba multifásica na geração de microbolhas de ar para o processo de flotação por ar dissolvido aplicado ao pré-tratamento de efluente de indústria têxtil**. 2009. 107 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Hidráulica e Sanitária), Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, São Carlos, SP.

PIOTTO, Z. C. **Eco-eficiência na indústria de Celulose e Papel – Estudo de Caso**. 2003. 379 p. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Sanitária) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, SP.

POKHREL, D.; VIRARAGHAVAN, T. Treatment of pulp and paper mill wastewater – a review. **Science of the Total Environment**. 333, p. 37 -58. May, 2004.

POUET, M. F. e GRASMICK, A. Electrocoagulation and Flotation: Applications in Crossflow Microfiltration. **Filtration & Separation**, v.31, n.3, pp. 269-272, 1994.

RANGAN, S. G. **Pollution abatement in paper industry**. IPPTA - Indian Pulp and Paper Technical Association. Convention Issue, 1987. v.87, 141-168.

REALI, M. A. P. **Concepção e avaliação de um sistema compacto para tratamento de águas de abastecimento utilizando o processo de Flotação por Ar Dissolvido e Filtração com taxa declinante**. 1991. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Sanitária) – Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo. São Carlos,SP.

REALI, M. A. P.; MARCHETTO, M. Clarificação por flotação de água bruta com cor moderadamente elevada. In: XXV Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, 1997, Foz do Iguaçu, PR. **Anais...** ABES.

SANTOS, H. R. **Coagulação/precipitação de efluentes de reator anaeróbio de leito expandido e de sistema de lodo ativado precedido de reator UASB, com remoção de partículas por sedimentação ou flotação**. 2006. 331 p. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Sanitária) – Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo. São Carlos,SP.

SCHNEIDER, R. P.; TSUTTIYA, M. T. **Membranas filtrantes para o tratamento de água, esgoto e água de reúso**. 1 ed, São Paulo: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental. 2001. 234p.

SCHOENALS, M. **Avaliação da eficiência do processo de flotação aplicado ao tratamento primário de efluentes de abatedouro avícola**. 2006, 99p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, SC.

SILVA, C. M. **Flux prediction in high-shear microfiltration**. 1999. 190 P. Thesis (Ph. D. In Chemical Engineering) – Department of Chemical Engineering and Applied Chemistry. University of Toronto. Canada.

STRÖHLEIN GmbH & Co. **Coulomat 7020 CL: Operating Instructions Issue 10/96**. Laboratory, Measurement and Environmental Technology. Kaarst, Alemanha: Ströhlein GmbH & Co., 74p. 1996.

TANASE, M.; STENIUS, P.; GREGERSEN, Ø.; JOHANSSON, L.; HILL, J. Removal of extractives from TMP process water using dissolved air flotation. **VII International Seminar on Fundamental mechanical Pulp research**. Nanjing - China, 2010.

VIDAL, C. M. S. **Avaliação da microfiltração tangencial como alternativa de tratamento avançado de efluente gerado em sistema de tratamento de esgoto sanitário constituído de reator UASB (upflow anaerobic sludge blanket) seguido de tanque de aeração**. 2006. 213 p. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, São Carlos, SP.

VIDAL, C. M. S.; CAMPOS, J. R. Coagulação associada à microfiltração para o tratamento avançado de esgoto sanitário. **Ambiência**, v.5 n.1, p. 101-114. 2009.

YAMAMOTO, K.; FUKUSHIMA, M.; KURODA, K. Total Organic Halogen: Chemical Pollution Parameter in Urban River Waters. **Water Science & Technology**. Vol. 25, n. 11: 25-32. 1992.