



APLICAÇÃO DO PROCESSO DE LODOS ATIVADOS COM POSTERIORES  
PROCESSOS FÍSICO-QUÍMICOS NO TRATAMENTO DE EFLUENTE INDUSTRIAL  
SALINO VISANDO AO REÚSO

Milene Carvalho Bongiovani

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, COPPE, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Orientador(es): Márcia Walquíria de Carvalho

Dezotti

Geraldo André Thurler Fontoura

Rio de Janeiro  
Dezembro de 2010

APLICAÇÃO DO PROCESSO DE LODOS ATIVADOS COM POSTERIORES  
PROCESSOS FÍSICO-QUÍMICOS NO TRATAMENTO DE EFLUENTE INDUSTRIAL  
SALINO VISANDO AO REÚSO

Milene Carvalho Bongiovani

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DO INSTITUTO ALBERTO  
LUIZ COIMBRA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA DE ENGENHARIA (COPPE)  
DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE DOS  
REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM  
CIÊNCIAS EM ENGENHARIA QUÍMICA.

Examinada por:

---

Prof<sup>a</sup>. Márcia Walquíria de Carvalho Dezotti, D.Sc.

---

Dr. Geraldo André Thurler Fontoura. D.Sc

---

Prof<sup>a</sup>. Juacyara Carbonelli Campos, D.Sc.

---

Prof. Tito Lívio Moitinho Alves, D.Sc.

---

Prof. Luiz Alberto Cesar Teixeira, Ph.D.

RIO DE JANEIRO, RJ – BRASIL  
DEZEMBRO DE 2010

Bongiovani, Milene Carvalho

Aplicação do processo de lodos ativados com posteriores processos físico-químicos no tratamento de efluente industrial salino visando ao reúso/Milene Carvalho Bongiovani. - Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2010.

XVII, 138p.: il.; 29,7 cm.

Orientador(es): Márcia Walquíria de Carvalho Dezotti

Geraldo André Thurler Fontoura

Dissertação (mestrado) - UFRJ/COPPE/Programa de Engenharia Química, 2010.

Referências Bibliográficas: p. 122-129.

1. Reúso de água. 2. Efeito da salinidade. 3. Lodos ativados. 4. Coagulação/floculação. 5. Filtro rápido descendente. 6. Osmose inversa. I. Dezotti, Márcia Walquíria de Carvalho *et al.* II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Programa de Engenharia Química. III. Título.

**Aos meus queridos pais**

**“Todos podem ver as táticas de minhas conquistas,  
mas ninguém consegue discernir a estratégia que gerou as vitórias”.**

## AGRADECIMENTOS

À Deus, por cada momento de minha vida, toda a força e todas as vitórias, inclusive esta.

À minha família, meus queridos pais e meu irmão, que, mesmo estando longe durante todo o tempo, demonstraram apoio, compreensão e incentivo nas difíceis etapas desta jornada.

Ao meu namorado, pela demonstração constante de carinho e apoio incondicional.

Aos meus orientadores Prof<sup>a</sup> Márcia Dezotti e Geraldo Fontoura, pela amizade, pela orientação e pela motivação prestada do início ao fim deste trabalho.

Ao CNPq, pela concessão da bolsa de mestrado.

A Bayer S.A. pelo suporte financeiro dado ao projeto e pela complementação da bolsa de mestrado.

Aos amigos da Bayer, Nelson, Bernardo e ao pessoal da ETDA, pela oportunidade de realizar o projeto.

À coordenação do PEQ/COPPE/UFRJ.

Aos funcionários do prédio anexo pelos serviços técnicos prestados.

Aos motoristas da UFRJ, pela disponibilidade oferecida em diversos momentos.

Ao Antônio, pela ajuda nos mais diversos problemas e pelo grande companheirismo.

Às técnicas do Laboratório Elisângela e Lívia pela amizade e pela contribuição no desenvolvimento das atividades na parte experimental.

Aos meus amigos do Laboratório de Controle de Poluição das Águas - Labpol, principalmente, Bárbara, Bianca, Cláudia, Elisângela, Felipe, Isabelli, Marcos, Rafael e Samanta.

Aos companheiros do PAM, Ana Carolina e Bob, na disponibilidade para a realização da última etapa do trabalho.

Aos meus colegas de mestrado, Thiago, Maíra, Robert e Juliana pelo companheirismo e amizade.

A todos os professores e funcionários do Programa de Engenharia Química, que direta ou indiretamente, contribuíram para a minha formação.

A todas as pessoas que passaram pela minha vida e por acaso não foram citadas por mero esquecimento, pelo exemplo, ensinamentos e apoio durante a minha caminhada.

Resumo da Dissertação apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

APLICAÇÃO DO PROCESSO DE LODOS ATIVADOS COM POSTERIORES  
PROCESSOS FÍSICO-QUÍMICOS NO TRATAMENTO DE EFLUENTE INDUSTRIAL  
SALINO VISANDO AO REÚSO

Milene Carvalho Bongiovani

Dezembro/2010

Orientadores: Márcia Walquíria de Carvalho Dezotti

Geraldo André Thurler Fontoura

Programa: Engenharia Química

No presente trabalho foi estudado o tratamento do efluente complexo de uma indústria química produtora de defensivos agrícolas, entre outros produtos, que apresenta alta salinidade e por vezes, toxicidade. Foram monitorados dois reatores em regime contínuo, sendo R1 o reator controle e R2 o reator adaptado com EfSalino com TRH de 25 h. Verificou-se que o processo de adaptação ao EfSalino (0 - 100%) foi efetivo na remoção de COD, DQO, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> e fenóis totais obtendo eficiências de remoção de 73%, 70%, 85% e 90%, respectivamente. Após a adaptação, foi investigada a seqüência de coagulação/floculação, filtro de areia rápido descendente e osmose inversa visando obter água para reúso. Os resultados obtidos no processo de coagulação /floculação (40 mg/L do coagulante PAC e 0,3 mg/L do polímero catiônico) foi satisfatória, com remoções de cor e turbidez na faixa de 23 - 33% e 50 - 65%, respectivamente. O processo de filtração rápida descendente (120 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.dia) foi eficiente na remoção de turbidez (98%), sólidos totais dissolvidos (SST) e em suspensão (46%), porém o efluente não apresentou as concentrações de DQO, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> e cloreto adequadas para reúso em torres de resfriamento. Para remover principalmente a salinidade, o tratamento de osmose inversa foi avaliado e removeu em média 91%, 87%, 98% e 98% de DQO, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, COT e cloreto, respectivamente. Após a seqüência de tratamento, todos os parâmetros estudados ficaram abaixo dos limites máximos permitidos para reutilização na alimentação de torres de resfriamento. No entanto, foi possível detectar possível incrustação na membrana.

Abstract of Dissertation presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc)

APPLICATION OF ACTIVATED SLUDGE PROCESS WITH POSTERIOR PHYSICO-CHEMICALS PROCESSES IN THE TREATMENT OF INDUSTRIAL SALINE EFFLUENT AIMING REUSE

Milene Carvalho Bongiovani

December/2010

Advisors: Márcia Walquíria de Carvalho Dezotti

Geraldo André Thurler Fontoura

Department: Chemical Engineering

In this work was studied the treatment of complex effluent of a chemical industry of pesticides, among other products, which has high salinity and sometimes toxicity. Two reactors were operated continuously, R1 the control reactor and R2 the reactor adapted EfSalino with HRT of 25 h. It was found that the adaptation process to EfSalino (0 - 100%) was effectiveness in removing TOC, COD,  $N-NH_4^+$  and total phenols obtaining removal efficiencies of 73%, 70%, 85% and 90% respectively. After adaptation, it was investigated the sequence of coagulation/flocculation, rapid sand filter downward and reverse osmosis to obtain water for reuse. The results obtained on coagulation/flocculation (40 mg/L PAC coagulant and 0.3 mg/L of cationic polymer) were satisfactory, achieving removals of color and turbidity in the range 23-33% and 50-65% respectively. The rapid downward filtration process ( $120 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{day}$ ) was efficient in removing turbidity (98%), total dissolved solids (TSS) and particulate (46%), but the effluent did not present concentrations of COD, ammonia and chloride suitable for reuse in cooling towers. The reverse osmosis treatment of effluent was applied to salt removal and average removals of 91%, 87%, 98% and 98% of COD, ammonia, TOC and chloride, respectively, were reached. After the sequence of treatment, all parameters were below the limits allowed for reuse in cooling towers. However, it was possible to detect fouling in the membrane.

## SUMÁRIO

<b>1. INTRODUÇÃO .....</b>	<b>1</b>
<b>2. OBJETIVOS .....</b>	<b>3</b>
2.1 OBJETIVO GERAL.....	3
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	3
<b>3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....</b>	<b>4</b>
3.1 REÚSO DE ÁGUA NA INDÚSTRIA.....	4
3.2 PROCESSOS DE TRATAMENTO DE EFLUENTES INDUSTRIAIS.....	6
3.2.1 Tratamento Biológico .....	7
3.2.1.1 Fundamentos Básicos do Processo de Lodos Ativados .....	7
3.2.1.2 Efeito da Salinidade no Tratamento Biológico.....	10
3.2.1.3 Microbiologia do Lodo Ativado como Ferramenta de Controle de Processo .....	14
3.2.2 Processos Físico-Químicos .....	18
3.2.2.1 Coagulação/Floculação.....	18
3.2.2.2 Filtração .....	23
3.2.2.3 Osmose Inversa .....	29
<b>4. MATERIAIS E MÉTODOS.....</b>	<b>43</b>
4.1 LODOS ATIVADOS .....	44
4.1.1 Descrição da Unidade Experimental .....	44
4.1.2 Testes preliminares hidrodinâmicos para caracterização da unidade experimental – tempo de mistura .....	47
4.2 COAGULAÇÃO/FLOCULAÇÃO.....	49
4.2.1 Coagulantes e Floculantes Utilizados nos Testes .....	49
4.2.2 Descrição da Unidade Experimental .....	50
4.3 FILTRAÇÃO RÁPIDA DESCENDENTE .....	52
4.3.1 Descrição da Unidade Experimental .....	52
4.4 OSMOSE INVERSA .....	56
4.4.1 Descrição da Unidade Experimental .....	56
4.4.1.1 Determinação da Permeabilidade hidráulica e rejeição salina ....	57
4.4.2 Parâmetros para acompanhamento analítico do processo .....	58
4.4.2.1 Microscopia eletrônica de varredura .....	58
4.4.2.2 Índice de Densidade de Sedimentos (SDI).....	59
4.5 MÉTODOS ANALÍTICOS .....	60

4.5.1	Turbidez .....	60
4.5.2	Cor.....	61
4.5.3	pH.....	61
4.5.4	Demanda Química de Oxigênio (DQO).....	61
4.5.5	Carbono Orgânico Dissolvido (COD) .....	62
4.5.6	Nitrogênio Amoniacal (N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> ) .....	62
4.5.7	Condutividade .....	63
4.5.8	Cloreto (Cl <sup>-</sup> ) .....	63
4.5.9	Fenóis Totais.....	64
4.5.10	Dureza Total.....	64
4.5.11	Sólidos Suspensos Totais (SST) e Sólidos Suspensos Voláteis (SSV).....	65
4.5.12	Índice Volumétrico do Lodo (IVL) .....	66
4.5.13	Polissacarídeos e Proteínas .....	67
4.5.14	Microscopia do Lodo.....	68
4.5.15	Contagem de Microorganismos pelo Método Spread-Plate (espalhamento em superfície).....	68
4.6	PARÂMETROS EXPERIMENTAIS ESTUDADOS EM CADA ETAPA .....	70
<b>5.</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÃO.....</b>	<b>72</b>
5.1	EFLUENTE INDUSTRIAL .....	72
5.2	ETAPA 1 - TESTES PRELIMINARES HIDRODINÂMICOS – TEMPO DE MISTURA.....	75
5.3	ETAPA 2 – CARACTERIZAÇÃO DO EFLUENTE INDUSTRIAL.....	77
5.4	ETAPA 3 – OPERAÇÃO DOS REATORES DE LODOS ATIVADOS (R1 E R2).....	78
5.4.1	Acompanhamento da Remoção de DQO nos reatores R1 e R2.....	79
5.4.2	Acompanhamento da Remoção de COD nos reatores R1 e R2.....	82
5.4.3	Acompanhamento da Remoção de N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> nos reatores R1 e R2 .....	86
5.4.4	Acompanhamento da Remoção de Fenóis Totais nos reatores R1 e R2.....	90
5.4.5	Acompanhamento do pH nos reatores R1 e R2 .....	92
5.4.6	Características da Biomassa .....	93
5.5	ETAPA 4 – ENSAIOS DE COAGULAÇÃO/FLOCULAÇÃO .....	105
5.6	ETAPA 5 – OPERAÇÃO DO FILTRO RÁPIDO DESCENDENTE .....	107
5.7	ETAPA 6 – OPERAÇÃO DO SISTEMA DE OSMOSE INVERSA .....	112
5.7.1	Caracterização da Membrana .....	112

5.8 CONSIDERAÇÕES GERAIS SOBRE OS RESULTADOS OBTIDOS.....	117
<b>6. CONCLUSÕES E SUGESTÕES .....</b>	<b>119</b>
<b>7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	<b>122</b>
<b>ANEXOS.....</b>	<b>130</b>
<b>ANEXO I.....</b>	<b>131</b>
<b>ANEXO II .....</b>	<b>133</b>
<b>ANEXO III.....</b>	<b>136</b>

## Lista de Figuras

Figura 3.1 – Esquema característico do processo de lodos ativados convencional .....	9
Figura 3.2 - Representação esquemática de um floco de lodo ativado.....	9
Figura 3.3 – Esquema de uma unidade de coagulação/floculação .....	20
Figura 3.4 – Curva típica de distribuição granulométrica de materiais filtrantes .....	26
Figura 3.5 – Representação esquemática de um sistema de 2 fases separado por uma membrana.....	30
Figura 3.6 – Representação do fluxo osmótico (a), do equilíbrio osmótico (b) e da osmose inversa (c) .....	31
Figura 3.7 – O Fenômeno da Polarização de Concentração .....	34
Figura 3.8 – Declínio do fluxo de permeado provocado pela polarização de concentração e pela formação de incrustações. ....	35
Figura 4.1 – Esquema da unidade experimental utilizada no regime contínuo de operação para os dois efluentes estudados .....	45
Figura 4.2 – Fotografia das unidades experimentais de lodos ativados operadas em regime contínuo.....	46
Figura 4.3 – Determinação do Tempo de Mistura – Curva NaCl X Condutividade .....	48
Figura 4.4 – Esquema da unidade experimental (teste de jarro) .....	50
Figura 4.5 – Fotografia da unidade experimental (teste de jarro) .....	51
Figura 4.6 – Esquema e foto da unidade experimental utilizada no processo de coagulação/floculação.....	52
Figura 4.7 – Esquema do Filtro Rápido Descendente.....	53
Figura 4.8 - Fotografia da unidade experimental do filtro rápido descendente .....	54
Figura 4.9 – Esquema do sistema de osmose inversa.....	56
Figura 4.10 – Fotografia do sistema de osmose inversa.....	57
Figura 4.11 – Fluxograma do Sistema utilizado na Determinação do Índice de Densidade de Sedimentos (SDI).....	59

Figura 4.12 – Esquema da contagem de microorganismos.....	69
Figura 5.1 – Esquema do tratamento de efluentes empregado na empresa e os locais de coleta do efluente .....	74
Figura 5.2 – Fluxograma do processo utilizado para o tratamento do efluente industrial empregado no presente estudo .....	75
Figura 5.3 – Variação da concentração de NaCl com o tempo para R1 com $U_G = 0,91$ ; 1,36 e 1,82 m/h.....	76
Figura 5.4 – Variação da concentração de NaCl com o tempo para R2 com $U_G = 0,91$ ; 1,36 e 1,82 m/h.....	76
Figura 5.5 – Monitoramento da DQO de R1 com EfControle.....	81
Figura 5.6 – Monitoramento da DQO de R2 no período de adaptação com EfSalino .	81
Figura 5.7 – Monitoramento da DQO de R2 após o período de adaptação com 100% de EfSalino .....	82
Figura 5.8 – Monitoramento do teor de COD de R1 com EfControle .....	83
Figura 5.9 – Monitoramento do teor de COD de R2 no período de adaptação com EfSalino.....	83
Figura 5.10 – Monitoramento do teor de COD de R2 após o período de adaptação com 100% de EfSalino .....	84
Figura 5.11 – Monitoramento do teor de nitrogênio amoniacal de R1 com EfControle .....	87
Figura 5.12 – Monitoramento do teor de nitrogênio amoniacal de R2 no período de adaptação com EfSalino .....	88
Figura 5.13 – Monitoramento do teor de nitrogênio amoniacal de R2 após o período de adaptação com 100% de EfSalino .....	89
Figura 5.14 – Monitoramento do teor de fenóis totais de R1 com EfControle.....	91
Figura 5.15 – Monitoramento do teor de fenóis totais de R2 no período de adaptação com EfSalino.....	91
Figura 5.16 - Monitoramento do pH de R1 com EfControle .....	92

Figura 5.17 - Monitoramento do pH de R2 no período de adaptação com EfSalino ....	93
Figura 5.18 – Monitoramento dos teores de SST e SSV de R2 no período de adaptação com EfSalino .....	94
Figura 5.19 – Relação SSV/SST em R2 no período de adaptação com EfSalino .....	95
Figura 5.20 - Relação F/M em R2 no período de adaptação com EfSalino.....	97
Figura 5.21 – Monitoramento do teor de polissacarídeos e proteínas em R2 no período de adaptação com EfSalino .....	98
Figura 5.22 – Relação entre PS/PT em R2 no período de adaptação com EfSalino ...	98
Figura 5.23 – Monitoramento dos teores de SST na entrada e saída de R2 no período de adaptação com EfSalino .....	100
Figura 5.24 – Monitoramento dos teores de SSV na entrada e saída de R2 no período de adaptação com EfSalino .....	100
Figura 5.25 - Microfotografias do lodo biológico do reator R2. (a) instante inicial de operação. (b) após a adaptação com EfSalino (aumento de 400X) .....	103
Figura 5.26 - Microfotografias de microorganismos encontrados em R1 e R2. (a) ameba. (b) protozoários ciliados livre-natantes. (c) e (d) pedunculados. (e) rotífero e (f) oocistos de protozoários (aumento de 400X) .....	104
Figura 5.27 - Perfil da qualidade da água no período de amadurecimento do filtro em termos da turbidez.....	108
Figura 5.28 – Monitoramento da DQO na saída do filtro rápido descendente .....	109
Figura 5.29 – Monitoramento da turbidez na saída do filtro rápido descendente.....	110
Figura 5.30 – Monitoramento da cor na saída do filtro rápido descendente.....	111
Figura 5.31 – Compactação da membrana BW30 durante a permeação de água Milli-Q da pressão de 30 bar.....	113
Figura 5.32 – Fluxo de água em função da diferença de pressão através da membrana .....	114
Figura 5.33 – Fotografias da superfície da membrana BW-30 com ampliação de 5000X a) antes b) depois do teste de osmose inversa .....	116

Figura I.1 – Curva de distribuição granulométrica da areia utilizada .....	131
Figura II.1 – Curva de calibração típica para análise de N-NH <sub>3</sub> .....	133
Figura II.2 – Curva de calibração típica para análise de DQO.....	133
Figura II.3 – Curva de calibração típica para análise de fenol .....	134
Figura II.4 – Curva de calibração típica para análise de polissacarídeos.....	134
Figura II.5 – Curva de calibração típica para análise de proteínas.....	135

## Lista de Tabelas

Tabela 3.1 – Padrões de qualidade da água de reúso em torres de resfriamento.....	6
Tabela 3.2 – Exemplos de processos de tratamento de efluentes líquidos conforme a classificação por níveis .....	7
Tabela 3.3 – Microorganismos indicadores das condições de depuração .....	15
Tabela 4.1 – Determinação do Tempo de Mistura – Dados da Curva de Calibração ..	48
Tabela 4.2 – Diferentes vazões de ar utilizadas no teste do tempo de mistura .....	49
Tabela 4.3 – Coagulantes Utilizados .....	49
Tabela 4.4 – Floculantes Utilizados .....	49
Tabela 4.5 – Sedimentabilidade do lodo em função do valo do IVL .....	67
Tabela 4.6 – Parâmetros estudados em cada etapa do trabalho .....	70
Tabela 5.1 – Correntes líquidas direcionadas à ETDI (sem tratamento).....	73
Tabela 5.2 – Caracterização do efluente industrial utilizado nos experimentos .....	77
Tabela 5.3 – Legislação estadual e nacional no lançamento de efluentes.....	79
Tabela 5.4 – Escala de toxicidade .....	86
Tabela 5.5 - Resultados dos ensaios de coagulação/floculação para remoção de cor e turbidez .....	106
Tabela 5.6 – Caracterização da corrente de entrada do filtro rápido.....	108
Tabela 5.7 - Resultados dos testes de filtro rápido descendente referentes a DQO, COD, nitrogênio amoniacal cor e turbidez .....	109
Tabela 5.8 - Resultados dos testes de filtro rápido descendente referentes a cloreto, SST e SSV.....	110
Tabela 5.9 - Resultados dos testes de filtro rápido descendente referentes a contagem de microorganismos .....	112
Tabela 5.10 - Resultados dos testes de osmose inversa.....	114

Tabela 5.11 - Requisitos físico-químicos mínimos necessários para reúso em torres de resfriamento.....	115
Tabela 5.12 - Resultados do efluente após o tratamento seqüencial .....	117
Tabela I.1 – Análise granulométrica da areia usada como leito filtrante do filtro .....	131
Tabela III.1 - Resultados dos testes de coagulação/floculação com $Al_2(SO_4)_3$ 1% (5 - 50 mg/L) e PM 650 0,1% (0,5 mg/L) .....	136
Tabela III.2 - Resultados dos testes de coagulação/floculação com $Al_2(SO_4)_3$ 1% (5 - 50 mg/L) e PM 800 0,1% (0,5 mg/L) .....	136
Tabela III.3 - Resultados dos testes de coagulação/floculação com $FeCl_3$ 1% (5 - 50 mg/L) e PM 650 0,1% (0,5 mg/L) .....	136
Tabela III.4 - Resultados dos testes de coagulação/floculação com PAC 1% (5 - 50 mg/L) e PM 650 0,1% (0,5 mg/L) .....	137
Tabela III.5 - Resultados dos testes de coagulação/floculação com PAC 1% (5 - 50 mg/L) e PM 800 0,1% (0,5 mg/L) .....	137
Tabela III.6 - Resultados dos testes de coagulação/floculação com PAC 1% (35 - 60 mg/L) e PM 650 0,1% (0,5 mg/L) .....	137
Tabela III.7 - Resultados dos testes de coagulação/floculação com PAC 1% (40 mg/L) e PM 650 0,1% (0 - 0,5 mg/L) .....	137
Tabela III.8 - Resultados dos testes de coagulação/floculação com PAC 1% (40 mg/L) e PM 650 0,1% (0 - 0,5 mg/L) .....	138
Tabela III.9 - Resultados dos testes de coagulação/floculação com PAC 1% (40 mg/L) e PM 650 0,1% (0,3 mg/L) .....	138

## 1. INTRODUÇÃO

A água, um elemento vital para a sociedade humana, de disponibilidade limitada, está mostrando ser o recurso natural mais disputado no planeta no século XXI, onde existem países que já sofrem com a escassez de água. Com isso, há uma crescente preocupação das entidades ambientais no controle de descartes industriais, com a finalidade de proteção dos corpos d'água.

Porém, nas últimas décadas, devido ao desmedido crescimento populacional em conjunto com o intenso desenvolvimento industrial, problemas ambientais como a poluição dos recursos hídricos superficiais e subterrâneos por fertilizantes, pesticidas, inseticidas, óleos, percolados tóxicos de aterros sanitários, enfim, uma enorme variedade de efluentes industriais e domésticos que têm se tornado cada vez mais críticos e freqüentes.

Dentro deste contexto, as indústrias químicas, principalmente a de defensivos agrícolas, respondem por uma grande parte da poluição do meio ambiente. Estes compostos vêm sendo utilizados a mais de quarenta anos devido à sua eficácia em controlar grande variedade de pragas, doenças e plantas daninhas que infestam as lavouras. Sem o uso destes produtos, a produção e a qualidade dos alimentos seriam drasticamente afetadas, além dos riscos de gerar a falta de alimentos e de promover a alta dos preços (BREIA, 2006). Apesar dos benefícios para a sociedade, os defensivos agrícolas apresentam alguns efeitos indesejáveis como toxicidade, carcinogenicidade e mutagenicidade (KOURAS *et. al.*, 1998).

Segundo ANDEF (2010), o Brasil consumiu 725,6 mil toneladas de defensivos para a proteção das lavouras, sendo o consumo destes produtos muito menor que o observado em outros países. No Brasil, o consumo desses produtos encontra-se em expansão contínua. O consumo médio de agrotóxicos no Brasil é de US\$ 88 por hectare, ou US\$ 7,4 por tonelada. O mercado de defensivos agrícolas no Brasil, em 2009, foi de US\$ 6,6 bilhões (R\$ 12,9 bilhões), 7% a menos que 2008, de acordo com levantamento do Sindicato Nacional da Indústria de Defesa Vegetal (Sindag).

Os efluentes dessas indústrias variam quantitativamente e qualitativamente, dependendo dos tipos de produtos fabricados, processos utilizados e matérias-primas empregadas. Essas indústrias geram efluentes altamente complexos, os quais são caracterizados como de difícil tratabilidade (COSTA, 2002). Desse modo, com a crescente preocupação das entidades ambientais no controle de descartes industriais, há a necessidade de se buscar técnicas de tratamento bastante eficientes, a fim de

assegurar que os efluentes tratados não provoquem impactos ambientais severos nos cursos d'água.

No que se refere ao uso racional da água nas plantas industriais, será preciso investir em pesquisa e desenvolvimento tecnológico, na implantação de sistemas de tratamento avançado de efluentes, em sistemas de conservação, em redução de perdas e no reúso da água. Esta situação tem conduzido muitas indústrias à busca por um novo modelo para o gerenciamento da água em seus processos, considerando novas opções e soluções que impliquem em autonomia no abastecimento de água e racionalização no seu consumo, onde o reúso se torna não apenas uma forma de garantir seu crescimento, mas até mesmo uma questão de sobrevivência, além de promover a recuperação, preservação e conservação dos recursos hídricos e dos ecossistemas urbanos.

Baseado nesses fatos, no presente trabalho serão apresentados os resultados de um estudo envolvendo o tratamento do efluente gerado por uma indústria de química, dando ênfase à sua adequação ao reúso em torres de resfriamento.

## **2. OBJETIVOS**

### **2.1 OBJETIVO GERAL**

Avaliar a combinação do processo de lodos ativados com posterior coagulação/floculação, filtro rápido descendente e osmose inversa visando obter água para reúso no tratamento de efluente salino gerado em uma indústria química produtora de defensivos agrícolas.

### **2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

- Avaliar o efeito da salinidade na eficiência de remoção de matéria orgânica no processo de lodos ativados;
- Investigar a resposta de reatores de lodos ativados a variações na salinidade e na composição do afluente;
- Caracterizar o consórcio microbiano presente nos sistemas biológicos de lodos ativados;
- Avaliar o processo de coagulação/floculação na remoção de material coloidal, definindo a melhor concentração do coagulante/floculante e auxiliar de coagulação do efluente biotratado;
- Avaliar a remoção de sólidos no processo de filtração rápida descendente do efluente decantado do processo de coagulação/floculação;
- Avaliar a remoção de salinidade no processo de osmose inversa do efluente filtrado visando obter água para reúso.

### **3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

Neste capítulo serão apresentados os itens pertinentes a revisão bibliográfica dos principais tópicos no desenvolvimento do trabalho, relacionados a cada processo utilizado e o conjunto dos mesmos.

#### **3.1 REÚSO DE ÁGUA NA INDÚSTRIA**

O reúso de efluentes tratados nas indústrias, para fins não potáveis está ganhando importância de vários segmentos devido à competição crescente e às normas ambientais cada dia mais severa. Enquanto o tratamento de efluente convencional tem como objetivo atender aos padrões de lançamento, a motivação para o reúso é a redução de custos e muitas vezes para assegurar a qualidade do abastecimento de água.

A primeira etapa a ser definida é a especificação da qualidade da água requerida. Deve ser compatibilizada a vazão a ser reutilizada com a vazão do efluente tratado.

Para implantar um sistema de reúso, deve-se complementar o sistema de tratamento de efluentes existente. A complementação do tratamento tem como objetivo garantir a qualidade do efluente tratado com a do uso a que estiver pretendido.

A implantação do reúso é feita com a instalação de unidades necessárias ao polimento, tais como: sistemas de filtração com membrana; oxidação química; desinfecção; etc (GIORDANO, 2004).

A reutilização ou reúso de água é a forma pela qual a água, tratada ou não, é retornada a um processo. Esse reúso pode ser direto ou indireto, decorrente de ações planejadas ou não.

- Reúso indireto não planejado da água: ocorre quando a água, utilizada em alguma atividade humana, é descarregada no meio ambiente e novamente utilizada a jusante, em sua forma diluída, de maneira não intencional e não controlada. Essa água até ao ponto de captação para o novo usuário, está sujeita às ações naturais do ciclo hidrológico (diluição, autodepuração).

- Reúso indireto planejado da água: ocorre quando os efluentes depois de tratados são descartados de forma planejada nos corpos de águas superficiais ou subterrâneas, para serem utilizadas a jusante, de maneira controlada, no atendimento de algum uso benéfico.

O reúso indireto planejado da água pressupõe que exista também um controle sobre as eventuais novas descargas de efluentes em outros pontos do corpo receptor, garantindo assim que o efluente tratado estará sujeito apenas a misturas com outros efluentes que também atendam aos requisitos de qualidade do reúso objetivado.

- Reúso direto planejado das águas: ocorre quando os efluentes, depois de tratados, são encaminhados diretamente de seu ponto de descarte até o local do reúso, não sendo descartados no meio ambiente. É o caso com maior ocorrência, destinando-se a uso em indústria ou irrigação.

- Reciclagem de água: é o reúso da água internamente às instalações industriais, antes de seu descarte em um sistema geral de tratamento ou outro local de disposição (MANCUSO & SANTOS, 2003).

Para reúso de águas residuárias numa indústria, MARTINS & ALMEIDA (1999), lembram que faz-se necessário o conhecimento das características físico-químicas das mesmas, de modo a definir novas utilizações, atendendo aos parâmetros pré-definidos no processo produtivo. Isto posto, as análises das águas residuárias tornam-se imprescindíveis, a fim de se avaliar a sua qualidade logo após o descarte e a necessidade de tratamento antes de sua reutilização.

Conforme SOUSA *et al.* (2000), no Brasil, o reúso de águas provenientes de processos industriais ainda se processa de uma forma incipiente, enquanto que no mundo, já se torna uma prática corrente. Ressalta, entretanto, a necessidade no controle da qualidade desta água de reúso, pois no caso de irrigação, o produto final será consumido e a água pode vir a introduzir agentes patogênicos.

Como as torres de resfriamento são responsáveis pelo maior consumo de água na maioria dos ramos industriais, o reúso se mostra viável neste segmento. As características da água para essa aplicação devem estar dentro dos padrões de qualidade de reúso em torres de resfriamento. A Tabela 3.1 insere os padrões recomendados para água de reposição em torres de resfriamento.

**Tabela 3.1 - Padrões de qualidade da água de reúso em torres de resfriamento**

<b>Parâmetros</b>	<b>Torres de Resfriamento</b>
<b>DQO (mg/L)</b>	$\leq 75$ <sup>(1)</sup>
<b>N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> (mg/L)</b>	$\leq 1,0$ <sup>(2)</sup>
<b>COD (mg/L)</b>	$\leq 1,0$ <sup>(6)</sup>
<b>Cloreto (mg/L)</b>	500 <sup>(1)</sup>
<b>Condutividade (µS/cm)</b>	800 - 1200 <sup>(4)</sup>
<b>Dureza Total (mg/L)</b>	50 - 180 <sup>(4)</sup>
<b>Turbidez (NTU)</b>	$\leq 3,0$ <sup>(5)</sup>
<b>pH</b>	6 - 9 <sup>(3)</sup>
<b>SST (mg/L)</b>	$\leq 30$ <sup>(3)</sup>

(1) Fonte: Metcalf & Eddy (2003)

(2) Fonte: Mancuso & Santos (2003)

(3) Fonte: US EPA (2004)

(4) Fonte: US EPA (2004), valores para a cidade de San Francisco

(5) Fonte: US EPA (2004), valores para o estado do Texas

(6) Fonte: US EPA (2004), valores para o estado do Washington

### **3.2 PROCESSOS DE TRATAMENTO DE EFLUENTES INDUSTRIAIS**

A escolha de um sistema de tratamento de efluentes depende principalmente dos tipos e características dos contaminantes presentes, da qualidade requerida para o efluente tratado, bem como os custos envolvidos na instalação e operação da estação de tratamento.

As tecnologias de tratamento podem ser agrupadas em níveis crescentes de qualidade do efluente final. As etapas envolvidas no tratamento são classificadas da seguinte forma:

- ✓ Pré-tratamento: visa à adequação do efluente ao tratamento subsequente e proteção dos próprios equipamentos, tais como bombas e válvulas. Esta fase inclui normalmente um sistema para remoção de sólidos flutuantes ou em suspensão de maiores dimensões.
- ✓ Tratamento primário: destina-se a remover por decantação ou precipitação os sólidos finos de pequena dimensão, tais como partículas granulares e floculentas.
- ✓ Tratamento secundário: visa à remoção de colóides e matéria dissolvida. A nível dos tratamentos biológicos é comum a opção pelos sistemas de lodos ativados, leitos percolados ou lagoas de aeração.
- ✓ Tratamento terciário: destina-se a completar os processos anteriores, aumentando a eficiência de remoção dos sólidos em suspensão, de nutrientes ou compostos tóxicos específicos que não foram removidos pelos processos de tratamentos secundários convencionais. A utilização do tratamento terciário pode viabilizar a reutilização do efluente tratado e dependendo do poluente a eliminar pode-se recorrer

à filtração com areia, adsorção com carvão ativado, remoção de fósforo e nitrogênio por processos biológicos, resinas de troca iônica, tecnologia com membranas (osmose inversa, ultrafiltração, microfiltração), oxidação química, entre outros.

A tendência atual é aumentar a eficiência e o grau de tratamento para que o efluente possa ser reutilizado ou reciclado cada vez mais dentro da indústria. A grande discussão gira em torno da técnica de polimento ótima para atingir tal objetivo. A Tabela 3.2 apresenta as tecnologias usuais disponíveis no mercado em cada nível de tratamento.

**Tabela 3.2 – Exemplos de processos de tratamento de efluentes líquidos conforme a classificação por níveis**

TRATAMENTOS			
PRELIMINAR	PRIMÁRIO	SECUNDÁRIO	TERCIÁRIO
Gradeamento	Neutralização	Lodos Ativados	Filtração com Membranas
Peneiramento	Coagulação Química	Lagoas Anaeróbias	Adsorção com carvão ativado
Caixa de Areia	Floculação	Lagoas Aeradas	Ozonização
Separadores por Densidade (SAO)	Sedimentação	Filtros Biológicos	Coagulação Química
Equalização			Floculação Sedimentação Flotação

Fonte: adaptado de LOBO, 2004

Os processos devem ser utilizados de forma conjunta ou em separado dependendo do tipo de efluente a ser tratado.

### 3.2.1 Tratamento Biológico

#### 3.2.1.1 Fundamentos Básicos do Processo de Lodos Ativados

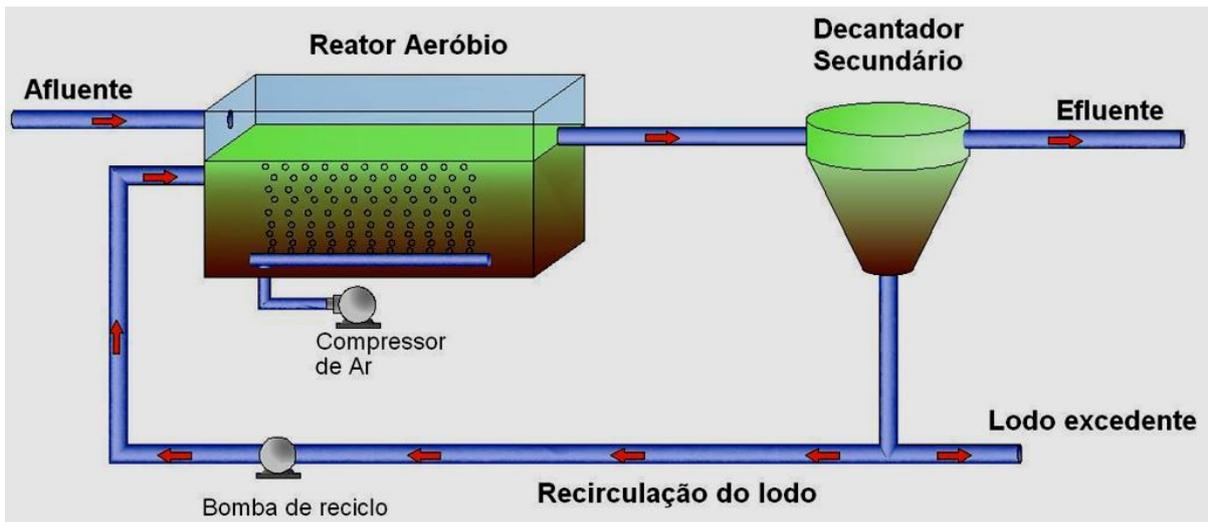
No tratamento biológico aeróbio de efluentes, há a ação conjunta de diferentes espécies de microorganismos, em biorreatores, que operando sob condições controladas, resulta na estabilização da matéria orgânica poluente, gerando um

efluente de qualidade que atenda às exigências da legislação vigente e possa ser lançado no corpo receptor.

Dentro de um contexto histórico, o processo de lodos ativados foi descoberto na Inglaterra por Arden e Lockett em 1914, que teve como foco inicial a remoção de matéria orgânica nas águas residuárias, e desde então modificações técnicas foram incorporadas ao processo, e desse modo, numerosas variantes do processo estão em uso (STYPKA, 1998).

Este processo, quando bem operado, pode apresentar excelentes remoções de matéria orgânica, sólidos e outros componentes, o que é atestado pelos resultados favoráveis encontrados em vasta bibliografia existente.

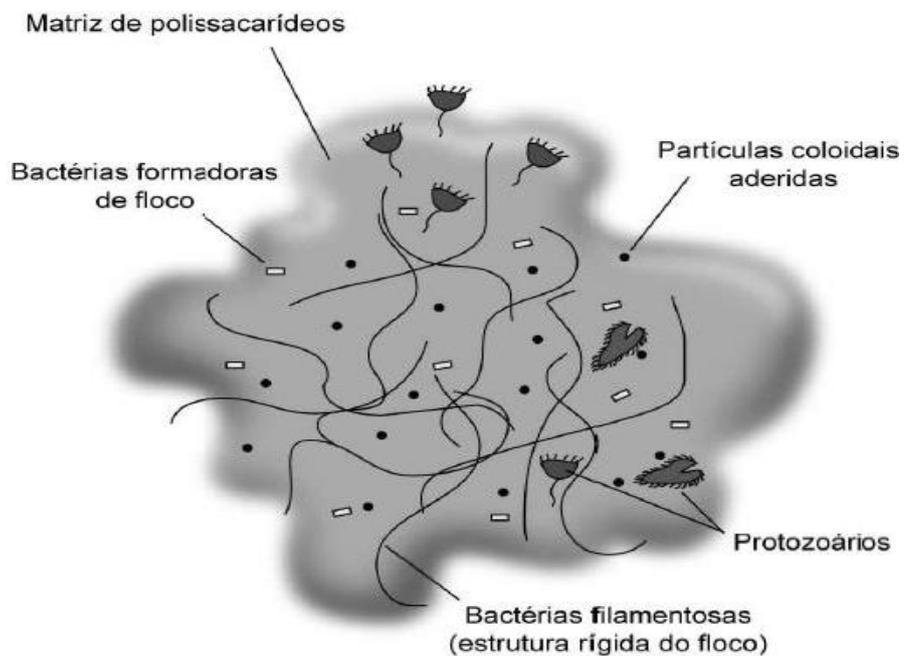
O lodo ativado é composto, essencialmente, pelo reator aeróbio e o decantador secundário. Na maior parte dos sistemas existentes, o processo biológico é realizado em reatores de fluxo contínuo, onde o efluente é completamente misturado com o lodo ativado sob aeração, em que os microorganismos presentes no lodo utilizam a matéria orgânica para geração de energia e síntese de novas células, sendo que alguns sistemas utilizam reatores do tipo batelada. É importante que haja uma boa mistura do efluente e, para isso, utiliza-se o próprio sistema de aeração que também atende para a introdução de oxigênio proveniente do ar atmosférico. Após a aeração, no decantador secundário ocorre a sedimentação dos sólidos (biomassa), permitindo a clarificação do efluente final. Parte dos sólidos sedimentados no fundo do decantador secundário é recirculada para o reator, para se manter uma alta concentração de biomassa no reator biológico, a qual é responsável pela elevada eficiência do processo. A Figura 3.1 mostra um esquema característico do processo de lodos ativados convencional de fluxo contínuo.



**Figura 3.1 – Esquema característico do processo de lodos ativados convencional**

Fonte: adaptado de VON SPERLING, 1997

A biomassa é separada no decantador secundário devido à sua propriedade de flocular e de sedimentar. Tal se deve à produção de uma matriz gelatinosa, que permite a aglutinação das bactérias, protozoários e outros microrganismos, responsáveis pela remoção da matéria orgânica, em flocos macroscópicos. Os flocos possuem dimensões bem superiores às dos microrganismos, individualmente, o que facilita sua sedimentação, como mostra a Figura 3.2.



**Figura 3.2 - Representação esquemática de um floco de lodo ativado**

Fonte: VON SPERLING, 1997

O processo lodo ativado tem sido utilizado com sucesso, no tratamento de efluentes domésticos e industriais, em que uma elevada qualidade do efluente é necessária e a disponibilidade de área é limitada, sendo que a sua escolha deve depender de estudo prévio, onde deverá ser definida sua aplicação (VON SPERLING, 1997).

### 3.2.1.2 Efeito da Salinidade no Tratamento Biológico

Efluentes altamente salinos são gerados em muitos setores industriais como na produção de petróleo, refinarias de sal, indústrias alimentícias, indústrias farmacêuticas e indústrias de produtos químicos como pesticidas e herbicidas. Para o tratamento desses efluentes pode ser empregado o tratamento biológico sozinho ou acoplado a outros processos. A descarga de águas residuais que contenham alta salinidade sem tratamento prévio, é conhecida por afetar negativamente a vida aquática, a potabilidade da água e agricultura.

Nos últimos anos, tendo em vista os padrões de lançamento cada vez mais restritivos, o interesse pelo tratamento de efluentes salinos tem aumentado, visto que, as atuais pressões para a prática do reúso da água nas indústrias, têm proporcionado a geração de correntes residuárias concentradas e com alta salinidade.

O tratamento de efluentes salinos pode ser realizado por diversos processos biológicos como o processo clássico de lodos ativados, os sistemas com biofilme fixo e os sistemas móveis com biofilme (RBC).

Os efeitos de sais inorgânicos, como cloreto de sódio e sulfato de sódio, no desempenho do processo de lodos ativados, tratando um efluente sintético foram investigados por TOKUZ & ECKENFELDER (1979). Os autores inferiram que, processos de aclimação apropriados da biomassa são de extrema importância, pois minimizam os efeitos negativos causados pela alta salinidade. Através dos experimentos, pode-se observar que em concentrações de NaCl até 35 g/L os efeitos adversos foram leves no desempenho do processo de lodos ativados, no entanto, concentrações de NaCl acima desse valor, causaram aumento abrupto do teor de sólidos suspensos no efluente final. O decréscimo da salinidade de 25 g/L para 8 g/L de NaCl, melhorou significativamente a qualidade do efluente.

CAMPOS (2000) avaliou o efeito de altas concentrações salinas (40.000 – 55.000 mgCl<sup>-</sup>/L) de água de produção de petróleo em um processo biológico. O

efluente passou por um processo de microfiltração, e o permeado obtido foi alimentado em um reator “air-lift”, contendo partículas de poliestireno, usado como material suporte. O biorreator foi operado por 210 dias com diferentes TRH (12, 24 e 48 h). Verificou-se que o processo de tratamento biológico em reator “air-lift”, foi eficiente e apesar da alta concentração de cloreto, o processo apresentou as seguintes eficiências de remoções de poluentes: 65 – 75% de DQO, 80 – 85% de COT, 34 – 61% de fenóis totais e 42 – 52% de nitrogênio amoniacal. O efluente final apresentou valores de DQO e COT de 230 e 60 mg/L, respectivamente.

Em estudos com efluente salino de uma fábrica de processamento de produtos marinhos, GHARSALLAH, *et al.* (2002) puderam observar que por meio da adaptação do lodo biológico de um reator de leito fixo é possível obter altas remoções de DQO e COT mesmo variando a concentração de matéria orgânica alimentada entre 250 e 1000 mg DQO/dm<sup>3</sup>.dia. Depois de um curto período de adaptação, as concentrações de DQO e COT diminuíram, resultando em altas eficiências de remoção de DQO (>72%) e COT (>78%).

COSTA (2002) operou reatores em regime contínuo a diferentes temperaturas no tratamento de um efluente líquido de uma indústria química (defensivos agrícolas) que apresenta alta salinidade e algumas vezes alta toxicidade. O autor observou que o processo biológico foi efetivo na remoção de COD, DBO e fenóis totais, estando os dois últimos enquadrados dentro dos limites legais de descarte na maior parte do tempo, através da adaptação dos consórcios microbianos. As remoções médias de COD, DBO e fenóis totais foram de 70%, >95% e 90%, respectivamente. O teor de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> esteve a maior parte do tempo fora do limite permitido para descarte (5,0 mg/L na época em que foi realizado o trabalho).

KARGI (2002) investigou o tratamento biológico de um efluente sintético composto de melaço diluído e concentrações de NaCl variando de 1 a 5% (p/v), utilizando cultura pura de *Halobacter halobium* e lodo biológico proveniente de um processo de lodo ativado convencional suplementado com *H. halobium*, em um tanque aerado operando em batelada alimentada. Os experimentos foram realizados tanto para baixo quanto para alto teor de sal para proporcionar a adaptação da cultura ao alto teor de sal. Em baixas concentrações de sal (1% p/v), não foi observada nenhuma diferença significativa entre os experimentos realizados com cultura pura de *H. halobium* e com o lodo biológico complementado com *H. halobium*. No entanto, a eficiência de remoção de DQO foi significativamente maior (85%) quando o sistema foi operado com o lodo biológico complementado com microorganismo halofílico com

concentração de sal de 5% (p/v) comparado ao sistema contendo cultura pura *Halobacter halobium* (58%). Os resultados indicam claramente que a inclusão de bactérias halofílicas foi benéfica na obtenção de altas remoções de DQO, especialmente em altas concentrações de sal.

UYGUR & KARGI (2004) investigaram a remoção de nutrientes de um efluente sintético utilizando um reator batelada seqüencial operado em quatro etapas (fases anaeróbia/aeróbia/anóxica/aeróbia) com tempo de retenção hidráulica em cada fase de 1/3/1/1 horas, com teor de sal variando de 0 a 6% (p/v), a fim de se determinar os efeitos de inibição de sal sobre a remoção biológica de nutrientes. Em linhas gerais, esses autores, observaram que as eficiências e as taxas de remoção de DQO,  $\text{N-NH}_4^+$  e  $\text{P-PO}_4^-$  diminuíram, enquanto que as concentrações de nutrientes no efluente e o IVL aumentaram com o aumento da salinidade. A percentagem de remoção de DQO caiu de 96% para 32% quando o conteúdo de sal foi aumentado de 0 para 6% (p/v). Foi observado que o efeito inibitório do sal foi mais pronunciado na remoção de fósforo do que na remoção de DQO e de nitrogênio amoniacal. Com 0% (p/v) de sal, a eficiência de remoção de fósforo foi de 84%, enquanto que para 6% (p/v) de sal a eficiência reduziu para 22%.

Segundo MEDEIROS (2004), períodos de aclimação do lodo ativado são importantes na obtenção de um adequado desempenho do tratamento biológico em função da alta salinidade e da recalcitrância dos poluentes presentes em um efluente. Testes preliminares em biorreatores operados continuamente com efluente proveniente de uma indústria de defensivos agrícolas foram realizados na investigação da possibilidade de biodegradação da matéria orgânica presente neste efluente em diferentes concentrações salinas (11, 15 e 20  $\text{gCl}^-/\text{L}$ ). Foram obtidas eficiências médias de remoção de COD de 92,70 e 20% nas concentrações salinas de 11, 15 e 20  $\text{gCl}^-/\text{L}$ , respectivamente. No que se refere à remoção de  $\text{N-NH}_4^+$ , foram observadas eficiências médias de 85, 63 e 20% para as salinidades 11, 15 e 20  $\text{gCl}^-/\text{L}$ , respectivamente. Esses resultados demonstraram a marcante influência da concentração de cloreto, tanto na remoção de matéria orgânica, como na remoção de nitrogênio amoniacal.

MESQUITA *et al.* (2006) avaliaram o efeito da salinidade em um reator batelada seqüencial no tratamento de um efluente sintético composto por  $\text{NH}_4\text{Cl}$ ,  $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{CaCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{NaHCO}_3$ ,  $\text{KCl}$ ,  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , e glicose, variando a concentração de  $\text{NaCl}$  entre 0,5 a 6,0%, utilizando uma estratégia de enchimento por pulsos simétricos, em que consistia na alternância da fase aeróbia para a fase anóxica

de 30 em 30 minutos. Esta estratégia visa à obtenção de elevadas percentagens de remoção de amônia do efluente, minimizando as concentrações inibitórias para os microrganismos no interior do reator. Os autores obtiveram percentagens de remoção de nitrogênio amoniacal na ordem dos 70%, no entanto, para 0,5 e 1,0% de sal a remoção de nitrogênio amoniacal diminuiu indicando que a influência do choque de adição do sal é maior no início da etapa de aclimação da biomassa. Devido a isso, pôde-se concluir que o processo de aclimação é de extrema importância para os microrganismos de forma a não promover choques de carga e conseqüente perda do lodo biológico do reator. Apesar de ter sido observado um aumento da concentração de biomassa dentro do reator, remoções de DQO entre 90% (para 0% de sal) e 27% (para 4% de sal) foram encontradas, apontando um efeito inibitório do sal. Os valores de IVL diminuíram com o aumento da concentração de sal, indicando a boa sedimentação dos flocos, enquanto que o aumento da turbidez demonstra uma maior quantidade de sólidos suspensos no efluente tratado.

ABOU-ELELA *et al.* (2010) investigaram o efeito da salinidade no desempenho do processo de lodos ativados, utilizando um efluente sintético, por meio de culturas tolerantes ao sal (*Staphylococcus xylosus*). Os microrganismos foram isolados de uma planta de tratamento de efluentes de uma fábrica de vegetais em conserva contendo cerca de 7,2% de sal. Seleção, identificação e caracterização dos microrganismos foram realizados. Os microrganismos isolados foram utilizados como inóculo para a biodegradação. Um reator de lodos ativados operado em batelada alimentada foi utilizado para o tratamento de águas residuais salinas sintéticas usando três diferentes culturas microbianas: lodo ativado puro (100%), uma mistura de lodo ativado suplementado com *S. xylosus* (1:1) e cultura pura de *S. xylosus* (100%) em diferentes concentrações de sais variando de 0,5 a 3% de NaCl. Os resultados obtidos mostraram que, na concentração de NaCl baixa (1%), a eficiência de remoção da DQO, utilizando diferentes culturas microbianas foram quase as mesmas (80-90%). No entanto, o aumento da concentração de NaCl para 2% e utilizando uma mistura de lodo ativado suplementado com *S. xylosus* (1:1) e cultura pura de *S. xylosus* (100%) melhorou a eficácia do tratamento, conforme indicado pelas eficiências de remoção de DQO que atingiu 91% e 93,4%, respectivamente, enquanto que o desempenho do sistema começou a deteriorar-se quando a foi utilizado isoladamente lodo ativado puro (74%). Além disso, o aumento da concentração de NaCl de até 3% e com a inclusão de uma mistura de lodo ativado suplementado com *S. xylosus* aumentou a remoção de DQO para 93%, enquanto o uso de cultura pura de *S. xylosus* melhorou a eficiência de remoção de DQO de até 94%. O tempo de adaptação aumentou com o aumento da

concentração de NaCl e variou de 20 a 60 dias. Pôde-se concluir que a utilização de microrganismos tolerantes ao sal resultou em uma melhora significativa na eficiência do tratamento biológico.

### 3.2.1.3 Microbiologia do Lodo Ativado como Ferramenta de Controle de Processo

O processo de tratamento de lodos ativados incorpora uma diversidade de espécies microbianas e, portanto, uma versatilidade metabólica bastante grande. Devido a isso, a análise da microbiota do sistema é de extrema importância devido ao fato de ser indicadora do conjunto de parâmetros do processo de lodos ativados, uma vez que sua natureza varia com o nível de depuração, com a concentração de oxigênio dissolvido, com a presença de substâncias tóxicas.

Os principais microrganismos envolvidos nos processos de tratamento biológico são bactérias, protozoários, fungos, algas e vermes. No entanto, as bactérias são os agentes biológicos mais importantes na degradação da matéria orgânica poluente. A análise qualitativa dos protozoários pode ser feita através do Microscópio Óptico e os organismos podem ser agrupados em: Filo Protozoa, sendo as classes sarcodina, ciliata, mastigophora; e Micrometazoários sendo eles rotíferos, nematóides e anélidas, podendo ser observados com aumento de 100 a 1000 vezes (CORDI *et al.*, 2007). Os protozoários e rotíferos realizam o polimento do efluente, ou seja, atuam na clarificação do efluente final, sendo que os primeiros nutrem-se de bactérias dispersas que não floclaram, enquanto que os rotíferos consomem pequenos flocos biológicos em suspensão (MEDEIROS, 2004). A Tabela 3.3 apresenta as relações existentes entre microrganismos presentes e as condições de desempenho dos sistemas de lodos ativados (BENTO *et al.*, 2005).

**Tabela 3.3 – Microorganismos indicadores das condições de depuração**

<b>Microorganismos</b>	<b>Características do processo</b>
Predominância de flagelados e rizópodes	Início de operação Baixa idade do lodo
Predominância de flagelados	Deficiência de operação Má depuração Sobrecarga orgânica
Predominância de ciliados pedunculados e livres	Boas condições de depuração
Predominância de <i>Arcella</i> (rizópodes com teca)	Boa depuração
Predominância de <i>Aspidisca costata</i>	Nitrificação
Predominância de <i>Trachelophyllum sp.</i> (ciliado livre)	Alta idade do lodo
Predominância de <i>Vorticella microstoma</i>	Efluente de má qualidade
Predominância de anelídeos do gênero <i>Aelosoma</i>	Excesso de oxigênio dissolvido
Predominância de filamentos	Intumescimento do lodo "Bulking" filamentoso

TOKUZ & ECKENFELDER (1979), estudando os efeitos da salinidade no desempenho do processo de lodos ativados, por meio de análises microscópicas, verificaram que houve uma diminuição gradual da população de protozoários e surgimento de microorganismos filamentosos com o aumento da concentração de NaCl. A abundância de organismos filamentosos não afetou a sedimentabilidade do lodo nem a formação dos flocos. Uma observação importante foi que o desaparecimento dos protozoários coincidiu com o aumento abrupto da turbidez, dos sólidos suspensos e da DQO solúvel do efluente tratado.

GHARSALLAH, *et al.* (2002) estudaram o tratamento biológico de efluentes salinos de fábricas de processamento de produtos marinhos por um reator de leito fixo. O tratamento biológico convencional destes efluentes salinos geralmente resulta em baixa remoção de DQO. Devido a isso, um lodo específico foi adaptado ao efluente por um aumento gradual nas concentrações de sal que variou entre 17,6 e 34,5 g/dm<sup>3</sup>. Durante os primeiros dias de adaptação, havia a presença de algumas bactérias e uma pequena quantidade de flocos pequenos. Após o período de adaptação (50 dias),

o reator apresentou uma grande quantidade de bactérias dispersas, uma grande quantidade de flocos grandes e pequenos, protozoários e alguns nematóides. Bactérias filamentosas também foram encontradas no final da fase de adaptação.

COSTA (2002), no estudo de reatores em regime contínuo a diferentes temperaturas no tratamento de um efluente líquido de uma indústria química (defensivos agrícolas), observou a interferência do cloreto na biomassa presente no reator. Durante a etapa de operação do biorreator com baixa concentração de cloreto, foi observada uma alteração na população microbiana, aparecendo mais de um gênero de protozoários ciliados pedunculados, indicando que a operação do processo de lodos ativados estava estável. No entanto, durante a operação das unidades com efluente altamente salino (16.500 – 19.000 mgCl<sup>-</sup>/L) e toxicidade, os protozoários ciliados pedunculados, até então presentes, desapareceram, mostrando que esses microorganismos apresentam uma elevada sensibilidade a substâncias tóxicas. Além disso, o cloreto agiu como um fator seletivo da biomassa presente nos biorreatores, interferindo negativamente na mesma. Apesar do lodo biológico ter apresentado menor atividade, a eficiência de remoção de COD foi alta (70%).

Segundo MEDEIROS (2004), em testes preliminares em biorreatores operados continuamente com efluente proveniente de uma indústria de defensivos agrícolas, observações microscópicas revelaram a ocorrência de variações na comunidade microbiana com o aumento da salinidade utilizando um efluente proveniente de uma indústria de defensivos agrícolas. Variando a concentração salina de 11 gCl<sup>-</sup>/L a 20 gCl<sup>-</sup>/L, os resultados mostraram que o aumento da salinidade levou a perda de biomassa no efluente tratado, o que conduziu ao aumento da turbidez do efluente. Esse aumento do teor de sólidos suspensos no efluente tratado, foi ocasionado, possivelmente, pela redução da população de protozoários livre-natantes com o aumento da salinidade de 11 para 15 gCl<sup>-</sup>/L e o total desaparecimento dos protozoários na salinidade de 20 gCl<sup>-</sup>/L, uma vez que, esses organismos são predadores de bactérias dispersas e de pequenos flocos de lodo, sendo fundamentais no processo de clarificação do efluente.

CORDI *et al.* (2008), na avaliação da microbiologia de um sistema de lodos ativados no tratamento de um efluente proveniente da indústria papelreira, efluente Kraft, puderam observar na fase inicial de operação do sistema, ou seja, na aclimatação, a presença de nematóides (bioindicadores da pobre sedimentabilidade do lodo), os quais não foram encontrados na fase final. A população de rotíferos,

ciliados livres e fixos (indicativos da boa eficiência do processo) aumentou significativamente ao final da aclimação.

OLIVEIRA *et al.* (2009) buscou caracterizar a comunidade microbiana de lodos ativados de três tanques de aeração especificados como TA-2, TA-3 e TA-4 da estação de tratamento (ETE) da Central de Tratamento de Efluentes Líquidos (Cetrel) bem como avaliar o impacto do efluente industrial bruto na composição da comunidade do lodo. A Cetrel atualmente trata os efluentes provenientes das indústrias do Pólo Industrial de Camaçari (PIC), caracterizado por ser muito complexo e apresentar as mais variadas substâncias tóxicas. Os tanques de aeração operam simultaneamente, sem interligação e se diferenciam em relação a carga de DQO e DBO do efluente industrial. O TA-2 tem capacidade para 39.600 m<sup>3</sup>, sendo constituído por dez aeradores e com capacidade para uma vazão máxima de 1.485m<sup>3</sup>/h, 67.417 kg/dia de carga de DQO e 24.969 kg/dia de carga de DBO, com mistura do tipo carrossel. O TA-3 opera com um sistema de mistura completa (convencional), tem capacidade para 48.000 m<sup>3</sup>, constituído por 20 aeradores, com uma vazão de 2.000 m<sup>3</sup>/h, carga de DQO de 115.572 kg/dia e carga de DBO de 42.804 kg/dia. O TA-4 tem capacidade para 50.000 m<sup>3</sup>, com 14 aeradores e oito misturadores submersíveis, com uma vazão máxima de 2.167 m<sup>3</sup>/h, carga de DQO de 89.889 kg/dia e 33.292 kg/dia de DBO, sendo a mistura similar à do TA-2, tipo carrossel.

Os resultados mostraram que os microorganismos flagelados, ciliados pedunculados e ciliados livres natantes foram os grupos mais freqüentes, encontrados nos três tanques de aeração. Dos grupos analisados, apenas os rotíferos não foram encontrados nos tanques de aeração. Verificou-se que altas cargas de DBO e DQO no efluente industrial afetam negativamente o sistema, especialmente o grupo dos ciliados, que foram os melhores indicadores da elevada eficiência da ETE, ou seja, menor carga de DQO do efluente tratado. Estes resultados estão em conformidade com os obtidos por BENTO *et al.* (2005), quando os ciliados foram associados à elevada remoção de DQO. O TA-2 apresentou todos os grupos de organismos identificados e sempre com maior freqüência do que nos demais tanques, devido a baixas cargas de DQO e DBO. Conforme COSTA *et al.* (2003), abundância e biodiversidade elevadas sugerem um ambiente com menor grau de estresse e maior estabilidade, o que foi observado no TA-2 e, portanto, o caracterizou como o mais estável. O TA-3 não demonstrou ser tão diverso quanto o TA-2, mas apresentou maior diversidade que o TA-4.

Devido à semelhança do TA-4 em relação ao TA-2, com mistura tipo carrossel, acredita-se que um fator importante que culminou em baixa eficiência do TA-4 foi o

déficit de oxigênio, reduzindo sua capacidade de biodegradação. O sistema do tipo carrossel parece ser mais adequado para essa ETE por proporcionar melhor mistura do efluente e maior contato com a biota do tanque. Segundo DAVIES (2005), um déficit de oxigênio causa uma acentuada redução da taxa de respiração das bactérias e favorece a proliferação de bactérias do tipo filamentosas anaeróbias facultativas. Durante o período estudado, a proliferação excessiva de bactérias filamentosas foi mais freqüente no TA-4, gerando um efluente com pobre sedimentabilidade e elevada turbidez. A eficiência da ETE, durante este estudo, quanto à remoção de DQO, DBO e toxicidade foi de 94,5%, 86,0% e 82,7% para o TA-2, respectivamente, indicando elevado potencial de depuração dos efluentes.

### **3.2.2 Processos Físico-Químicos**

Os métodos físico-químicos abrangem o acoplamento dos métodos físicos de tratamento, responsáveis pela remoção de sólidos flutuantes de dimensões relativamente grandes, de sólidos em suspensão, areias, óleos e gorduras; e os métodos químicos são responsáveis pela remoção de materiais coloidais, cor, turbidez, odor, alcalinidade, acidez, metais pesados e óleos, entre outros parâmetros (ALMADA, 2008).

No tratamento físico-químico de efluentes industriais os processos de coagulação/floculação, filtração e adsorção são de extrema importância em um tratamento efetivo como etapas de pré-tratamento ou polimento do processo final, pois apresentam elevada eficiência na remoção de material particulado. O efluente tratado através desses processos pode ser reutilizado proporcionando melhorias na relação custo x benefício, além das vantagens do reúso para o ambiente.

#### **3.2.2.1 Coagulação/Floculação**

Em diversos efluentes é possível encontrar vários tipos de contaminantes orgânicos e inorgânicos que geralmente estão associados a partículas suspensas ou dissolvidas que produzem cor e turbidez que podem ser de difícil remoção. Tais impurezas apresentam geralmente carga superficial negativa, impedindo que as mesmas se aproximem, caso suas características não sejam alteradas. Logo, faz-se necessário promover a coagulação em que consiste na mistura de produtos químicos na água/efluente a ser tratado, com o objetivo de alterar a carga da superfície das partículas permitindo em uma etapa posterior, denominada de floculação, que elas

possam se agregar em flocos com tamanho grande o suficiente para serem removidos por sedimentação, flotação ou filtração rápida (DI BERNARDO, 2003).

O processo de coagulação resulta de dois fenômenos: o primeiro, essencialmente químico, consiste nas reações do coagulante com a água e na formação de espécies hidrolisadas com carga positiva e depende da concentração do metal e do pH final da mistura; o segundo, fundamentalmente físico, consiste no transporte das espécies hidrolisadas para que haja contato com as impurezas presentes na água. O processo é muito rápido e depende fundamentalmente do pH, temperatura, concentração de impurezas, etc.

O processo de coagulação/floculação é amplamente utilizado para o tratamento de efluentes em função de sua eficiência e simplicidade de operação.

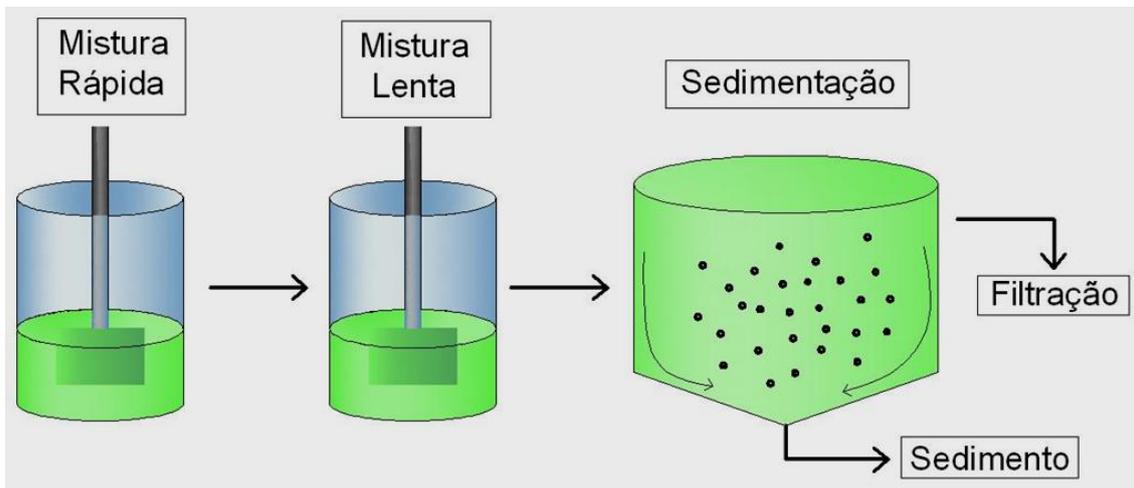
A eficiência da coagulação e da floculação é influenciada por fatores como pH, turbidez, alcalinidade, dosagem de coagulante, intensidade de agitação, ponto de aplicação do coagulante, tamanho das partículas, sólidos dissolvidos, cor, etc.

Segundo EBELING *et al.* (2003) uma unidade clássica de coagulação/floculação é constituída de 3 etapas distintas antecedendo a filtração rápida, apresentada na Figura 3.3, são elas:

a) Mistura rápida: adição de produtos químicos (coagulante) e controladores de pH sob intensa agitação durante um curto espaço de tempo até atingir uma rápida homogeneização com a finalidade de transformar as impurezas da água que se encontram em suspensão fina em estado coloidal.

b) Mistura Lenta: ocorre sob condições de agitação moderada por um tempo maior em que consiste na agregação das partículas já desestabilizadas, resultante do choque entre as mesmas, formando partículas maiores e mais densas (microflocos), passíveis de separação. Também chamada de etapa de floculação.

c) Sedimentação: os flocos formados adquirem dimensões e densidade que contribuem para sua sedimentação, separando-se da corrente de líquido clarificado que seguirá para o filtro de areia.



**Figura 3.3 – Esquema de uma unidade de coagulação/floculação**

A literatura cita a coagulação como resultado individual ou combinado de quatro mecanismos distintos: a) compressão da camada difusa; b) adsorção e neutralização; c) varredura; d) adsorção e formação de pontes (PAVANELLI, 2001).

a) *Compressão da camada difusa* – íons de cargas positivas (ex:  $Al^{3+}$ ,  $Ca^{2+}$  e  $Na^{+}$ ) neutralizam a carga das partículas permitindo a sua desestabilização. Quanto maior a carga do íon positivo, menor a quantidade requerida para a coagulação. Ao desestabilizar colóides negativos, as concentrações molares dos metais  $Na^{+}$ ,  $Ca^{2+}$ ,  $Al^{3+}$  variam de 1000:10:1.

b) *Neutralização da carga por adsorção de um coagulante pelo colóide* – íons metálicos hidrolisáveis são adsorvidos pelos colóides formando uma camada gelatinosa na superfície. Alguns dos compostos que dão origem a estes íons são sulfato de alumínio, sulfato ferroso e cloreto férrico.

c) *Ação de varredura de compostos precipitados* – quando são utilizadas concentrações muito elevadas de um coagulante ocorre a precipitação rápida de um hidróxido metálico e as partículas coloidais são então envolvidas pelos precipitados e arrastadas ao fundo num processo chamado de varredura. Os flocos formados são maiores do que aqueles formados pela adsorção e neutralização de cargas; conseqüentemente, suas velocidades de sedimentação são maiores.

d) *Ponte interpartícula através de adsorção de um polímero pelo colóide* – compostos orgânicos sintéticos e naturais caracterizados por grandes cadeias moleculares apresentam sítios ionizáveis ao longo da cadeia e podem atuar como coagulantes. O comportamento dos polímeros como coagulante pode ser explicado baseando-se na sua adsorção à superfície das partículas coloidais, seguida pela redução da carga ou pelo entrelaçamento das partículas nas cadeias do polímero.

A determinação do melhor coagulante a ser utilizado e sua aplicação são muito importantes no tratamento de efluentes industriais.

Os coagulantes mais empregados como coagulantes primários são os inorgânicos, que são sais trivalentes de ferro e alumínio. Os sais de alumínio incluem o sulfato de alumínio, aluminato de sódio, e vários produtos preparados comercialmente, tais como cloridrato de alumínio e hidroxicloreto de alumínio. Já os sais de ferro compreendem o cloreto férrico, o sulfato férrico e outras formulações contendo ferro. Embora os polímeros sejam aplicados como coagulantes primários em algumas situações, eles não são eficientes para remoção de matéria orgânica natural (MON) (BUDD *et al.*, 2004).

Não há uma regra geral de qual coagulante é mais eficaz; deve-se analisar cada caso, e para isto faz-se o teste de jarros (*Jar Test*), onde se verifica a eficácia dos distintos produtos, por meio da dosagem mais eficiente e econômica de coagulante para uma determinada intensidade e duração de mistura, podendo-se ainda considerar o tempo de decantação, a qualidade do líquido clarificado e a quantidade de lodo que será gerado (FURLAN, 2008 e DI BERNARDO, 2003).

Mais recentemente, tem sido pesquisada a aplicação de coagulantes poliméricos orgânicos e inorgânicos em substituição parcial ou total aos coagulantes inorgânicos mais comumente empregados no tratamento convencional de águas de abastecimento. Dentre esses, os coagulantes do tipo hidroxicloreto de alumínio são os mais comuns e de maior disponibilidade no mercado que, na maioria dos casos, tem se mostrado como coagulante superior ao sulfato de alumínio, que é amplamente utilizado em estações de tratamento de água. Para a eliminação de substâncias coloidais, sua eficácia, em média, é 2,5 vezes superior em igualdade de dosagem ao íon  $Al_3^+$  a dos outros sais de alumínio habitualmente utilizados (PAVANELLI, 2001; SRIVASTAVA *et al.*, 2005).

O hidroxicloreto de alumínio é um sal de alumínio que apresenta um desempenho superior ao sulfato de alumínio para a remoção de substâncias coloidais. Este difere do cloreto de alumínio ( $AlCl_3$ ) por ser prepolimerizado, apresentando parte dos átomos de cloro substituídos por hidroxilas ( $OH^-$ ), as quais proporcionam uma basicidade ao agente e uma redução da liberação de ácido durante sua hidrólise, reduzindo, assim, a dosagem necessária de agentes alcalinizantes para ajuste de pH. (GERLOFF, 2008).

Devido ao seu estado prepolimerizado e à característica de sua estrutura molecular condensada com pontes de oxigênio entre os átomos de alumínio, o hidroxicloreto de alumínio apresenta vantagens na floculação em relação aos demais coagulantes metálicos, principalmente pela maior concentração do elemento ativo

(Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>). As reações de coagulação são formadas por mecanismos de coordenação do átomo de alumínio no hidroxicloreto de alumínio. O alumínio, quando polimerizado na forma de hidroxicloreto de alumínio é um poderoso ácido de Lewis, capaz de agregar as cargas negativas ao longo de sua cadeia, formando os colóides instáveis, caracterizados por pequenos coágulos. O hidroxicloreto de alumínio, polímero mineral de peso molecular elevado, é produzido em alguns países e é conhecido como PAC (*Poly Aluminium Chloride*) (SCHOENHALS, 2006; PAVANELLI, 2001).

Quanto à eficiência do PAC, DI BERNARDO (2003) cita alguns autores. BARKÁCS *et al.* (2000) demonstraram que, quando comparado a coagulantes de composição orgânica, poliacrilamidas, ele apresentou maior remoção de Fe, Mn, matéria orgânica e turbidez. Estudos comparativos também foram realizados por MATSUI *et al.* (1998), em relação ao sulfato de alumínio, tendo o PAC apresentado maior estabilidade das espécies hidrolisadas. Estas foram mais efetivas para a desestabilização das partículas e precisaram de menos tempo para iniciar a agregação, o que possibilitou a aplicação de menor dosagem do PAC para obter a mesma qualidade de água, quando comparado ao sulfato de alumínio. NDIONGUE *et al.* (2000) utilizaram os testes em jar-test para avaliar o PAC em relação a outros sais à base de sulfato de silicato de alumínio e sulfato de alumínio, tendo obtido a maior remoção de turbidez com o emprego do PAC.

Nos efluentes industriais, tem-se verificado que os flocos formados necessitam de maior densidade para poderem sedimentar em decantadores. Recorre-se então aos auxiliares de coagulação, que são os polieletrólitos que aumentam a velocidade de sedimentação dos flocos e a resistência às forças de cisalhamento. O tipo de polieletrólito adequado deve ser escolhido através dos ensaios de floculação e pode-se prever redução no consumo de coagulante primário de até 20%. Caso ocorra turbidez no meio pode-se recorrer a substâncias inertes para melhorar a floculação (BREIA, 2006).

Há três tipos de polieletrólitos que podem ser usados: *catiônico*, *aniônico* e *não-iônico*. O catiônico é aquele que quando dissolvido em água se ioniza, adquire carga positiva e atua como um autêntico cátion. O aniônico, de maneira semelhante, adquire carga negativa e atua como ânion. O não-iônico é aquele que não se ioniza em água. Os polímeros não-iônicos não são polieletrólitos, mas são incluídos nessa categoria devido à semelhança de suas aplicações (CARDOSO, 2003).

Uma das vantagens da utilização dos polieletrólitos é que são necessárias dosagens mais baixas e menores quantidades de lodo são produzidas. Além disso, a

massa molar e a densidade de carga podem otimizar e auxiliar no desempenho da coagulação/floculação (EBELING *et al.*, 2006).

CARDOSO (2003) estudou diversos tipos de coagulantes na clarificação de água do Rio Itajaí Mirim, em reator estático. Após a realização dos estudos, constatou que os coagulantes inorgânicos, sulfato férrico, cloreto férrico e policloreto de alumínio, tiveram um rendimento excelente na remoção de turbidez e cor, bem como uma baixa produção de lodo. O coagulante Orgânico Polieletrólito Catiônico Médio (Polímero PC 109 da Bayer), com turbidez elevada (806 NTU), promoveu excelente decaimento desta e, removeu pouco a cor, porém promoveu uma excelente sedimentação do lodo produzido.

AMUDA & AMOO (2007) estudaram a eficiência do processo de coagulação-floculação como etapa de pré-tratamento em efluentes industriais e obtiveram uma remoção de até 99% dos parâmetros analisados, entre eles fósforo, sólidos em suspensão e demanda química de oxigênio.

### 3.2.2.2 Filtração

A filtração consiste na remoção de partículas em suspensão e coloidais e de microorganismos presentes na água que escoam através de um meio poroso, geralmente areia. É uma combinação de processos físicos, químicos e, em alguns casos biológicos. Embora seja muito utilizado para o tratamento de água, o uso desses filtros em efluentes industriais vem sendo cada vez mais utilizados (METCALF & EDDY, 2003).

A filtração pode se realizar com baixa taxa de filtração ( $2,5$  a  $10 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$ ) para filtros lentos ou com alta taxa de filtração ( $120$  a  $600 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$ ) para filtros rápidos. Essa classificação se dá em função do processo (biológico ou físico-químico), da taxa e da profundidade de penetração de impurezas no meio filtrante. A filtração no filtro lento é biológica, sendo realizada, predominantemente, nas camadas superficiais do material filtrante, onde os sólidos são removidos. A granulometria da areia é um tanto menor que a usada em filtro rápido, e isto faz com que os sólidos sejam removidos quase que totalmente em uma fina camada biologicamente ativa (*schmutzdecke*) formada no topo do leito filtrante nos primeiros 10 a 20 dias de operação, onde a matéria orgânica dissolvida é adsorvida e metabolizada pelas bactérias, fungos e protozoários (BRINCK, 2009).

No filtro rápido, o processo é físico-químico, e os sólidos são removidos dentro do material granular (filtração de profundidade) após o processo de coagulação, seguido ou não da decantação a altas taxas. O fluxo do leito é, usualmente,

descendente, porém já foi relatado o uso de fluxo ascendente. Pode se usar filtros por gravidade ou por pressão, embora este último apresente algumas restrições quando do uso de fontes de águas de qualidade ruim. Durante a operação, os sólidos são removidos da água e acumulados dentro dos vazios e no topo na superfície do leito filtrante. Este entupimento leva a um aumento gradual de perda de carga se a taxa de escoamento for mantida. Após um período de operação (ciclo do filtro ou carreira de filtração), o filtro rápido é lavado por retro lavagem, pela inversão da direção da água e adição de ar comprimido. Durante a retro lavagem, o leito é fluidificado e cuidados devem ser tomados para não haver perdas de material com o descarte da água de lavagem (BRINCK, 2009).

Na filtração rápida descendente, com ação de profundidade, as impurezas são retidas ao longo do meio filtrante (em contraposição à de ação superficial, em que a retenção é significativa no topo do meio filtrante).

DI BERNARDO & PREZOTTI (1991) estudaram a operação de dois filtros-piloto, um deles contendo areia não uniforme com tamanho dos grãos entre 0,71 e 1,68 mm; tamanho efetivo (tamanho do grão correspondente à passagem de 10% do material, em peso) = 0,8 mm; coeficiente de uniformidade (relação entre o tamanho do grão correspondente à passagem de 60% do material granular, em peso, e o tamanho referente à passagem de 10%) = 1,6; espessura da camada filtrante = 0,85 m, taxa de filtração igual a  $180 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$  e recebendo água coagulada com sulfato de alumínio. O outro filtro apresenta meio filtrante constituído de areia praticamente uniforme com tamanho dos grãos entre 0,84 e 1,41 mm; tamanho efetivo = 1,0 mm; coeficiente de uniformidade = 1,20; espessura da camada filtrante = 1,2 m; taxa de filtração igual a  $180 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$  e recebe água decantada como afluyente. Os resultados apontaram que o filtro que recebeu água coagulada, a retenção de impurezas ocorreu, praticamente, no início da camada filtrante (cerca de 0,15 m), enquanto que no filtro com água decantada, a penetração de impurezas atingiu profundidade de cerca de 0,8 m. Pode-se dizer que, no primeiro caso, a retenção superficial foi significativa, caracterizando a filtração com ação superficial, enquanto, no segundo, a filtração se deu com ação de profundidade.

A filtração rápida de água coagulada ou floculada deve, preferivelmente, ser realizada com ação de profundidade, pois, caso contrário, poderá gerar carreiras de filtração curtas, com baixa produção efetiva de água. Em geral esta tecnologia é indicada para água bruta com cor e turbidez relativamente baixa e que não apresentem variações bruscas de qualidade.

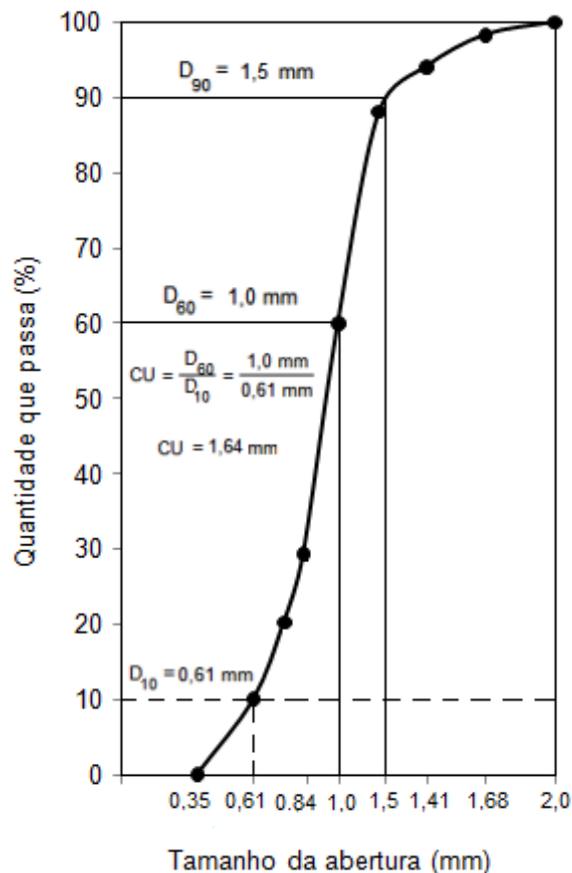
No projeto de um filtro, uma série de variáveis devem ser controladas de modo a garantir a melhor qualidade possível do efluente com ciclos ou carreiras de filtração de duração razoável.

Com uma operação cuidadosa, admitindo que não haja falhas de projeto e de construção, o rendimento de filtros chega a superar 90%, em termos de remoção de turbidez.

Os tipos mais comuns de materiais usados em filtros rápidos são areia, carvão ativado granular (CAG), antracito, e garnet ou ilmenita. Estes podem ser usados sozinhos ou em combinações de dupla ou tripla camada.

As propriedades do material filtrante são importantes, pois afetam a eficiência de filtração. Estas propriedades incluem: tamanho, formato, densidade e dureza. A porosidade do leito granular formado pelos grãos também merece atenção.

O tamanho e a distribuição do tamanho dos grãos são determinados a partir da distribuição granulométrica (Figura 3.4) obtida utilizando-se peneiras padronizadas. Através dos resultados destes ensaios, pode-se também determinar o coeficiente de uniformidade (CU), que é muito importante na filtração. Mesmo que os demais parâmetros sejam iguais, a penetração de impurezas ao longo do material filtrante está intimamente relacionada a este coeficiente. Quanto menor o valor de CU, mais uniforme será o material, mais profunda será a retenção de impurezas e maior será a carreira de filtração.



**Figura 3.4 – Curva típica de distribuição granulométrica de materiais filtrantes**

Fonte: adaptado de DI BERNARDO (2003)

A escolha da granulometria de um meio filtrante depende de diversas variáveis, tais como taxa de filtração, carga hidráulica, qualidade do afluente, qualidade desejável do efluente, sistema de lavagem e espessura da camada filtrante. Assim, estudos em instalação piloto são muito importantes na concepção do filtro. Como estes se tornam inviáveis por serem muito onerosos e consumirem muito tempo, na prática, a escolha é baseada em estudos anteriores e experiências prévias em outras estações (BRINK, 2009).

MATSUMOTO & GUILHERME (2000) relataram o desempenho de uma estação piloto de tratamento, composta de um modelo reduzido dotado de decanto-floculador de manta de lodo, decantador de alta taxa e filtro de areia convencional, quando usados polieletrólitos catiônicos e sulfato de alumínio como coagulantes principais. O principal parâmetro de controle foi a turbidez, da água bruta até a água tratada que deixa o filtro. Durante os ensaios foram utilizadas águas brutas com diferentes níveis de turbidez, simulando a variação sazonal das fontes de águas superficiais. O decanto-floculador de manta de lodo, associado ao decantador laminar, possibilitou uma redução no tempo de detenção da água nos processos de floculação

e sedimentação das partículas, quando utilizado a uma taxa de decantação e filtração de  $120\text{m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$ , baixando a turbidez inicial de 30 uT para 5 uT na saída do decantador, utilizando 4 mg/L de polieletrólito catiônico. Em relação à qualidade da água, os polieletrólitos catiônicos apresentaram uma melhor eficiência com dosagem menor quando comparados com o sulfato de alumínio, além de garantirem menor turbidez na saída do filtro, com turbidez máxima de 0,1 uT. A carreira de filtração não foi analisada, devido aos ensaios de média duração, em torno de 8 horas, mas houve pequena perda de carga no filtro neste período.

ISAIAS (2001) descreve etapas de pré-tratamentos envolvidos anteriormente ao processo de osmose inversa, com particular ênfase na filtração, que é considerado o coração de um processo de pré-tratamento. Por meio de estudos de casos na área de pré-tratamento, pôde-se concluir que para se ter uma vida útil de filtração longa e evitar perdas de meios filtrantes durante a lavagem, o meio filtrante deve atender às seguintes especificações: o meio filtrante deve ter distribuição de tamanho em uma faixa estreita, sendo que o coeficiente de uniformidade de areia e antracito deve ser inferior a 1,3 e 1,5, respectivamente; o peso específico de antracito e areia deve estar entre  $1400 - 1450 \text{ kg/m}^3$  e  $2600 - 2650 \text{ kg/m}^3$ , respectivamente; vazão suficiente deve ser aplicada durante a lavagem do filtro (superior a fluidização laminar), para garantir que os meios filtrantes sejam adequadamente limpos.

PÁDUA *et al.* (2002) realizaram experimentos em bancada e em instalação piloto de escoamento contínuo visando comparar a perda de carga e a influência da floculação na qualidade da água submetida ao tratamento por filtração direta descendente. Foram estudados dois tipos de água: água Tipo I (turbidez de 3,6 a 4,2 uT) e água Tipo II (turbidez de 157 a 189 uT). Os ensaios na instalação-piloto com escoamento contínuo e o teste para avaliar a perda de carga foram realizados apenas com a água Tipo I. Os coagulantes empregados foram: sulfato de alumínio, cloreto férrico e hidroxocloreto de alumínio. Os resultados dos ensaios de bancada mostraram que a qualidade da água Tipo I, após filtração, não foi influenciada pelas condições de floculação, ao contrário do que foi observado com a água Tipo II. Os resultados obtidos indicaram que, dependendo da qualidade da água bruta, a floculação pode exercer influência na qualidade do efluente final de uma instalação de filtração direta descendente, muito embora em geral na literatura seja dada ênfase à importância da floculação sobre a redução da perda de carga devido a retenção de impurezas. Ao estudar a água Tipo I, na instalação piloto com escoamento contínuo, os autores observaram comportamento semelhante ao dos ensaios de bancada, tanto no estudo da perda de carga quanto da influência da floculação. Os testes de filtrabilidade mostraram que é possível fazer uma avaliação qualitativa da perda de carga em

instalações com escoamento contínuo por meio de ensaios de bancada, contudo, os testes de bancada devem ser utilizados com o objetivo de otimizar os ensaios em instalação de escoamento contínuo, não de substituí-los.

BARBOSA *et al.* (2003) fizeram um estudo comparando a aplicação do coagulante hidroxicloreto de alumínio em substituição ao cloreto férrico em uma unidade de tratamento por filtração direta. Os autores observaram que não houve diferença significativa nos resultados de redução de turbidez na comparação dos dois coagulantes. Quando o hidróxicloreto de alumínio foi utilizado, não se constatou a presença de alumínio residual na água tratada, mas quando o cloreto férrico foi utilizado, constatou-se a presença de ferro residual.

AVELINO *et al.* (2003) investigaram a influência das concentrações dos coagulantes hidroxicloreto de alumínio e sulfato de alumínio na eficiência do processo de coagulação, visando ao tratamento por filtração direta descendente e observaram que o hidroxicloreto de alumínio apresentou melhores resultados para redução de turbidez.

SANTOS *et al.* (2005), em um estudo em escala de bancada com diferentes tipos de coagulantes, visando o tratamento por filtração direta, concluíram que todos os coagulantes testados com as dosagens especificadas seriam recomendados. Por meio de testes preliminares e análises de cor e turbidez, foram adotadas dosagens de 6,0 mg/L para sulfato de alumínio, cloreto férrico e sulfato férrico, testados isoladamente e com polímeros catiônicos com dosagem de 0,5 mg/L, fazendo-se correção do pH com HCl a 0,1M. Para os três tipos de policloreto de alumínio (PAC 10,6%  $Al_2O_3$ , PAC 18%  $Al_2O_3$ , PAC 18%  $Al_2O_3$ ), definiu-se a dosagem de 5,0 mg/L sem se fazer a correção do pH. Para as dosagens utilizadas, todos os valores de turbidez e de cor aparente remanescentes foram inferiores a 0,50 uT e 10 uH, exceto quando se utilizou o cloreto férrico e o sulfato férrico, que foram de 0,50 e 0,53 uT e de 13 e 12 uH, respectivamente. Observam ainda que, para os três PACs testados juntamente com os polímeros, as curvas de remoção foram similares, alcançando-se valores de remoção de turbidez, cor aparente e organismos (fitoplâncton) acima de 80%.

DALDASSO & SENS (2006) realizaram um estudo sobre modificações em um sistema de tratamento de água por filtração direta descendente, com o objetivo de melhorar o seu desempenho em função das características da água a ser tratada. Foram testados sulfato de alumínio e hidroxicloreto de alumínio como coagulantes, e leitos filtrantes de antracito e areia ou apenas antracito. Quando foi adotado um leito filtrante de maior granulometria e o hidroxicloreto de alumínio, o consumo de água de lavagem foi reduzido de 23,8% para 5,5%, resultando em água filtrada com melhor

qualidade em termos de cor aparente, turbidez e alumínio residual. Observou-se também que a faixa de pH de coagulação foi mais ampla com a utilização de hidroxiclreto de alumínio do que com a utilização do sulfato de alumínio, aspecto que contribuiu para obtenção de água filtrada com melhores características, tanto em jar-test como em sistema piloto. A qualidade da água filtrada em termos de cor e turbidez foi levemente beneficiada pela pré-floculação, principalmente com a utilização do hidroxiclreto de alumínio.

ALMADA (2008) avaliou a eficiência de processos físico-químicos no tratamento de um efluente proveniente de uma unidade de produção de monóxido de carbono para fins de reúso industrial. Resultados obtidos mostraram que houve remoção de 90% de sólidos suspensos (cinzas), 70% de sólidos suspensos voláteis e 50% de DQO, no processo de coagulação/floculação utilizando os coagulantes Tanfloc SG e SL e como auxiliar de coagulação, polieletrólito aniônico, catiônico e não aniônico. Os pequenos sólidos em suspensão e DQO residual foram removidos por filtração rápida descendente utilizando um meio filtrante empregando areia e carvão ativado. Utilizou-se carvão ativado granular (CAG) mineral e vegetal (proveniente de casca do coco). As remoções de SST, SVT e DQO foram, respectivamente, 90%, 80% e 50% para o processo acoplado utilizando o CAG mineral e com o CAG vegetal a remoção foi, respectivamente, em torno de 95%, 82% e 80%. Os resultados mostraram a viabilidade do reúso para fins industriais do efluente em estudo utilizando apenas processos físico-químicos acoplados.

### 3.2.2.3 Osmose Inversa

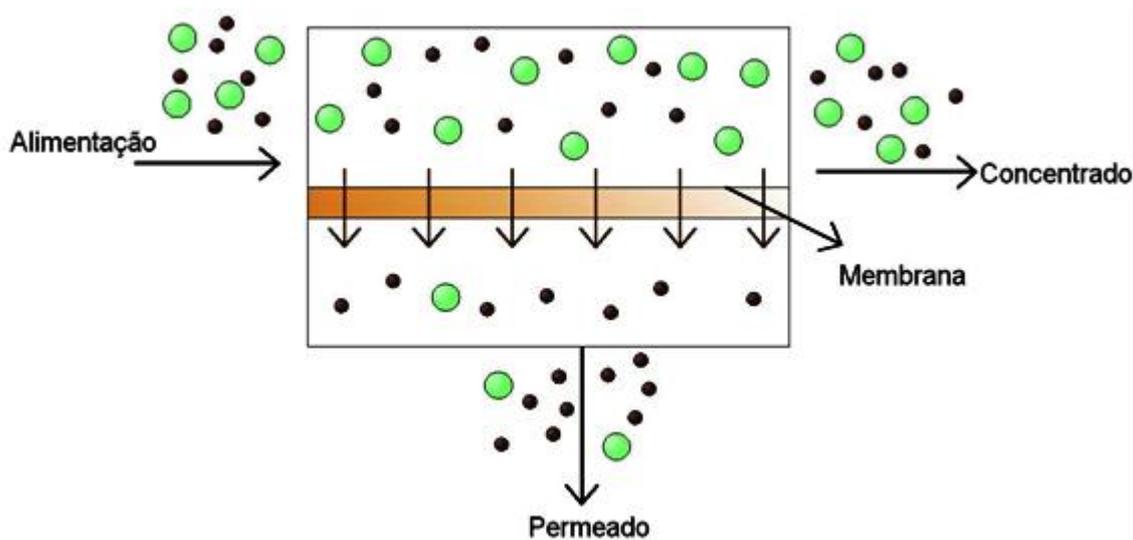
O sistema de osmose inversa tem como objetivo remover sólidos dissolvidos da água por meio de uma membrana semi-permeável que permite a passagem de água preferencialmente à passagem do soluto. Isso ocorre ao se aplicar uma grande pressão sobre este meio aquoso, maior do que a pressão osmótica de equilíbrio da solução a ser concentrada.

O processo de osmose inversa é uma valiosa operação de processos de separação por membranas e tornou-se uma tecnologia comum em muitas indústrias que requerem separação de solutos de baixo peso molecular, normalmente sais dissolvidos em correntes líquidas, como o cloreto de sódio, por exemplo. A atual expansão da tecnologia de osmose inversa é devida, principalmente, à sua operação econômica e simples. Comparada a outras tecnologias de remoção de sais dissolvidos, a osmose inversa não requer energia na forma de calor para mudança de fase, tal como a destilação, e também não demanda grandes volumes de reagentes

químicos, tal como é necessário em sistemas de troca iônica. Um processo básico de osmose inversa é composto de uma bomba de alta pressão, para prover a força motriz, e uma membrana semi-permeável.

### 3.2.2.3.1 Fundamentos do Processo de Osmose Inversa

As membranas podem ser definidas como barreiras seletivas ao transporte separando duas fases fluidas. Desta forma, nos processos de separação com membranas, a corrente de alimentação é separada em duas outras correntes: a do concentrado, mais rica na espécie menos permeável e a do permeado, mais diluída em relação à referida espécie como representado esquematicamente na Figura 3.5.

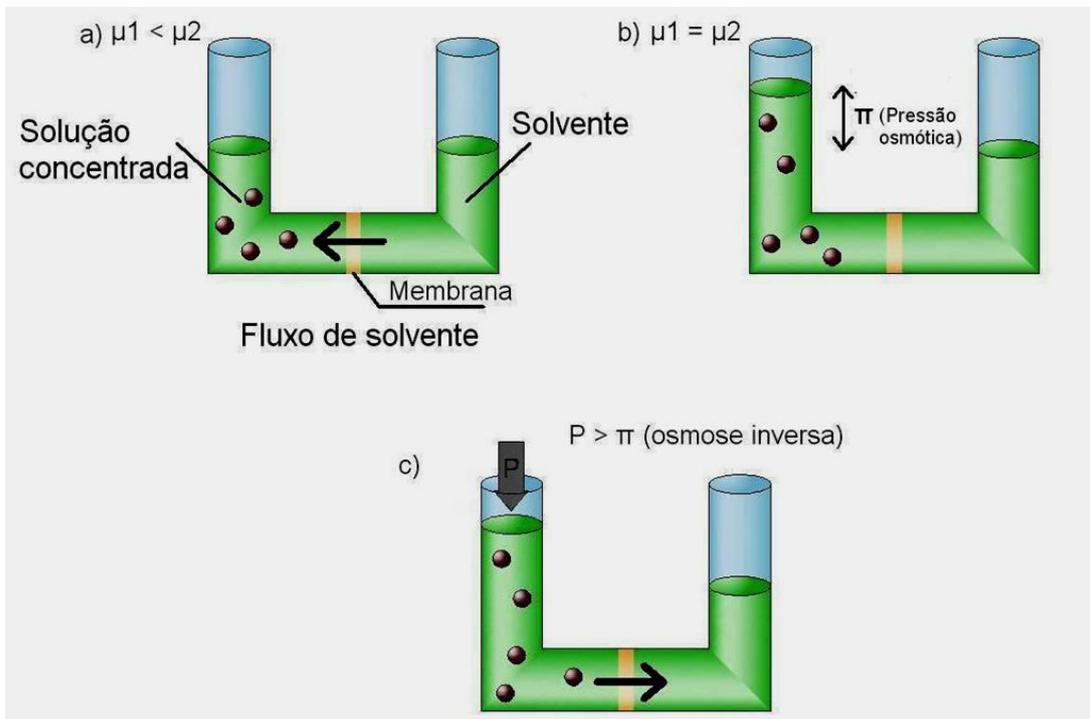


**Figura 3.5 – Representação esquemática de um sistema de 2 fases separado por uma membrana**

A separação utilizando membranas pode ocorrer por exclusão devido à diferença de tamanho entre as partículas ou moléculas ou por diferença na interação dos permeantes com o material que forma a membrana (mecanismo de sorção-difusão). Na primeira situação as membranas são consideradas porosas e o transporte ocorre preferencialmente através dos poros, predominando o mecanismo de transporte convectivo. Na segunda situação as membranas são consideradas densas, ou seja, o transporte dos permeantes ocorre por processos difusivos através dos espaços intersticiais (volume livre) do material que forma a membrana como é o caso das membranas de osmose inversa.

O processo da osmose é observado quando duas soluções de concentrações diferentes são separadas por uma membrana permeável ao solvente e praticamente

impermeável ao soluto. Quando uma membrana semipermeável separa uma solução de um solvente puro, haverá um fluxo de solvente na direção da solução (Figura 3.6a), porque existe uma diferença de potencial químico entre as duas fases; com isso o solvente permeia a membrana no sentido do meio mais diluído para o meio mais concentrado até atingir-se o equilíbrio termodinâmico, representado pela igualdade dos potenciais químicos ( $\mu_i$ ) de cada componente em cada fase, uma vez que o soluto não pode ultrapassar a membrana. Nesta condição, como não existe mais força motriz atinge-se o equilíbrio osmótico, onde o desnível atingido entre as colunas caracteriza a pressão osmótica ( $\pi$ ) da solução, na temperatura do teste. No caso de duas soluções de concentrações diferentes, o desnível corresponderá à diferença de pressão osmótica das soluções. (Figura 3.6b). A Osmose Inversa é provocada quando se aplica na solução com maior concentração de solutos uma pressão de valor maior que o de sua pressão osmótica. Neste caso, para se restabelecer o equilíbrio, o solvente difunde no sentido da solução mais concentrada para a menos concentrada (Figura 3.6c). Inverte-se assim o sentido do escoamento do solvente que ocorreria na osmose, daí a denominação de Osmose Inversa. (HABERT et al., 2006; BAKER, 2004).



**Figura 3.6 – Representação do fluxo osmótico (a), do equilíbrio osmótico (b) e da osmose inversa (c)**

Fonte: adaptado de HABERT et al. (2006)

A pressão de operação no processo de OI é elevada e, dependendo da solução a ser processada, pode atingir valores em torno de 15 a 80 bar. Os processos para remoção de íons dissolvidos podem ser classificados em três tipos: OI de alta pressão (56 a 105 bar), OI de baixa pressão (14 a 42 bar) e nanofiltração (ou OI aberta, 3 a 14 bar). A OI de alta pressão é bastante utilizada quando se requer altas rejeições a solutos inorgânicos, enquanto a OI de baixa pressão quando se desejam rejeições moderadas a orgânicos de baixa massa molar.

A OI pode ser avaliada em termos de rejeição, fluxo permeado e recuperação de água. O fluxo de água,  $J_i$ , através da membrana de osmose inversa está relacionado com a diferença de pressão efetiva através da membrana e o coeficiente de permeabilidade através da equação (3.1):

$$J = L_p (\Delta p - \Delta \pi) \quad (3.1)$$

Onde,  $\Delta p$  é a diferença de pressão aplicada através da membrana;  $\Delta \pi$  é a diferença de pressão osmótica das soluções (concentrada e diluída); e  $L_p$  é a permeabilidade hidráulica.

A seletividade das membranas de OI pode ser avaliada através da rejeição ao soluto  $R(\%)$  apresentada na equação (3.2), dada por:

$$R(\%) = \left[ 1 - \left( \frac{C_p}{C_0} \right) \right] \times 100 \quad (3.2)$$

Onde,  $C_0$  e  $C_p$  representam a concentração do soluto na alimentação e no permeado, respectivamente.

A recuperação é definida como a razão entre as vazões de permeado e da alimentação, expressa em termos de percentagem na equação (3.3). Ela é utilizada para descrever a eficiência de operação de um sistema e está relacionada ao potencial de formação de incrustações.

$$Recuperação(\%) = \frac{Q_p}{Q_A} \times 100 \quad (3.3)$$

Onde  $Q_p$  é a vazão de permeado e  $Q_A$  é a vazão da alimentação.

Quanto maior o valor da recuperação, maior será a concentração dos solutos retidos pela membrana na corrente do concentrado, aumentando o potencial para a formação de incrustações. Quando não existem meios para se modificar a solubilidade dos sais, como o uso de anti-incrustantes ou adição de ácidos, haverá um limite de recuperação para a planta de OI. As pequenas unidades de OI trabalham com uma

recuperação de 30% ou ainda menor. As plantas mais modernas usadas para dessalinização de água do mar têm sido projetadas para trabalharem com uma recuperação mais alta que 50%, enquanto as utilizadas para água salobra podem operar com valores de recuperação na faixa de 50 – 80% (OLIVEIRA, 2007).

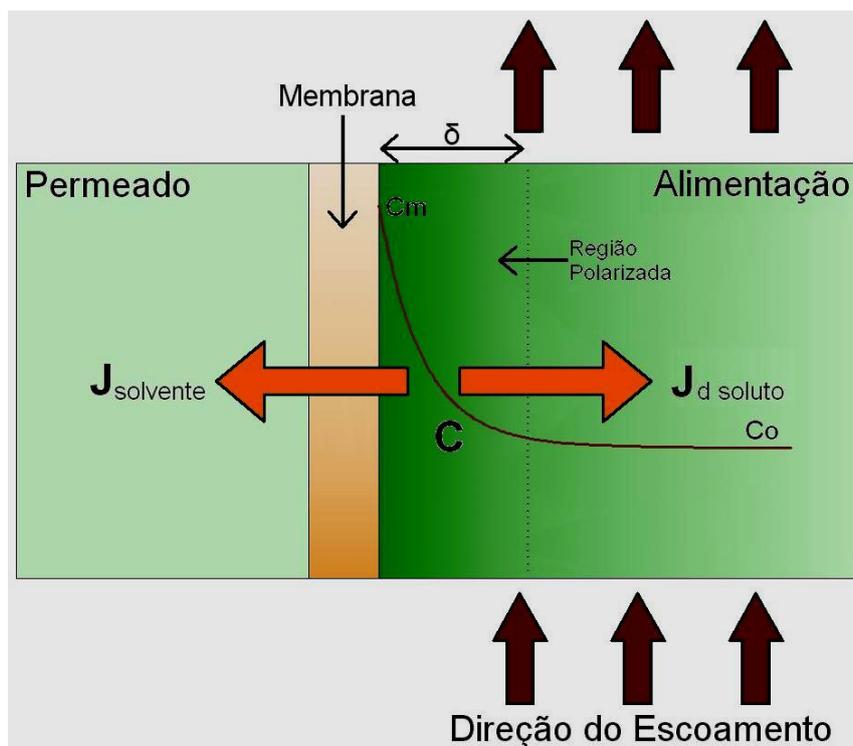
Os materiais de confecção das membranas geralmente são acetato de celulose, poliamida aromática, aramida, poliamidas de composição avançada, polisulfonas polisulfonadas, polipropileno e outros materiais orgânicos poliméricos (SUHETT, 2004).

As membranas semipermeáveis de osmose inversa são compostas de três camadas. A primeira é um suporte de poliéster, que garante a resistência mecânica do conjunto. A segunda é uma camada de polisulfona com característica de membrana de ultrafiltração, cujo objetivo é funcionar como suporte para a fixação da terceira camada, que é a membrana de osmose, uma película ultrafina de poliamida, que estabelece a barreira de rejeição dos sais. Todo este conjunto possui cerca de 1/10 de milímetro e consistência e aparência de uma folha de papel.

#### 3.2.2.3.2 Fatores que afetam a retenção de sais e o fluxo de permeado

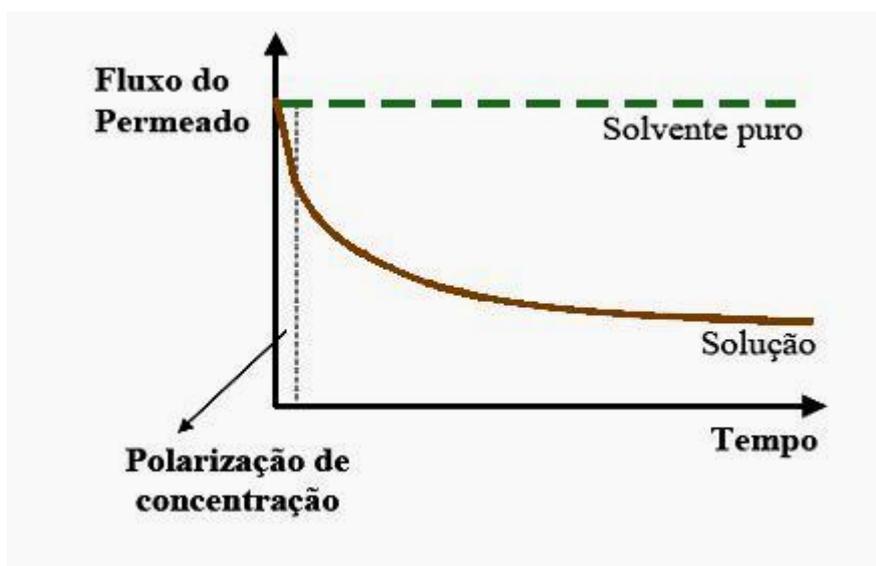
A permeação seletiva da água pela membrana leva a um aumento da concentração dos solutos rejeitados próximo a sua superfície, sendo gerado um gradiente de concentração, que atua para que haja a difusão desses solutos de volta para o seio da alimentação. Esse fenômeno é chamado de polarização de concentração (OLIVEIRA, 2007).

A polarização de concentração é o fenômeno que ocorre quando há um aumento de concentração do soluto com menor permeabilidade na interface membrana/solução. Os solutos rejeitados pela membrana concentram-se temporariamente na superfície da membrana formando uma fina camada onde a concentração de componentes é superior à da água de alimentação. Na condição de regime estabelecido, o arraste por convecção dos solutos em direção a superfície da membrana é igual a fluxo difusivo destes para o seio da solução. Este fenômeno é responsável pelo aumento da pressão osmótica da solução nesta região, o que causa a redução da força motriz e do fluxo do solvente através das membranas e se refere ao gradiente de concentração formado entre o material rejeitado que fica na superfície da membrana e o canal de concentrado. A maior concentração de soluto também favorece seu transporte através da membrana, contribuindo para redução da seletividade do processo. Este fenômeno é ilustrado esquematicamente na Figura 3.7 (HABERT *et al.*, 2006).



**Figura 3.7 – O Fenômeno da Polarização de Concentração**

Enquanto a polarização de concentração é reversível, a sua ocorrência pode dar origem a outros tipos de fenômenos que também prejudicam irremediavelmente o desempenho da membrana, podendo haver uma queda contínua no fluxo de permeado. Ao conjunto destes fenômenos dá-se o nome de incrustações (*fouling*), que pode ser definida como a deposição de matéria orgânica e coloidal em suspensão (incrustação de particulados) e material biológico, inclusive microorganismos vivos e mortos (incrustação biológica) na superfície da membrana. A Figura 3.8 ilustra a redução do fluxo de permeado provocado pela polarização de concentração e pela formação de incrustações na membrana.



**Figura 3.8 – Declínio do fluxo de permeado provocado pela polarização de concentração e pela formação de incrustações.**

Fonte: OLIVEIRA, 2007

Decréscimo do fluxo de permeado, aumento da perda de carga da corrente de alimentação e aumento da passagem de sólidos dissolvidos são os principais efeitos observados à medida que as membranas sofrem *fouling*. Limpezas químicas periódicas fazem-se necessárias para recuperar o desempenho das membranas de OI e geralmente possuem diferentes graus de sucesso.

Outro problema é a qualidade da água de alimentação no sistema ocasionado por sais insolúveis, fenômeno conhecido como *scaling*, na qual compostos orgânicos pouco solúveis podem exceder sua solubilidade e precipitar na superfície da membrana. Compostos comumente presentes em águas e que apresentam baixa solubilidade são carbonato de cálcio, sulfato de bário, sílica e fosfato de cálcio (LISDONK *et al.*, 2001).

A tendência de bloqueio das membranas pode ser avaliada em testes específicos ou através de análises físico-químicas. O Índice de Densidade de Sedimentos (SDI - Silty Density Index) é um dos testes mais utilizado como indicadores do potencial de incrustação de correntes de alimentação de sistemas de osmose inversa. Este teste consiste de um sistema de filtração pressurizada equipado com filtros de membranas de 0,45  $\mu\text{m}$  de porosidade e diâmetro de 47 mm, na qual a amostra é filtrada a uma pressão de 30 psig (2,1  $\text{kgf}/\text{cm}^2$ ).

A determinação do SDI é importante para o projeto de um sistema de osmose inversa, pois correlaciona qualidade da água a futuros potenciais bloqueios e diminuição de fluxo pela membrana (SILVA, 2009).

A formação das incrustações aumenta os custos operacionais, pois gera uma maior demanda de energia (pelo aumento da pressão de operação), diminui os

intervalos entre as limpezas químicas e reduz significativamente o tempo de vida útil das membranas. A ocorrência de incrustações é, praticamente, inevitável, mas pode ser minimizada pela escolha dos pré-tratamentos adequados, pelo correto dimensionamento da planta e pela melhor seleção das condições de operação do sistema de osmose inversa (OI) (OLIVEIRA, 2007).

### 3.2.2.3.3 Alternativas de Pré-Tratamentos de Osmose Inversa

Para que possa ser prevenido e controlado, o potencial de ocorrência da incrustação deve ser sempre antecipado, ou seja, há a necessidade de remoção de toda a matéria orgânica, coloidal e biológica da água de alimentação à osmose inversa. A identificação detalhada do problema é necessária para permitir a medida mais eficiente a ser tomada, e com isso pode-se adotar o pré-tratamento mais adequado.

De acordo com ISAIAS (2001), um pré-tratamento apropriado pode ser considerado como a chave de um bom desempenho de uma planta de OI.

BYRNE (2002) observa que o propósito dos pré-tratamentos de sistemas de OI é otimizar o desempenho e o tempo de vida útil dos módulos de membranas de OI. O pré-tratamento compreende um conjunto de equipamentos e operações com o objetivo de realizar uma tarefa que envolve três objetivos:

1. Garantir a compatibilidade da corrente de alimentação com as membranas de OI.
2. Reduzir o potencial de formação de *fouling* sobre as membranas.
3. Reduzir a freqüência de limpezas químicas nas membranas de OI.

Uma grande dificuldade encontrada nos processos com osmose inversa são as incrustações sobre a membrana, que são responsáveis pela queda na eficiência das membranas. Em contrapartida, o controle pode ser feito:

- Tratamento físico e/ou químico para remoção ou estabilização de particulados e/ou íons;
- Aumento da periodicidade nas limpezas das membranas;
- Desenvolvimento de membranas com menor potencial de incrustação através da modificação das propriedades físico-químicas de sua superfície;
- Aplicação de biocidas.

Como conseqüência, há uma enorme variedade de possíveis pré-tratamentos para osmose inversa incluindo: filtração dupla ou simples; abrandamento e/ou troca iônica; microfiltração; filtros de carvão ativado; ajuste de pH, etc. Com a finalidade de minimizar os fenômenos de incrustações no decorrer da operação dos processos de

OI, o ideal é sempre trabalhar com uma combinação dos métodos mais adequados para que se possa obter o melhor desempenho da membrana (OLIVEIRA, 2007).

Tanto a microfiltração quanto a ultrafiltração podem ser usadas como uma das etapas de pré-tratamento da unidade de OI, retraindo espécies maiores que 100 Å (UF) e 1000 Å (MF). Segundo BYRNE (2002), a utilização destes processos como pré-tratamento removeria sólidos suspensos e contaminantes biológicos. Como a MF e UF não rejeitam sais dissolvidos e trabalham com baixas pressões, não consomem muita energia e podem obter altos graus de recuperação, em torno de 95%.

O método convencional, que será estudado neste trabalho como pré-tratamento da osmose inversa, consiste na adição de um coagulante na água a ser tratada, seguido da floculação, sedimentação das partículas maiores e, finalmente, da passagem por filtros de areia, antracito ou granada, para remover partículas menores. Este sistema mais antigo é amplamente difundido em diversos campos do tratamento de água e dominado por projetistas de sistemas de tratamento de água. O método convencional é eficiente na remoção de matéria coloidal, e mostra-se pouco eficiente na remoção de bactérias e compostos orgânicos ou inorgânicos dissolvidos.

As principais desvantagens do método convencional podem ser apontadas como a necessidade de áreas de instalação superiores à de sistemas mais modernos, altos custos de operação e a baixa eficiência na remoção de partículas dissolvidas, microrganismos e carbono orgânico, mesmo quando bem operados. A utilização de coagulantes como sulfato de alumínio ou cloreto férrico gera lodo, um passivo ambiental que deve ser tratado e disposto adequadamente. Muitos autores estão procurando alternativas de pré-tratamento em sistemas de osmose inversa, que possam ser acopladas ou substituídas ao tratamento convencional.

GABELICH em várias de suas pesquisas realizadas com o tratamento convencional antes do sistema de osmose inversa no tratamento de água do Rio Colorado, identificou problemas associados com o uso de coagulante com metal de transição, como, a degradação acelerada das membranas de poliamida, a incompatibilidade de componentes "antiscalant" como pré-tratamento com produtos químicos, e envenenamento da membrana por polímeros catiônicos.

Em um de seus estudos, GABELICH *et al.* (2004), considera insuficiente o uso exclusivo de pré-tratamento, pelo método convencional, em sistemas de osmose inversa. Testes incluíram experimentos com os coagulantes sulfato de alumínio, cloridrato de alumínio e cloreto férrico, vários auxiliares de coagulação (polímeros orgânicos catiônicos, aniônicos e não iônicos), cloro livre e total, fosfonato e antiincrustantes à base de ácido policarboxílicos. Das três variáveis estudadas (turbidez do efluente do filtro, SDI e ferro e alumínio residual), o controle de alumínio

residual (total e solúvel) teve o maior efeito sobre o desempenho da membrana de osmose inversa. Tanto a coagulação com cloreto férrico como com cloridrato de alumínio resultaram em menos de 50 µg/L de alumínio total e menos de 20 µg/L de ferro total (o limite de detecção do método). A média de turbidez e SDI para as três águas coaguladas foram: 0,15 NTU e 4.8 SDI para sulfato de alumínio, 0,08 NTU e 4.5 SDI para cloridrato de alumínio, e de 0,17 NTU e 3.5 SDI para cloreto férrico.

Os resultados mostram que, depois de menos de 450 horas de tempo de filtração, o fluxo da membrana com pré-tratamento com sulfato de alumínio apresentou uma diminuição acentuada (50%) e rejeição de sal (2%). Com o pré-tratamento com cloridrato de alumínio, o fluxo da membrana diminuiu 40% e houve apenas 0,5% na rejeição do sal. Porém, com o pré-tratamento com cloreto férrico houve mínima queda de fluxo através da membrana (4%) e sem perda de rejeição de sais em mais de 480 h de operação. Estes dados indicam que o cloreto férrico pode ser o coagulante preferencial em termos de minimização dos efeitos do coagulante. Testes foram realizados para avaliar a afinidade de ligação entre os polímeros orgânicos e as membranas de poliamida por meio do fluxo e de rejeição de sais. As membranas de osmose inversa de poliamida foram expostas a 50 mg/L de cada polímero por 48 horas. Por meio de análises nas membranas, não foram encontradas diferenças perceptíveis no desempenho das membranas de osmose inversa com e sem a adição dos polímeros. Portanto, a questão do envenenamento da membrana causada pela absorção de polímero orgânico nas membranas de poliamida pode ser mínima. Embora o desempenho da membrana de osmose inversa aparentemente não tenha sido afetado pela carga química do polímero, a seleção do polímero teve um efeito direto sobre a turbidez do efluente do filtro. Os resultados dos testes de remoção de turbidez mostraram que a adição de polímeros catiônicos forneceu a menor média de turbidez do efluente (0,03 - 0,11 NTU), seguido de polímeros aniônicos (0,08 - 0,06 NTU) e, finalmente, os polímeros não-iônicos (0,11 - 0,17 NTU).

GABELICH, *et al.* (2003) investigaram três diferentes técnicas como pré-tratamentos da osmose inversa: tratamento convencional; tratamento convencional com ozonização e biofiltração ( $O_3/BF$ ); e microfiltração na dessalinização do rio Colorado, na Califórnia. Sendo que o tratamento convencional era composto por: coagulação por misturador estático (*Floculação, Sedimentação em tubo vertical, Dupla filtração*); e a adição de alguns produtos antes da floculação (*cloreto férrico; polímero catiônico; hipoclorito de sódio*) e a eliminação de cloro livre para proteção da membrana de OI. Resultados indicaram que todos os pré-tratamentos testados produziram efluentes com características adequadas para o uso em osmose inversa, com turbidez menor que 0,1 NTU e SDI menor que 3. No entanto, a principal diferença

foi a passagem de bactérias e o COT; pois a MF apresentou a maior remoção de bactérias, não apresentando sinais visíveis de incrustações, resultando num desempenho superior da OI. Embora o pré-tratamento convencional tenha apresentado uma remoção de 99% na contagem de bactérias e coliformes abaixo do limite de detecção, por meio da análise de microscopia eletrônica da membrana (MEV), uma espessa camada de cor acastanhada na membrana, provavelmente de natureza orgânica, foi observada na superfície da membrana, assumindo a presença de incrustações no elemento da membrana. Isto se deve ao fato de que parte do COT proveniente da corrente de alimentação e depositado na membrana pode ser utilizado como substrato de crescimento das bactérias, criando um ambiente propício para a bioincrustação. O tratamento convencional, com a ozonização e biofiltração, também mostrou redução na formação de bioincrustações.

A unidade de osmose inversa foi quimicamente limpa uma vez por mês durante o tratamento convencional devido à queda do fluxo específico ou aumento da pressão diferencial da membrana. A menor rejeição de sal ao tratamento convencional pode ser atribuída à incrustação nas membranas, o que aumentou a concentração da camada de polarização.

MILTNER *et al.* (1996) mostraram que o tratamento convencional com O<sub>3</sub>/BF teve uma maior remoção de carbono orgânico dissolvido (COD) e COD biodegradável do que somente com tratamento convencional. Esta redução pode minimizar a bioincrustação a jusante dos processos com membrana. No entanto, biofiltros geralmente têm níveis mais elevados de bactérias viáveis saindo dos filtros, o que pode causar incrustação biológica. Essas questões precisam ser investigadas antes do tratamento convencional e tratamento convencional com O<sub>3</sub>/BF ser consideradas alternativas viáveis de pré-tratamento.

BONNELYE *et al.* (2004), fizeram várias comparações entre diferentes métodos de pré-tratamento para plantas de OI, detalhando que o pré-tratamento deve depender da qualidade da água. Essa pesquisa foi focada em dois estudos de caso: um no Golfo de Oman e o outro no Golfo Pérsico. O pré-tratamento combinava estratégias tecnológicas inovadoras (como UF e MF) com técnicas convencionais (coagulação, filtração, etc.), de acordo com a qualidade da água de alimentação. Os parâmetros considerados para a caracterização da alimentação foram: sólidos suspensos, turbidez, tendência a formação de incrustações, matéria orgânica e teor de algas. Os pesquisadores mostraram a melhoria na qualidade da água pré-tratada e discutiram os principais impactos na eficiência das plantas de OI.

SHON *et al.* (2004) estudaram quatro diferentes métodos de pré-tratamentos da ultrafiltração visando reúso, são eles: coagulação/floculação com cloreto férrico, adsorção em carvão ativado em pó (CAP), coagulação/floculação seguido de adsorção e biofiltros com carvão ativado granular (CAG). Resultados experimentais indicaram que o pré-tratamento mais adequado foi a coagulação/floculação seguido de adsorção obtendo uma remoção de 90% de carbono orgânico total (COT), removendo todos os produtos orgânicos, incluindo os de pequena massa molar. O fluxo normalizado ( $J/J_0$ ) aumentou de 0,26 (sem tratamento prévio) para 0,86 (coagulação/floculação seguido por adsorção) após 18h passando pela ultrafiltração. O declínio do fluxo seguiu a seguinte ordem: sem pré-tratamento > biofiltros com carvão ativado granular (CAG) > adsorção em carvão ativado em pó (CAP) > coagulação/floculação > coagulação/floculação seguido de adsorção em CAP. A remoção de COT aumentou de 54% (sem pré-tratamento) a 90% (coagulação/floculação seguido por adsorção). As imagens de MEV da membrana de seção transversal revelaram que praticamente não houve camada incrustante na membrana quando o pré-tratamento de coagulação/floculação seguido por adsorção foi utilizado.

SILVA FILHO (2009) avaliou diferentes tratamentos terciários que viabilizasse o reúso do efluente tratado de uma indústria de refrigerantes como fonte de abastecimento para torres de resfriamento e caldeiras. As tecnologias de tratamento terciário foram a coagulação/floculação, filtração (em filtros *bag* e de areia) e troca iônica. A tecnologia de tratamento composto por coagulação/floculação seguida de filtração em filtro de areia e troca iônica viabiliza o reúso do efluente, tanto na alimentação das torres de resfriamento como na produção de vapor nas caldeiras. Com este tratamento seqüencial foi possível a remoção de 84,6%; 96,9%; 66,3%; 88%; 66,7%; 90%; 68%; 95%; 99%; 99%; 92,3% e 97% de sólidos suspensos totais, sólidos totais dissolvidos, turbidez, DQO, DBO, alumínio, alcalinidade total, ferro, fosfato, cobre, condutividade e nitrogênio amoniacal, respectivamente.

JOHIR *et al.* (2009) verificaram o desempenho de filtros simples (areia ou antracito) e duplos (areia e antracito) com floculação em linha como pré-tratamento a osmose inversa. O desempenho desses filtros foi avaliado em termos da eficiência de remoção de turbidez, perda de carga, carbono orgânico dissolvido (COD), SDI. A menor perda de carga encontrada (35 cm) foi encontrada no filtro com antracito operado a uma velocidade de 5m/h. Resultados mostram que ambos os filtros com velocidade de filtração de 5m/h apresentaram 70% de remoção de turbidez. O valor do SDI para a água do mar era de 8,75, enquanto que após o tratamento prévio com floculação com posterior filtração, o SDI foi reduzido para 2,4 – 4,8.

Segundo YANG & KIM (2009), o processo de pré-tratamento com MF/UF está sendo recentemente aplicado, devido à sua alta eficiência de remoção de matéria orgânica minimizando incrustação na membrana de osmose inversa. Estudos avaliaram o efeito da coagulação/floculação no desempenho de MF e UF na remoção de partículas com várias dosagens de coagulantes e diferentes pH. A eficiência foi obtida através da análise do fluxo, turbidez e índice de densidade de sedimentos (SDI). Utilizando-se água do mar com turbidez de 10 NTU, foram encontradas condições ótimas de operação de 0,5 mg/L de cloreto férrico como coagulante em pH 8. Houve um declínio do fluxo através da membrana quando foi realizada a coagulação/floculação anteriormente comparado somente ao processo com membranas. O valor do SDI do permeado do pré-tratamento coagulação/floculação – MF e coagulação/floculação – UF foram de 0,75 e 1,88, respectivamente, sendo menor que o valor recomendado ( $SDI < 3$ ) a ser utilizado na alimentação da OI, enquanto que os valores de SDI do permeado apenas com MF e UF foram de 3,17 e 2,76, respectivamente. Em condições ótimas de coagulação, filtração por membranas combinados com coagulação é provado ser um pré-tratamento eficaz de dessalinização comparado a somente filtração por membrana. Entre MF e UF, MF foi mais eficaz do que a UF na melhoria do fluxo através da membrana e de remoção de turbidez, aplicando coagulação como método de pré-tratamento. Em conclusão, MF e UF podem ser considerados uma boa alternativa de pré-tratamento e conduzir a uma maior qualidade de alimentação no processo de osmose inversa.

BENITO-ALCÁZAR *et al.* (2010), em seus estudos de tratamento de efluentes petroquímicos avançados visando reúso, propôs a adequação de diferentes pré-tratamentos aplicados a um efluente secundário de uma petroquímica com a finalidade de produzir uma alimentação adequada ao processo de osmose inversa. Neste trabalho, os pré-tratamentos testados foram: filtração com carvão ativado granulado (CAG), ultrafiltração, nanofiltração e filtração com CAG acoplado a nanofiltração, com o intuito de melhorar o pré-tratamento convencional. Os parâmetros utilizados para medir a qualidade da alimentação da OI foram o COT, DQO, turbidez e SDI. Em relação aos parâmetros estudados, a taxa de filtração com CAG não afetou significativamente a qualidade do filtrado obtido. A filtração com CAG conseguiu uma importante redução de turbidez, DQO e COT. No entanto, o SDI do filtro foi o que indicou um possível entupimento na membrana de osmose inversa. Usando membranas de ultrafiltração, a redução do SDI a valores que atingem as necessidades de alimentação da OI ( $SDI < 5$ ) foi obtida. No entanto, como o SDI foi maior que 3, podem aparecer problemas de incrustações nas membranas de OI durante a operação

com esta alimentação. No processo de NF, foi obtido o menor valor do SDI comparado aos outros pré-tratamentos ( $SDI < 1$ ), garantindo uma melhor qualidade da alimentação da OI para uma operação bem sucedida. Além disso, de acordo com os requisitos da qualidade da água, a NF pode ser adequada para alimentar torres de resfriamento. Por outro lado, em relação às características do fluxo, bem como a qualidade do permeado, não há nenhum benefício em utilizar o pré-tratamento filtração com CAG acoplado a nanofiltração.

CHINU *et al.* (2010), em seus estudos com diferentes processos de pré-tratamentos à osmose inversa, tais como floculação com cloreto férrico e filtração profunda (filtração de areia e filtração dupla) como pré-tratamento a microfiltração (MF) para dessalinização da água do mar, mostraram que o declínio do fluxo da MF com água do mar foi de 45%, sem qualquer pré-tratamento, 42% após pré-tratamento de floculação com  $FeCl_3$ , 24% após pré-tratamento de filtração em linha com coagulação e 22% após pré-tratamento de filtração dupla (areia e antracito), respectivamente. Os valores obtidos do SDI mostraram que o pré-tratamento de filtração com floculação em linha obteve melhores resultados que somente o pré-tratamento de floculação.

No entanto, é possível escolher métodos de pré-tratamento adequados, a fim de que os fenômenos de incrustações sejam minimizados no decorrer da operação dos processos de OI. O ideal é sempre trabalhar com uma combinação dos métodos para que se possa obter um ótimo na produtividade da membrana.

## 4. MATERIAIS E MÉTODOS

Neste capítulo serão apresentados os procedimentos e metodologias analíticas empregados durante o desenvolvimento do estudo do tratamento biológico com posterior coagulação/floculação, filtração rápida descendente e osmose inversa visando reúso de um efluente proveniente de uma indústria química.

Foi investigado, o tratamento deste efluente, que tem como características a sua complexidade e alta salinidade pelo processo de lodos ativados. Os experimentos foram conduzidos no Laboratório de Controle de Poluição de Águas (LabPol) do PEQ/COPPE/UFRJ.

O desenvolvimento do estudo e a avaliação dos resultados foram realizados nas etapas descritas a seguir:

**Etapa 1** – Avaliação da hidrodinâmica do processo de lodos ativados por meio de testes preliminares de tempo de mistura por meio da técnica do traçador salino na forma de pulso instantâneo.

**Etapa 2** – Caracterização do efluente proveniente da Caixa B14 e dos decantadores primários da Estação de Tratamento de Efluentes Industriais da Bayer (ETDI), pelas técnicas de monitoramento do processo, como DQO,  $N-NH_4^+$ , SST, SSV, cloreto, COD, turbidez e análises microscópicas da microfauna do lodo, além da montagem dos reatores e seu respectivo teste hidrodinâmico.

**Etapa 3** – Operação do sistema de lodos ativados de forma contínua, para aclimação do lodo biológico ao efluente industrial altamente salino. Nesta fase, dois reatores foram utilizados (R1 e R2), sendo operados da seguinte forma:

- Reator R1 – Alimentado com o efluente industrial salino proveniente dos decantadores primários, efluente na qual o lodo biológico já está aclimatado. Este seria o reator controle.
- Reator R2 – Alimentado com o efluente industrial salino proveniente da Caixa B14, efluente ao qual o lodo biológico não está aclimatado, possuindo uma concentração salina maior que o efluente do reator R1. Logo, foi feita a adaptação do lodo biológico aumentando-se a porcentagem alimentada de 10 em 10% do efluente altamente salino até 100%, avaliando a remoção de DQO e  $N-NH_4^+$  comparado ao reator controle (R1).

**Etapa 4** – Ensaios de coagulação/floculação para determinação da concentração ótima de coagulante/floculante.

**Etapa 5** – Montagem e operação do filtro de areia rápido e operação do leito com fluxo de  $120 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$ .

**Etapa 6** – Operação de um sistema de osmose inversa.

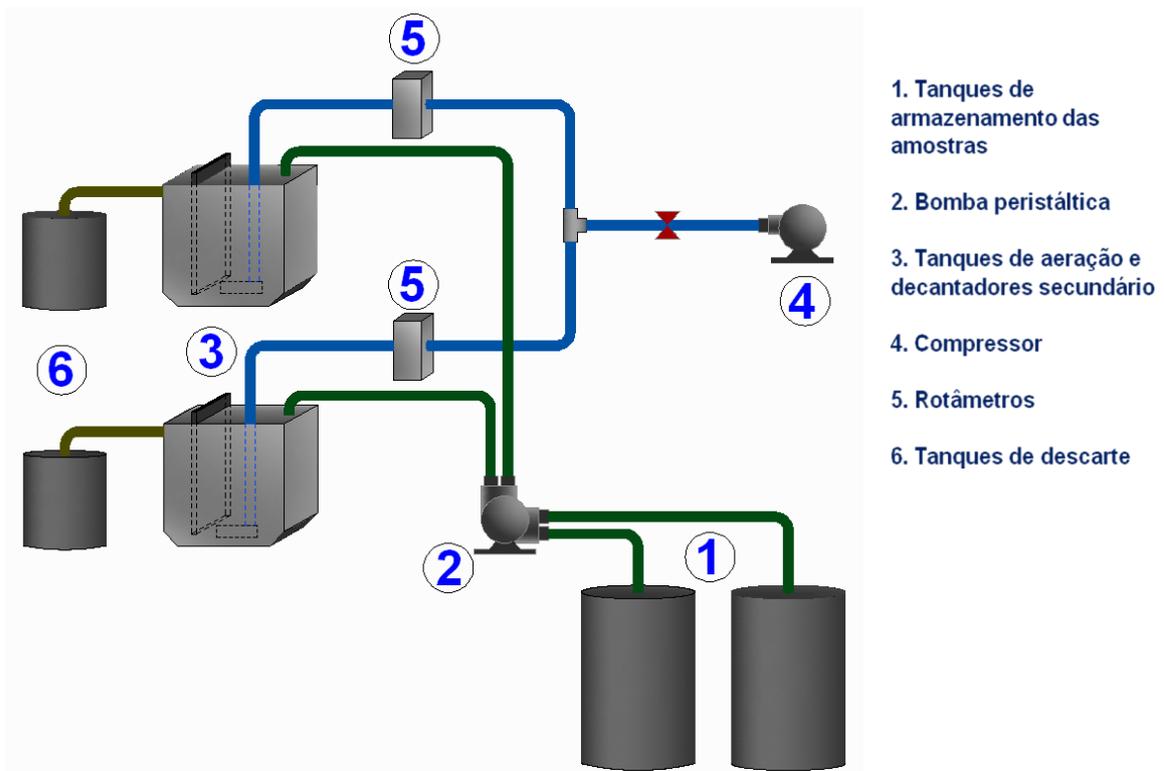
## **4.1 LODOS ATIVADOS**

### **4.1.1 Descrição da Unidade Experimental**

Os reatores de bancada utilizados nos testes em regime contínuo, construídos em acrílico, seguem o modelo convencional (RAMALHO, 1991), para o tratamento biológico aeróbio de efluentes.

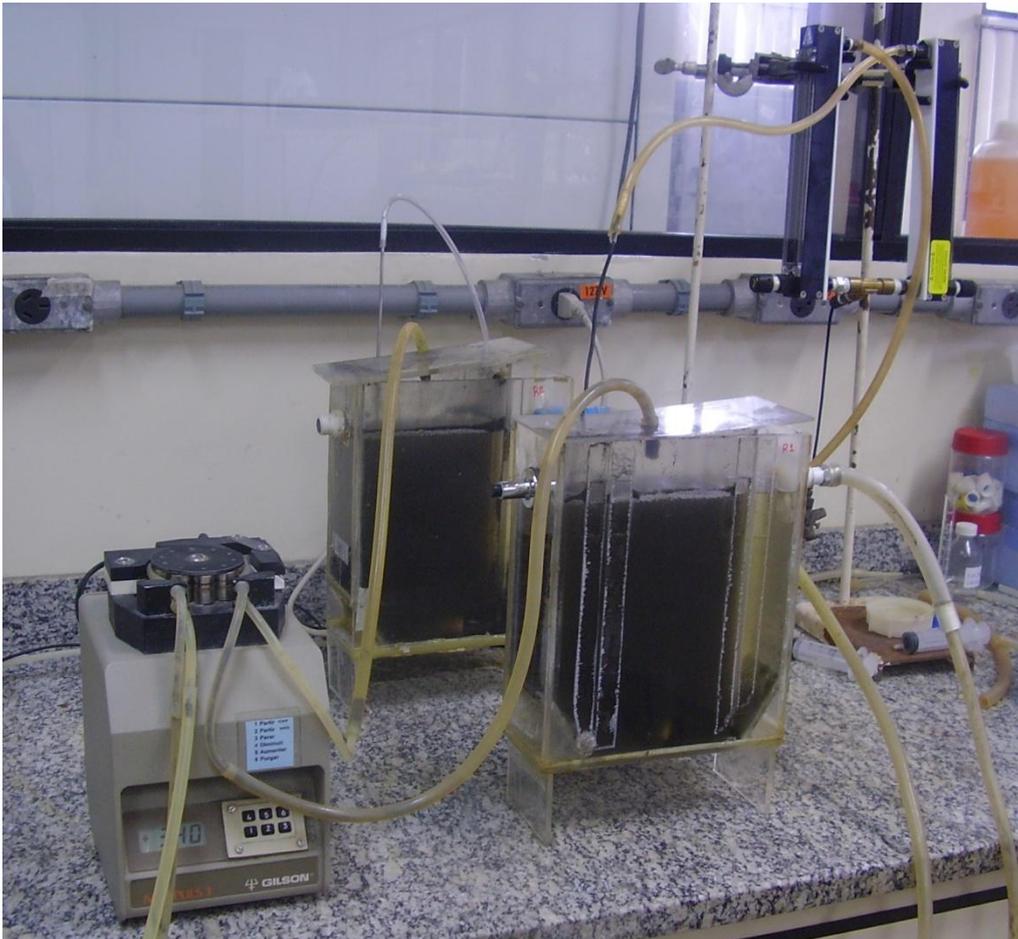
Os reatores de bancada são divididos em duas câmaras separadas por uma placa de acrílico ajustável. O reator biológico (câmara de aeração) com volume útil de 2,24 L foi simulado na câmara a montante e a câmara a jusante, com volume de 0,56 L, atuou como decantador secundário. A recirculação do lodo foi permitida pela inclinação na parede do decantador e pela regulagem da abertura da placa.

A aeração e a agitação do conteúdo do reator biológico foram feitas mediante o borbulhamento de ar através da utilização de um difusor poroso. A Figura 4.1 ilustra o esquema do sistema de lodos ativados empregado no tratamento do efluente industrial em regime contínuo de operação.



**Figura 4.1 – Esquema da unidade experimental utilizada no regime contínuo de operação para os dois efluentes estudados**

A alimentação dos reatores foi feita através de uma bomba peristáltica, que possuía duas entradas que bombeavam os efluentes armazenados a temperatura média de 4°C. Uma fotografia dos reatores de bancada utilizados no estudo é apresentada na Figura 4.2.



**Figura 4.2 – Fotografia das unidades experimentais de lodos ativados operadas em regime contínuo**

Inicialmente, os reatores R1 e R2 foram alimentados somente com o efluente dos decantadores primários para a adaptação do lodo, este efluente foi denominado EfControle. Foi utilizado 600 mL de lodo biológico adaptado, e o restante do volume útil (2400 mL) foi completado com a amostra a ser tratada. O lodo biológico utilizado foi proveniente do tanque de aeração da Estação de Tratamento de Efluentes Industriais da Bayer (ETDI).

Para utilizar o efluente da Caixa B14, denominado EfSalino, no processo de lodos ativados, foi necessária a aplicação de um tratamento primário, ou seja, o ajuste do pH, para depois de decantado o lodo, utilizar o sobrenadante como efluente (EfSalino).

Depois de 2 semanas de operação dos reatores em laboratório com EfControle, um dos reatores R2 foi alimentado com pequenas porcentagens do EfSalino, ou seja, primeiramente com uma porcentagem de 10% do EfSalino e o restante (90%) com EfControle, para que aos poucos os microorganismos se

adaptassem ao EfSalino. Os parâmetros DQO e nitrogênio amoniacal foram monitorados em comparação com o reator controle (R1), operado apenas com EfControle.

O TRH (tempo de retenção hidráulica) utilizado nos reatores foi de 25 h, que é o utilizado na indústria. Durante o processo contínuo de lodos ativados, a fim de se avaliar o desempenho do tratamento biológico, realizou-se análises de acordo com o Standard Methods (APHA, 2005), tais como demanda química de oxigênio (DQO), COD (Carbono Orgânico Dissolvido), nitrogênio amoniacal, concentração de cloreto e teor de fenóis totais. Além dos parâmetros descritos anteriormente, outros foram utilizados para monitorar o sistema de lodos ativados, uma vez que podem ajudar a explicar possíveis alterações ocorridas no desempenho desses reatores biológicos, como por exemplo, pH, temperatura, sólidos suspensos totais e voláteis presente no efluente, microscopia do lodo, turbidez, condutividade, tendo cada um deles uma frequência específica.

#### **4.1.2 Testes preliminares hidrodinâmicos para caracterização da unidade experimental – tempo de mistura**

As características hidrodinâmicas do sistema de lodos ativados são fundamentais para o seu bom funcionamento, com o intuito de conhecer melhor as reais condições de operação do reator. Para estudar a hidrodinâmica dos reatores de bancada, determinou-se o tempo de mistura do tanque, que permite conhecer o tempo necessário para que o afluente do tanque seja completamente homogeneizado no seu interior. A metodologia utilizada foi a de estímulo e resposta com traçador salino. As condições do ensaio foram: regime de batelada, tanque preenchido com água de abastecimento da rede, sem biomassa e temperatura ambiente.

No caso específico dos sistemas aeróbios, a presença de zonas estagnadas devido a falhas no sistema de aeração pode levar a perda de eficiência, prejudicando o desempenho global, especificamente quando se deseja realizar aumento de escala.

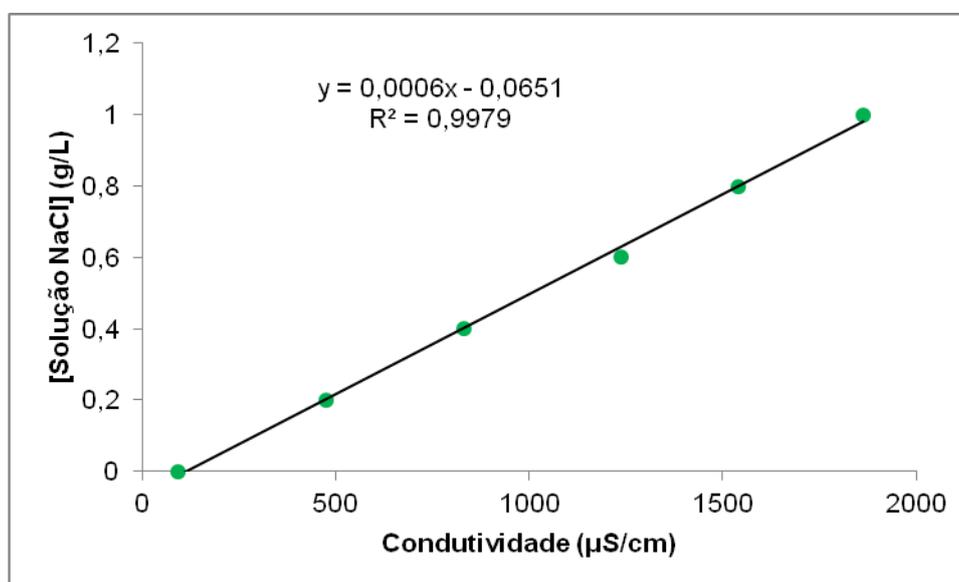
O traçador salino utilizado foi uma solução de cloreto de sódio. A solução foi preparada, com o menor volume possível, de modo que, ao ser adicionada no reator, a concentração final obtida fosse de 1,0 g/L.

Para relacionar a condutividade medida com a concentração de NaCl, padrões com diferentes concentrações de NaCl foram preparados para construção de uma curva padrão de calibração NaCl x condutividade, na faixa de 0 a 1,0 g/L de NaCl. As leituras de condutividade nos padrões de NaCl são apresentadas na Tabela 4.1.

**Tabela 4.1 – Determinação do Tempo de Mistura – Dados da Curva de Calibração**

NaCl (g/L)	Condutividade ( $\mu\text{S/cm}$ )
0	93
0,2	477
0,4	830
0,6	1238
0,8	1540
1,0	1863

Na Figura 4.3 é apresentada a curva de calibração NaCl x condutividade construída para posterior conversão de leituras de condutividade em concentração de NaCl. A curva obtida apresentou boa adequabilidade entre a concentração de NaCl e a condutividade ( $R^2=0,9979$ ).



**Figura 4.3 – Determinação do Tempo de Mistura – Curva NaCl X Condutividade**

A solução de traçador foi injetada próximo a entrada do afluente do reator, na forma de pulso instantâneo nos sistemas de lodos ativados (R1 e R2) com auxílio de uma seringa. A partir deste momento, foi realizada a cada 5 seg. a medida da condutividade através de um condutímetro colocado próximo da saída do reator, até serem obtidos valores de condutividade constantes. Este sistema foi operado com diferentes vazões de ar capazes de promover adequada movimentação. Após cada ensaio, o reator era esvaziado e lavado a fim de eliminar resquícios de sal remanescentes.

Os experimentos foram realizados em triplicata para diferentes vazões de ar presentes na Tabela 4.2.

**Tabela 4.2 – Diferentes vazões de ar utilizadas no teste do tempo de mistura**

<i>Teste</i>	<i>Reator</i>	$Q_G$ (L/h)	$U_G$ (m/h)	<i>Temperatura (°C)</i>
1	R1	20	0,91	25,1
2	R1	30	1,36	24,4
3	R1	40	1,82	24,6
4	R2	20	0,91	24,3
5	R2	30	1,36	24,3
6	R2	40	1,82	24,4

## 4.2 COAGULAÇÃO/FLOCULAÇÃO

### 4.2.1 Coagulantes e Floculantes Utilizados nos Testes

Foram testados 3 coagulantes e 2 polieletrólitos catiônicos, os quais encontram-se listados nas Tabelas 4.3 e 4.4.

**Tabela 4.3 – Coagulantes Utilizados**

<b>Nome do Produto</b>	<b>Descrição Química</b>	<b>Nome do Fabricante</b>
Sulfato de Alumínio	Coagulante Inorgânico	AQUAFLOC
Cloreto Férrico	Coagulante Inorgânico	VETEC
Policloreto de Alumínio (PAC)	Coagulante Inorgânico	AQUAFLOC

Foram preparadas soluções estoque dos coagulantes na concentração de 1% (v/v). A faixa de concentração investigada durante os ensaios foi de 5 a 50 mg/L.

**Tabela 4.4 – Floculantes Utilizados**

<b>Nome do Produto</b>	<b>Descrição Química</b>	<b>Nome do Fabricante</b>
650	Polímero Catiônico (baixo peso molecular)	AQUAFLOC
800	Polímero Catiônico (alto peso molecular)	AQUAFLOC

As soluções estoque dos polieletrólitos foram preparadas na concentração de 0,1% (v/v). A concentração dos polieletrólitos utilizada durante o estudo foi de 0,5 mg/L.

#### 4.2.2 Descrição da Unidade Experimental

A dosagem ideal do coagulante e dos auxiliares eventuais da coagulação deve ser definida em laboratório, objetivando melhor eficiência e economia.

Para definir as melhores condições das concentrações dos agentes empregados, bem como, o melhor conjunto de coagulante e polieletrólito a serem utilizados nos ensaios de coagulação/floculação foi utilizado o equipamento de teste de Jarro.

O equipamento de Teste de Jarros (*Jar Test*) da Digimed (modelo módulo floculador Mf-01) dispõe de seis jarros iguais, construídos em vidro ou acrílico, com capacidade de 1 ou 2 litros. Dessa forma, é possível fazer uma comparação imediata e uma avaliação da melhor dosagem de coagulante e auxiliar de coagulação a ser usada no processo de coagulação/floculação, podendo-se ainda considerar o tempo de decantação e a qualidade do líquido clarificado. A agitação foi proporcionada por agitadores situados na parte superior do equipamento, e controlada por um seletor de rotações (0 a 150 rpm). O equipamento é provido de lâmpadas fluorescentes em sua base para facilitar a visualização do processo de coagulação/floculação. O esquema do teste de jarro utilizado na determinação da condição ótima coagulante/floculante está apresentado na Figura 4.4.

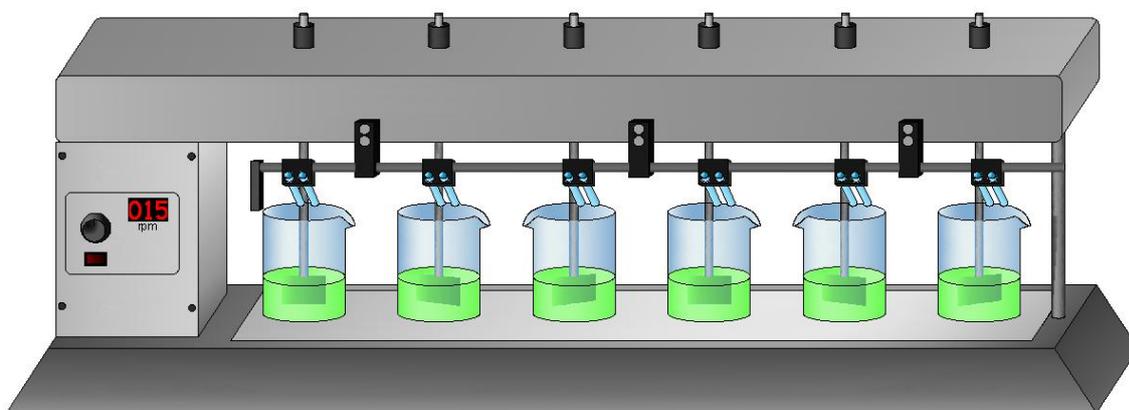


Figura 4.4 – Esquema da unidade experimental (teste de jarro)

Os ensaios experimentais foram realizados com 6 (seis) amostras do efluente biotratado simultaneamente, em bécheres de 1 L de capacidade, com 500 mL de efluente industrial. O pH das amostras foi mantido constante durante todo o experimento. As amostras foram dosadas com solução de coagulante, a fim de se

obter concentrações finais na faixa de 5 a 50 mg/L. As amostras passaram por uma etapa de mistura rápida (100 rpm) por 2 minutos e 30 segundos durante a adição do coagulante; seguida de uma etapa de agitação lenta (15 rpm) por 20 minutos com a adição de uma solução do polieletrólito, obtendo-se concentrações finais de 0,5 mg/L. Após este período de tempo, a agitação foi interrompida e esperou-se 30 minutos para a decantação. O sistema experimental utilizado está apresentado na Figura 4.5.



**Figura 4.5 – Fotografia da unidade experimental (teste de jarro)**

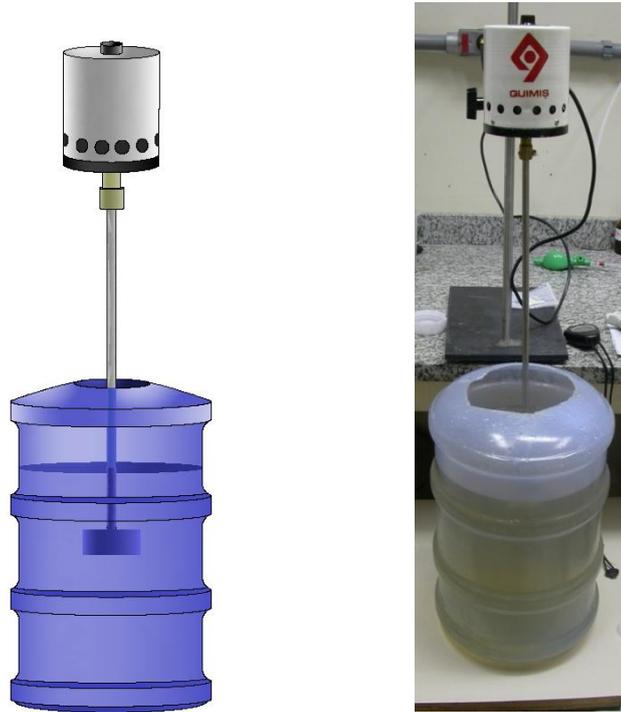
No final de cada experimento, amostras do sobrenadante (líquido clarificado) foram coletadas e as análises de cor e turbidez foram realizadas.

Após a conclusão do teste, ou seja, coagulação (mistura rápida), floculação (mistura lenta) e decantação, o jarro que apresentar melhor resultado, a custo de menor quantidade de reagentes, é o que deve ser tomado como parâmetro para projeto e operação mais eficiente da estação.

Depois de determinado a concentração ótima de coagulante/floculante, foi montado um sistema mecanizado de coagulação/floculação sendo composto por um vaso com capacidade para preparação de 15 L de água por batelada, um agitador com controlador de rotação e uma hélice com uma pá com diâmetro de cm.

Neste sistema ampliado do “jar-test”, as amostras do efluente biotratado passaram por uma etapa de mistura rápida (150 rpm) por 2 minutos e 30 segundos durante a adição do coagulante; seguida de uma etapa de agitação lenta (25 rpm) por 20 minutos com a adição de uma solução do polieletrólito, obtendo-se concentrações finais de 0,5 mg/L. Após este período de tempo, a agitação foi interrompida e esperou-

se 30 minutos para a decantação. Um esquema e uma foto da unidade utilizada pode ser vista na Figura 4.6.



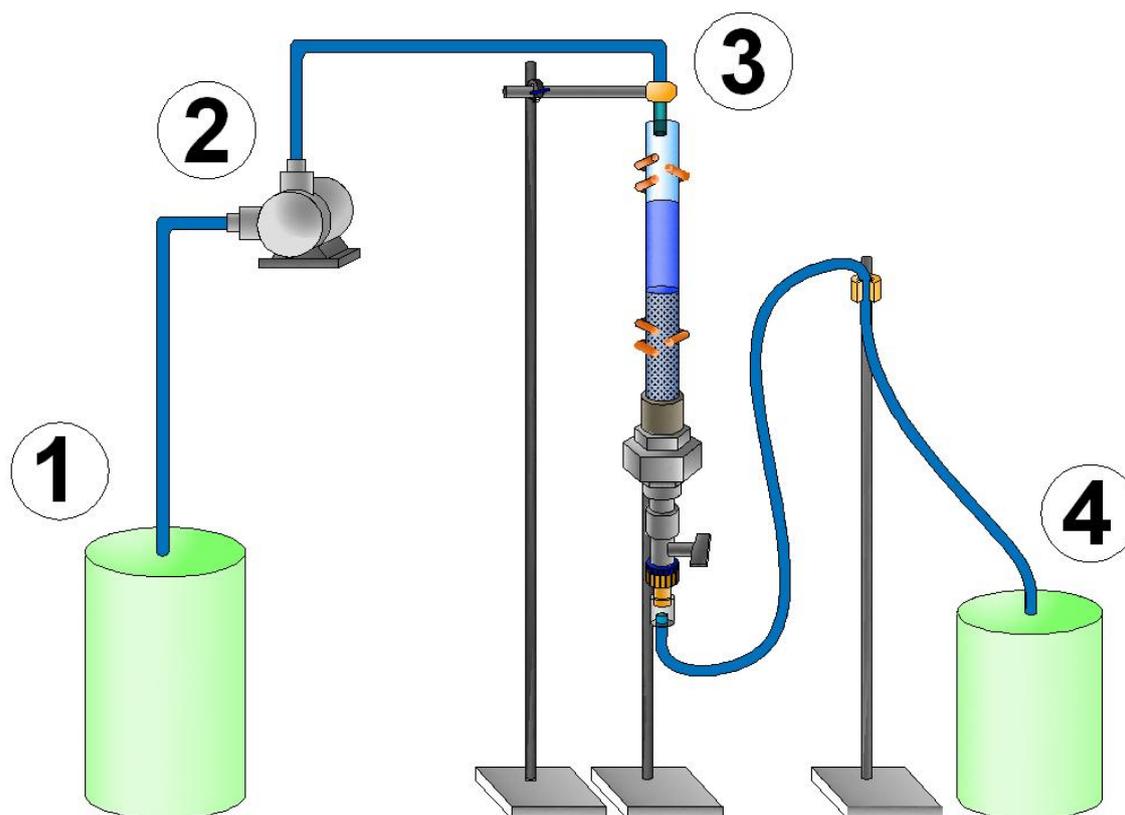
**Figura 4.6 – Esquema e foto da unidade experimental utilizada no processo de coagulação/floculação**

### **4.3 FILTRAÇÃO RÁPIDA DESCENDENTE**

A filtração utilizada neste estudo consistiu na filtração rápida descendente, com ação de profundidade, na qual as impurezas são retidas ao longo do meio filtrante, em contraposição, à de ação superficial em que a retenção é significativa apenas no topo do meio filtrante.

#### **4.3.1 Descrição da Unidade Experimental**

O sistema experimental é composto por uma coluna de filtração rápida descendente (FRD) em vidro de 3,92 cm de diâmetro e 45 cm de altura, sendo apresentado um esquema na Figura 4.7.



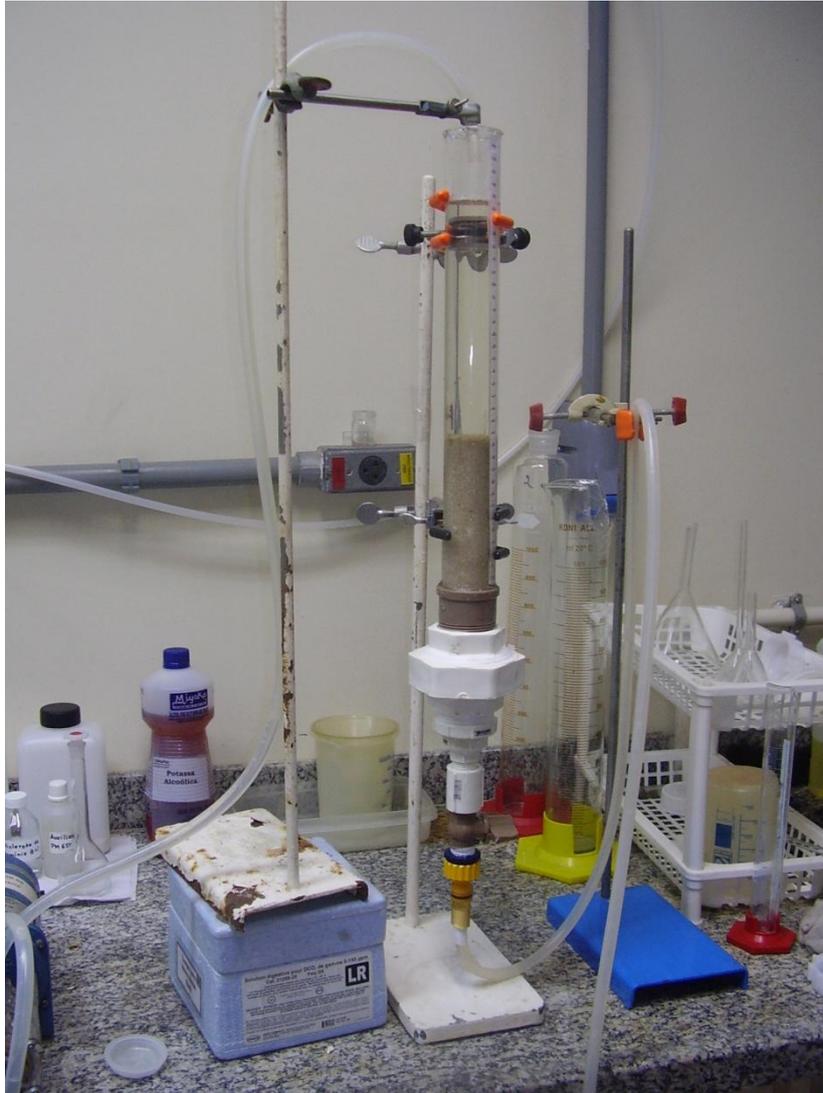
- 1 – Tanque de alimentação
- 2 – Bomba peristáltica
- 3 – Filtro rápido descendente de areia
- 4 – Tanque de armazenamento de saída do filtro

**Figura 4.7 – Esquema do Filtro Rápido Descendente**

O leito filtrante foi construído com uma camada de 20 cm de areia com granulometria entre 0,841 e 1,84 mm conforme recomendado por DI BERNARDO & PREZOTTI (1991), tendo como suporte uma tela. A granulometria foi fornecida pelo fabricante da areia. A areia utilizada foi proveniente do fornecedor Mineração São João.

Para se determinar o coeficiente de uniformidade, o diâmetro equivalente, o tamanho efetivo e confirmar a uniformidade da areia utilizada, foi feita a análise granulométrica da areia através do sistema de peneiras Tyler, apresentados no Anexo I.

Uma fotografia do filtro de areia descendente utilizado no estudo é apresentada na Figura 4.8.



**Figura 4.8 - Fotografia da unidade experimental do filtro rápido descendente**

O filtro foi preenchido com uma massa  $m$  igual a 371 g de areia. Essa massa a ser utilizada no filtro para se ter uma altura ( $L$ ) de 20 cm de areia foi determinada pela Equação (4.1).

$$m = (1 - \varepsilon).A.L.\rho_{areia} \quad (4.1)$$

Onde  $L$  é a altura do leito e  $A$  é a área interna do filtro, assumindo a porosidade do leito  $\varepsilon$  igual a 0,42 e a densidade da areia  $\rho_{areia}$  igual a  $2,65 \text{ g/cm}^3$  (RICHTER, 1977).

A altura da coluna de vidro foi especificada de maneira a oferecer cargas hidráulicas correspondentes à faixa de taxa de aplicação estabelecida pela NBR 12216.

Segundo RICHTER (1977), a carga hidráulica para o material filtrante areia geralmente utilizada no projeto de filtros rápidos é dada pela fórmula aproximada na Equação (4.2):

$$H = 0,005.Q.L \quad (4.2)$$

Onde Q é a taxa de aplicação dada em  $m^3/m^2.dia$  e L é a altura do leito dada em cm.

Para uma taxa de aplicação de  $120 m^3/m^2.dia$ , taxa mínima a ser utilizada para filtração rápida, foi estimada uma carga hidráulica real de 12 cm de coluna d'água. Como o objetivo do filtro foi somente analisar a qualidade do filtrado, este foi operado a taxas declinantes, ou seja, as taxas foram diminuídas ao longo do tempo, de tal forma a manter sempre a mesma carga hidráulica e um efluente de melhor qualidade.

Segundo RICHTER (1977), para que se possa obter um efluente de melhor qualidade na saída do filtro deve-se operá-los a taxas declinantes, de tal forma que haja o controle da velocidade de filtração de maneira que esta diminua com aumento de depósitos no meio filtrante, isto é, com a diminuição da porosidade, o arraste de sólidos para o efluente seria assim, reduzido. Este sistema é mais vantajoso, pois acompanha a tendência natural de redução de vazão no meio filtrante a medida que o mesmo vai se colmatando.

O filtro por gravidade, de alta taxa do tipo camada profunda e fluxo descendente foi operado em regime contínuo. A condição de máxima compactação foi conseguida através de batidas suaves com um bastão na base do filtro e na parte superior do leito, até que não se percebesse alteração na altura do leito.

A fim de aumentar a eficiência de limpeza do leito, optou-se por iniciar o procedimento com a passagem de água destilada para não ocorrer aumento da carga orgânica causada pelos resíduos da areia. A alimentação do filtro era realizada usando uma bomba peristáltica a uma vazão correspondente a  $120 m^3/m^2.dia$  (100 mL/min). A medida da vazão foi realizada em um único ponto, na saída do filtro com o auxílio de um cronômetro e uma proveta de 100 mL.

Primeiramente, na etapa inicial da carreira de filtração, foi feito o amadurecimento do filtro com efluente do decantador secundário da Bayer, ou seja, até que a turbidez de saída permanecesse constante, sendo medida de 15 em 15 min. No início da filtração, o desnível entre a entrada e saída era ajustado pela posição de saída do filtrado, de maneira que se iniciasse o ciclo de filtração com 100 mL de filtrado/min.

Depois disso, o filtro foi alimentado com água decantada. De 1 em 1h, foram realizadas análises de cor, turbidez, DQO, nitrogênio amoniacal, SST, SSV, COT e

condutividade e contagem de microorganismos na entrada e na saída do filtro, e determinação da vazão na saída. Caso a vazão estivesse fora do valor utilizado inicialmente, efetuava-se um ajuste na saída do filtro.

Como a quantidade de efluente a ser alimentado o filtro era pequena e a filtração neste caso ocorre com ação de profundidade, a carreira de filtração é longa, não sendo possível determinar a perda de carga limite ao longo do filtro para proceder a lavagem.

#### 4.4 OSMOSE INVERSA

##### 4.4.1 Descrição da Unidade Experimental

Os ensaios de osmose inversa foram realizados em um sistema montado no Laboratório de Processos com Membranas (PAM/COPPE/UFRJ) em escala de bancada, ilustrado nas Figuras 4.9 e 4.10.

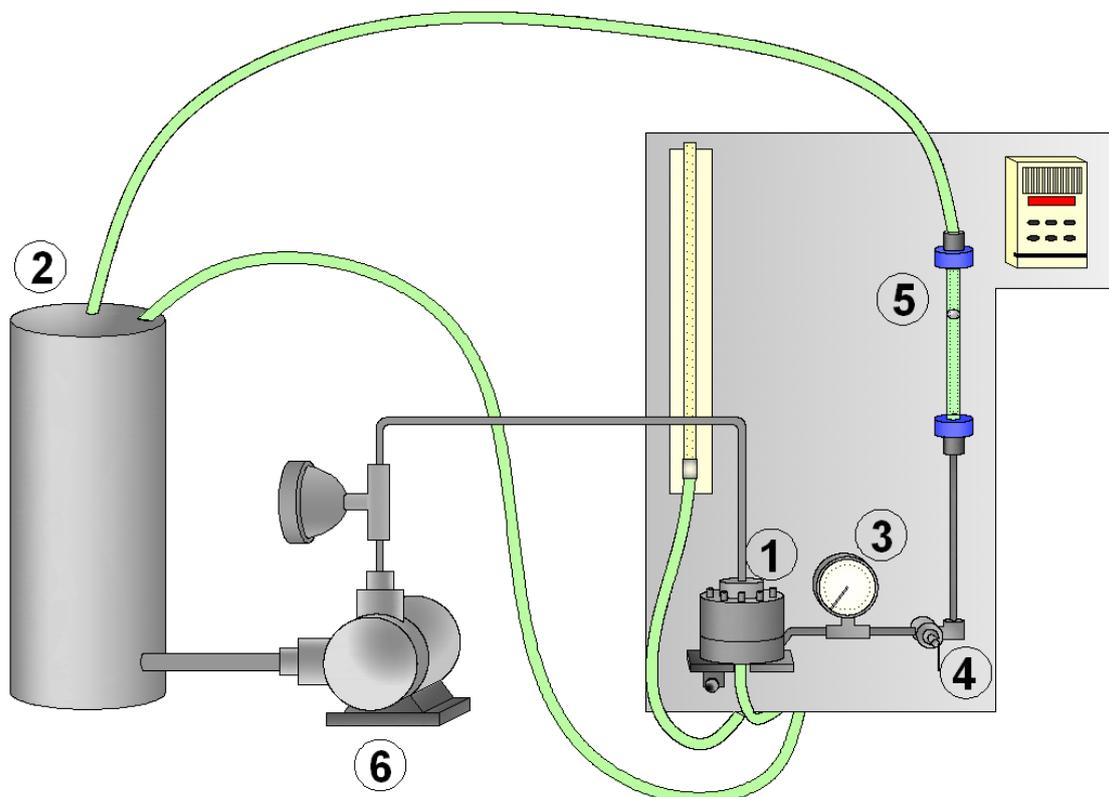
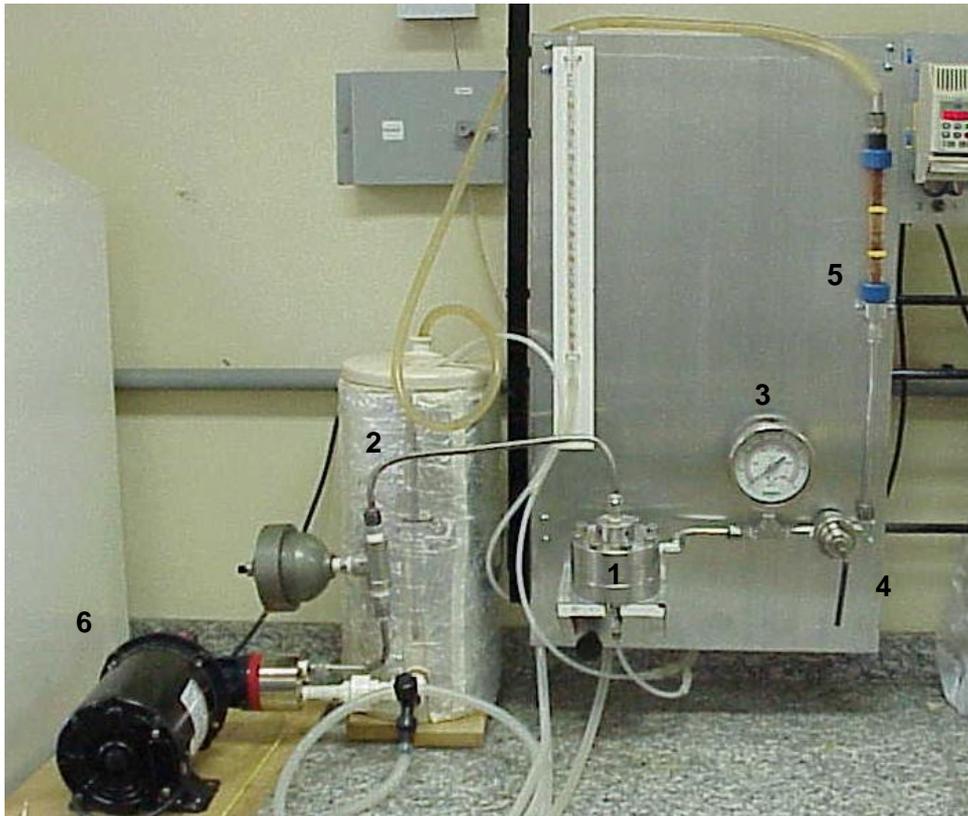


Figura 4.9 – Esquema do sistema de osmose inversa



**Figura 4.10 – Fotografia do sistema de osmose inversa**

O sistema de permeação consiste de uma célula de aço inoxidável (1), onde fica condicionada a membrana, um tanque de alimentação (2) com volume de aproximadamente 4 litros, um manômetro (3) na saída da célula de permeação, válvula reguladora de pressão (4), rotâmetro (5) e uma bomba (6) para recirculação da solução de alimentação. O sistema opera com reciclo do concentrado e do permeado.

A membrana de osmose inversa selecionada para os testes foi adquirida pelo fabricante FILMTEC/DOW (BW30 – 2540), com as seguintes características nominais: permeabilidade hidráulica 1,2 L/h/m<sup>2</sup>.bar; rejeição salina 99,4%; cloro livre menor que 1 mg/L; pH de 2 a 11; temperatura máxima 45°C; pressão máxima de operação 69 bar; grau de recuperação máximo 15%.

A membrana utilizada foi caracterizada antes da realização do experimento pela determinação da permeabilidade hidráulica e da rejeição a NaCl (2.000 mg/L). No procedimento de caracterização a pressão variou de 10 a 30 bar.

#### 4.4.1.1 Determinação da Permeabilidade hidráulica e rejeição salina

A determinação da permeabilidade hidráulica foi sempre precedida de um período de compactação mecânica da membrana, utilizando água Mili-Q, a 30 bar de pressão. A compactação é descrita como a deformação mecânica irreversível da

subcamada porosa da membrana (suporte), quando a mesma é submetida a um gradiente de pressão. Os valores obtidos para o fluxo de permeado foram expressos em L/h.m<sup>2</sup>, unidade normalmente utilizada em processos com membranas, e representados em função da diferença de pressão aplicada (10, 20 e 30 bar). O coeficiente angular obtido pelo ajuste linear representa a permeabilidade hidráulica da membrana, expressa em L/h.m<sup>2</sup>.bar. A rejeição salina foi determinada na pressão de 30 bar, com uma solução de 2.000 mg/L de NaCl, recolhendo-se alíquotas da alimentação e do permeado para determinação das condutividades correspondentes e cálculo da rejeição conforme (4.3):

$$R(\%) = \left[ 1 - \left( \frac{C_P}{C_0} \right) \right] \times 100 \quad (4.3)$$

Onde, C<sub>0</sub> e C<sub>P</sub> representam a condutividade do soluto na alimentação e no permeado, respectivamente.

Depois de feita a compactação da membrana, o sistema de osmose inversa foi alimentado com efluente da saída do filtro rápido descendente a uma pressão constante de 30 bar e foram coletadas amostras do permeado para posteriores análises de condutividade, COT, nitrogênio amoniacal, cloreto e dureza com grau de recuperação de 10 e 20%.

#### 4.4.2 Parâmetros para acompanhamento analítico do processo

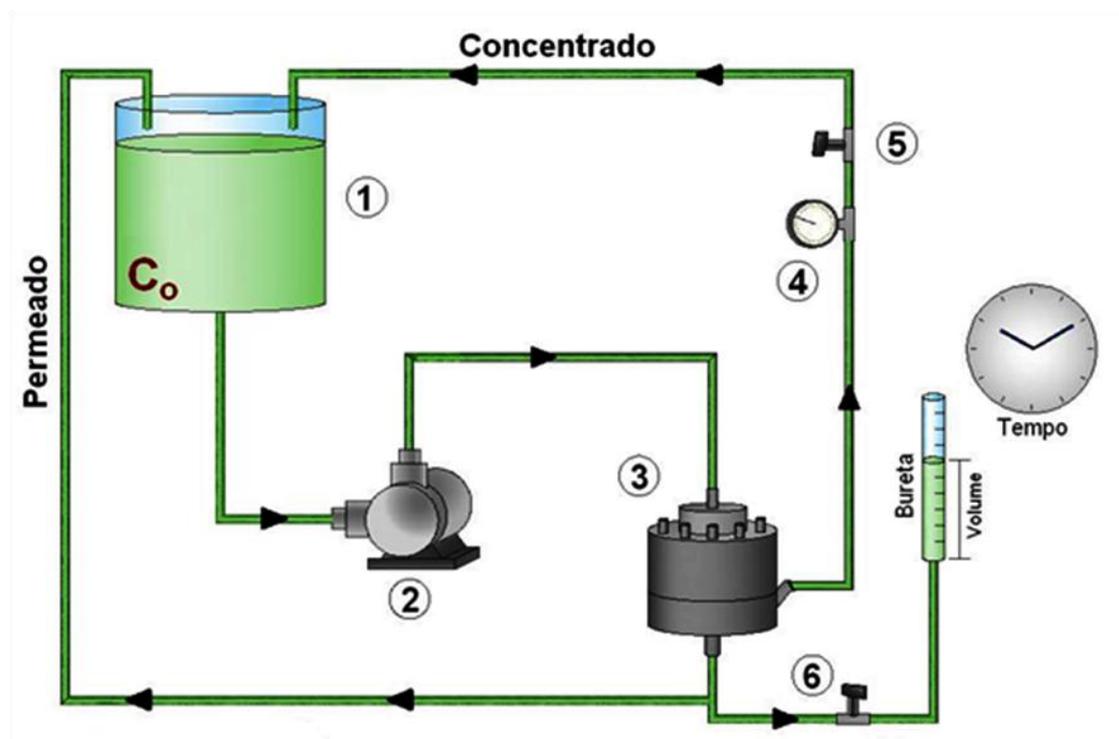
##### 4.4.2.1 Microscopia eletrônica de varredura

Após a realização do teste, a membrana foi retirada do sistema de permeação e caracterizada por MEV. Esta análise tem como objetivo a caracterização dos incrustantes na superfície da membrana. Para a aplicação deste método de caracterização, para evitar alteração das características originais, as amostras a serem analisadas devem ser secas por evaporação em dessecador, a temperatura ambiente, e recobertas por uma fina camada de ouro em um equipamento denominado “*sputtering*” (MULDER, 1987). Para este teste, foi utilizado o Microscópio Eletrônico de Varredura FEI Company Quanta 200 com Micro Análise Oxiford Instruments - Penta FETx3.

#### 4.4.2.2 Índice de Densidade de Sedimentos (SDI)

Um parâmetro comumente utilizado para estimar o potencial de ocorrência de incrustações por deposição apresentado por um efluente é o Índice de Densidade de Sedimentos (SDI - *Silt Density Index*).

A determinação do SDI é realizada a partir de um procedimento de filtração padrão, envolve a determinação do tempo necessário para filtrar um volume fixo de água (500 ou 100 mL), através de uma membrana de microfiltração (Millipore) com tamanho de poro de 0,45  $\mu\text{m}$ . Empregando-se a mesma membrana, após um intervalo de tempo estipulado, mede-se novamente o tempo necessário para filtrar o mesmo volume. A razão entre os tempos de filtração está relacionada à deposição de material em suspensão sobre a membrana e fornece um indicativo sobre a quantidade de sedimentos na água de alimentação do sistema de Osmose Inversa. A Figura 4.11 mostra o fluxograma do sistema utilizado para a determinação do SDI. O teste para a determinação do SDI foi realizado em um sistema montado no Laboratório de Processos com Membranas (PAM/COPPE/UFRJ) em escala de bancada.



- 1 – Tanque de alimentação
- 2 – Bomba
- 3 – Célula de permeação
- 4 – Medidor de pressão
- 5 – Válvula reguladora de pressão
- 6 – Válvula para coleta do permeado

Figura 4.11 – Fluxograma do Sistema utilizado na Determinação do Índice de Densidade de Sedimentos (SDI)

O procedimento utilizado para a determinação do SDI envolve as seguintes etapas: 1) Permeação na pressão de 30 psi (1,2 bar), medindo-se, após 1 minuto do início do experimento, o tempo necessário para recolher 100 mL de permeado através da membrana de microfiltração recém instalada; 2) Condução da permeação na mesma pressão por cinco minutos um intervalo determinado; 3) Nova determinação do tempo necessário para recolher 100 mL de permeado na pressão de 30 psi. A partir dos valores medidos, o SDI pode, então, ser estimado de acordo com a relação (4.4):

$$SDI = 100 \cdot \frac{\left(1 - \frac{t_1}{t_t}\right)}{t} \quad (4.4)$$

Onde,  $t_1$  é o tempo necessário para recolher o volume de 100 mL de permeado após 1 minuto do início do teste e  $t_t$  é o tempo necessário para recolher este mesmo volume após um período de  $t$  minutos.

O SDI varia de zero, o que significa que o efluente é limpo, até 20 ( $t = 5$  min), 6,66 ( $t = 15$  min) ou 4 ( $t = 25$  min), valores estes que correspondem a um tempo de filtração infinito, indicando que o efluente é muito sujo. Nesta última condição, o efluente tem elevado potencial de provocar incrustações na superfície da membrana, reduzindo a eficiência do processo. Em geral, considera-se a alimentação em condições satisfatórias quando o índice de sedimentos está abaixo de 5 (OLIVEIRA, 2007).

## 4.5 MÉTODOS ANALÍTICOS

### 4.5.1 Turbidez

O método é baseado na comparação da intensidade da luz espalhada pela amostra em condições definidas, com a intensidade da luz espalhada por uma suspensão de padrão referência. Quanto maior a intensidade da luz espalhada, maior será a turbidez da amostra. A medida é feita pelo princípio nefelométrico, que consiste na leitura de intensidade de luz desviada pelas partículas num ângulo de 90° em relação à luz incidente.

A medida da turbidez foi feita em turbidímetro PoliControl, modelo AP2000 e utilizando soluções padrão de formazina os resultados são expressos em unidades nefelométricas de turbidez (NTU).

#### 4.5.2 Cor

A cor foi medida em espectrofotômetro Hach modelo DR/2000, programa 120, comprimento de onda de 455 nm, por comparação visual com padrão de cobalto-platina, segundo procedimento recomendado pelo Standard Methods (APHA, 2005).

#### 4.5.3 pH

O pH foi determinado pelo método potenciométrico, com auxílio de um medidor de pH – OAKTON, previamente calibrado com solução tampão de pH 7,0 e 4,0.

#### 4.5.4 Demanda Química de Oxigênio (DQO)

A DQO corresponde à quantidade de oxigênio necessária para oxidar a fração orgânica e inorgânica de uma amostra que seja oxidável pelo permanganato ou dicromato de potássio em solução ácida. Uma das grandes vantagens da DQO sobre a DBO (demanda bioquímica de oxigênio) é obter uma resposta em intervalos de tempo mais curtos. Além disso, o teste de DQO engloba não somente a demanda de oxigênio biologicamente requerida, como a DBO, mas todos os poluentes que demandam oxigênio para a sua oxidação química nas condições do ensaio.

A determinação da DQO foi realizada de acordo com o “*Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*” (APHA, 2005). As amostras coletadas foram previamente filtradas em membranas de éster de celulose da Milipore, com diâmetro de poro médio 0,45 µm, com o auxílio de uma bomba de vácuo, para a determinação da DQO solúvel. Depois de filtradas, as amostras, tanto bruta como filtrada, foram diluídas para um volume de 2 mL em tubos de DQO-Hach, para que a concentração de cloreto ficasse abaixo de 2000 mg/L, senão haveria precipitação do cloreto. Após, adicionou-se à amostra 1,2 mL de uma solução catalítica e 2,8 mL de uma solução digestora. A primeira continha sulfato de prata e ácido sulfúrico, enquanto que a segunda continha dicromato de potássio e sulfato de mercúrio.

Os tubos foram colocados em digestores de DQO Hach modelo DR/2010 e foram aquecidos a 150 °C durante um período de 2 h. Após esse procedimento, os tubos foram resfriados naturalmente, realizando-se a leitura da absorbância em espectrofotômetro, a 600 nm. As absorbâncias foram convertidas em concentração por meio de curvas de calibração feitas com soluções de biftalato de potássio. A determinação da DQO foi feita em triplicata.

#### 4.5.5 Carbono Orgânico Dissolvido (COD)

As amostras foram filtradas em membrana de éster de celulose da Milipore, com diâmetro de poro médio 0,45 µm, utilizando uma bomba a vácuo, antes de serem empregadas na determinação de COD. A concentração de COD nas amostras foi determinada em no equipamento TOC Analyser, da marca Shimadzu, modelo 5000A.

O método consiste em uma combustão catalítica sob atmosfera de oxigênio à alta temperatura (680°C). O tubo de combustão, preenchido com catalisador de platina, é aquecido, e por ele passa o gás de combustão (ar purificado). A amostra é injetada através do sistema de injeção para o tubo, sendo o carbono total presente na amostra oxidado a dióxido de carbono e água. O gás transportador, contendo os produtos da oxidação, deixa o tubo e passa por um desumidificador, onde é resfriado e a umidade é removida. Posteriormente, o CO<sub>2</sub> passa pelo detector, fornecendo um sinal que é convertido em um pico. A área desse pico é calculada por um processador de dados. A relação entre a área do pico e a concentração de carbono total é obtida por meio de uma curva de calibração feita com o auxílio de soluções padrão.

O carbono total é composto pelo carbono orgânico total e o carbono inorgânico. Este último é quantificado da mesma forma que o carbono total, com a adição de um ácido para convertê-lo em CO<sub>2</sub>, o qual passa pelo detector para ser quantificado. O carbono orgânico dissolvido é então obtido pela diferença entre o carbono total e o carbono inorgânico.

#### 4.5.6 Nitrogênio Amoniacal (N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>)

A determinação de nitrogênio amoniacal (N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>) foi realizada utilizando o método do reativo de Nessler. O mesmo foi preparado dissolvendo 100 g de iodeto de mercúrio (II) e 70 g de iodeto de potássio em 100 mL de água isenta de amônia, adicionando-se uma solução fria de 160 g de NaOH em 700 mL de água destilada e elevando a solução para um volume de 1L. Deixou-se decantar o precipitado por alguns dias antes de utilizar o reagente, o qual foi submetido à calibração com soluções padrão de NH<sub>4</sub>Cl, efetuando-se a leitura da absorbância em um espectrofotômetro Hach, modelo DR/2000, a 425 nm.

Na determinação do nitrogênio amoniacal nas amostras, um volume de 5 mL de amostras filtradas foram colocados em tubos de DQO-Hach e um volume de 1,0 mL do reagente Nessler foi adicionado esperando reagir por 10 minutos. A leitura da absorbância foi feita em um espectrofotômetro a 425 nm. A determinação de amônia foi realizada em triplicata.

#### 4.5.7 Condutividade

A condutividade elétrica é a capacidade que a água possui de conduzir corrente elétrica. Este parâmetro está relacionado com a presença de íons dissolvidos na água, que são partículas carregadas eletricamente. Quanto maior for a concentração de íons dissolvidos, maior será a condutividade elétrica da água. O parâmetro condutividade elétrica não determina, especificamente, quais os íons que estão presentes em determinada amostra de água, mas pode contribuir para possíveis reconhecimentos de impactos ambientais de resíduos industriais possibilitando avaliar o reúso do efluente. A condutividade elétrica da água pode variar de acordo com a temperatura e a concentração total de substâncias ionizadas dissolvidas (APHA, 2005).

A determinação da condutividade foi realizada utilizando-se um Condutivímetro digital da marca Digimed, modelo DM-32 com faixa de 0,00 mS a 19,99 mS.

#### 4.5.8 Cloreto (Cl<sup>-</sup>)

Como o íon cloreto é muito reativo, além de alterar o equilíbrio do sistema, é potencializador da corrosão em tubulações e altera a potabilidade da água. O método titulométrico utilizado foi o método de Mohr. Este método é adequado para águas relativamente limpas em que a concentração de cloreto na alíquota titulada esteja na faixa de 0,15 a 10 mg. Como as amostras eram altamente salinas, houve a necessidade de fazer a diluição das amostras de forma que a concentração de cloreto fosse ajustada para valores dentro do limite estipulado pelo método.

O método de padronização foi feito titulando-se o nitrato de prata (AgNO<sub>3</sub>) com solução-padrão de cloreto de sódio 0,1 N (padrão primário), usando solução de cromato de potássio (K<sub>2</sub>CrO<sub>4</sub>) como indicador. Quando todos os íons Ag<sup>+</sup> tiverem se depositado sob a forma de AgCl, haverá a precipitação de cromato de prata (Ag<sub>2</sub>CrO<sub>4</sub>), cuja coloração é marrom-avermelhada. Esta coloração serve de referência para a titulação das amostras.

Em duplicata, transferiu-se 50 mL de amostra para um erlenmeyer de 250 mL, acrescentando 1 mL de solução indicadora de K<sub>2</sub>CrO<sub>4</sub> e titulou-se com uma solução 0,0138 N de nitrato de prata, até ser atingida uma coloração marrom-avermelhada. Anotou-se então o volume gasto desta solução.

O cálculo para avaliar o teor de cloreto foi procedido conforme a Equação (4.5):

$$Cl^{-} = \frac{(A - B).N.35450}{mL(amostra)} \quad (4.5)$$

Onde:

A = volume (mL) de solução de AgNO<sub>3</sub> gasto na amostra

B = volume (mL) de solução de AgNO<sub>3</sub> gasto no branco

N = normalidade de AgNO<sub>3</sub>

#### 4.5.9 Fenóis Totais

A análise de fenóis totais foi realizada de acordo com o método descrito na seção 5530 D recomendado pela AWWA (APHA, 2005). Esse método baseia-se na reação entre os compostos fenólicos, presentes na amostra destilada, e a 4-aminoantipirina em pH 7,9 ± 0,1 em presença de ferricianeto de potássio. A intensidade da cor do produto formado, um corante de antipirina é medida a 500 nm. Este método é indicado para amostras cuja concentração de fenol variem de 0,1 a 250 µg/L.

#### 4.5.10 Dureza Total

A dureza total de uma água é definida como sendo a soma da concentração de íons cálcio (Ca<sup>+2</sup>) e magnésio (Mg<sup>+2</sup>), sendo expresso em mg CaCO<sub>3</sub>/L. Alguns sólidos dissolvem-se rapidamente, enquanto outros se ionizam vagarosamente.

O método de padronização foi feito titulando-se o EDTA com solução-padrão de carbonato de cálcio 0,02 N (padrão primário), usando uma pequena quantidade de preto de eriocromo T como indicador e solução tampão numa faixa de pH de 10 +/-0,1, sendo que a solução fica com uma cor vermelha. Com a adição de EDTA, os íons cálcio são, por ele, complexados, e a solução fica com uma coloração azul, indicando o ponto final da reação. Esta coloração serve de referência para a titulação das amostras.

Em duplicata, transferiu-se 100 mL de amostra para um erlenmeyer de 250 mL, acrescentando 1 mL de solução tampão numa faixa de pH de 10 +/-0,1 e uma ponta de espátula de indicador preto de eriocromo T e titulou-se com uma solução 0,0138 N de EDTA, até a viragem da cor vermelha para azul. Anotou-se então o volume gasto desta solução.

O cálculo para avaliar o teor de dureza total foi procedido conforme a Equação (4.6):

$$mgCaCO_3 / L = \frac{(A - B).N.50000}{mL(amostra)} \quad (4.6)$$

Onde:

A = volume (mL) de solução de EDTA gasto na amostra

B = volume (mL) de solução de EDTA gasto no branco

N = normalidade de EDTA

#### 4.5.11 Sólidos Suspensos Totais (SST) e Sólidos Suspensos Voláteis (SSV)

Os sólidos em suspensão (SST e SSV) foram determinados conforme os métodos 2540 D e 2540 E, descritos no “*Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*” (APHA, 2005).

Primeiramente, as membranas de fibra de vidro de 0,45 µm a serem utilizadas na determinação de sólidos foram lavadas com água destilada em um sistema de micro-filtração à vácuo e colocadas em seus respectivos cadinhos de porcelana, que posteriormente, foram submetidos à mufla previamente aquecida a 550°C por 1h. Depois disso, os cadinhos com as membranas foram dispostos no dessecador até atingir temperatura ambiente. Depois de frio, cadinho + membrana (P1) foram pesados.

Após obter P1, as membranas foram levadas novamente ao sistema de micro-filtração à vácuo e filtrou-se um determinado volume de amostra medido em proveta (o volume deve ser determinado em função da concentração visual de sólidos na amostra, evitando rápido entupimento da membrana e longo tempo do período de filtração) e dispostas novamente em seus respectivos cadinhos, previamente pesados, para secarem em estufa, durante 24 h, à temperatura de 105 °C. Depois disso, os cadinhos com as membranas foram dispostos no dessecador até atingir temperatura ambiente. Depois de frio, cadinho + membrana (P2) foram pesados.

Posteriormente, o conjunto foi submetido à calcinação em mufla à temperatura de 550 °C por 1h. Depois disso, os cadinhos com as membranas foram dispostos no dessecador até atingir temperatura ambiente. Depois de frio, cadinho + membrana (P3) foram pesados.

As determinações foram realizadas em duplicata. O cálculo para avaliar o teor de SST e SSV, em mg/L, foi procedido conforme as Equações 4.7 e 4.8.

$$SST = \frac{(P2 - P1)}{\text{Volume da amostra}} \quad (4.7)$$

$$SSV = \frac{(P2 - P3)}{\text{Volume da amostra}} \quad (4.8)$$

Sendo que P1, P2 e P3 é dado em mg e o volume da amostra em mL.

#### 4.5.12 Índice Volumétrico do Lodo (IVL)

O IVL é definido como o volume em mililitros ocupado por 1 g de lodo ativado presente no reator após um período de sedimentação de 30 minutos. Pela definição, pode-se observar que quanto mais baixo for o valor de IVL, melhores serão as condições de sedimentabilidade do lodo.

O IVL nos reatores foi feita com o auxílio de uma proveta de 1000 mL e de um cronômetro. Retirou-se uma amostra de 1020 mL do conteúdo do reator, reservando-se cerca de 20 mL para análise de sólidos em suspensão totais (SST). O restante da amostra (1000 mL) foi transferido para a proveta e após uma lenta agitação, para homogeneização do conteúdo da proveta, procedeu-se à sedimentação do lodo por 30 minutos, onde leu-se o volume de lodo decantado. O valor do IVL, em mg/L foi determinado conforme (4.9).

$$IVL = \frac{V_{30} \cdot 10^6}{V_0 \cdot SST} \quad (4.9)$$

Onde  $V_{30}$  é o volume (mL) ocupado pelo lodo após 30 minutos de sedimentação,  $V_0$  é o volume de líquido inicialmente contido na proveta (mL) e SST é o teor de sólidos suspensos totais (mg/L).

Para valores de IVL na faixa de 90 a 150 mg/L, considera-se que o lodo apresenta boa sedimentabilidade. Vale ressaltar que essa faixa não é referência absoluta, tendo em vista que diferentes autores propõem distintas faixas para este parâmetro.

Segundo VON SPERLING (1997), o IVL pode ser interpretado como mostra a Tabela 4.5.

**Tabela 4.5 – Sedimentabilidade do lodo em função do valor do IVL**

<i>Sedimentabilidade</i>	<i>IVL (mg/L)</i>
Ótima	0 – 50
Boa	50 – 100
Média	100 – 200
Ruim	200 – 300
Péssima	> 300

Fonte: Adaptado de VON SPERLING, 1997

#### **4.5.13 Polissacarídeos e Proteínas**

O material extracelular, constituinte dos lodos biológicos dos sistemas de tratamento de lodos ativados, é originário do metabolismo de seus microorganismos. Este material representa uma fração importante do lodo e apresenta estrutura polimérica constituída principalmente por polissacarídeos, cerca de 65% do material extracelular, contendo também quantidades de proteínas, ácidos nucléicos e lipídios em sua matriz.

A complexidade da matriz requer algumas etapas de extração e coleta dos exopolímeros, bem como um procedimento analítico bem definido. O método mais utilizado na determinação de polissacarídeos é o método colorimétrico de DUBOIS *et al.* (1956). O método consiste na reação do fenol e ácido sulfúrico com hexoses neutras totais, utilizando glicose como padrão. O seguinte procedimento foi empregado: uma alíquota de 5 mL do meio reacional (agitado e aerado) era centrifugada por 10 minutos, descartava-se o sobrenadante e o precipitado era lavado com água destilada e centrifugado por três vezes. A extração era feita através da ressuspensão do precipitado em 10 mL de NaOH 1% em banho-maria por 30 minutos à temperatura de 100°C. Após este período, a amostra era centrifugada por 10 minutos e o sobrenadante era filtrado em filtros Millex (Millipore) com tamanho de poro de 0,22 µm para retenção das células e de fragmentos celulares.

Depois de filtrada a amostra, um volume de 1,0 mL do filtrado foi adicionado em tubos de DQO-Hach. Após, adicionou-se à amostra 1,0 mL de solução fenol a 5% e agitado em vórtex. Rapidamente adicionou-se 5,0 mL de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> concentrado diretamente sobre a mistura, sem escorrer pela parede do tubo, onde foi deixado em repouso por 10 minutos ao abrigo de luz. Posteriormente, agitou-se em vórtex, deixando em banho-maria a 25 - 30°C durante 15 minutos. As análises foram feitas em triplicata e a leitura da absorbância foi feita em espectrofotômetro Hach, modelo

DR2000, a 490 nm contra um branco de água destilada. As concentrações das amostras foram obtidas pela comparação entre as leituras de absorvâncias das amostras e do padrão (glicose).

O restante de amostra que não foi utilizada na determinação de polissacarídeos era armazenado sobre refrigeração para posterior análise de proteínas pelo método de LOWRY *et al.* (1951).

O método consiste na adição de um volume de 0,5 mL do filtrado em tubos de DQO-Hach. Após, adicionou-se à amostra 5,0 mL do Reagente de Bradford, onde foi deixado em repouso por 10 minutos.

As análises foram feitas em triplicata e a leitura da absorvância foi feita em espectrofotômetro Hach, modelo DR2000, a 595 nm contra um branco de água destilada. As concentrações das amostras foram obtidas pela comparação entre as leituras de absorvâncias das amostras e do padrão (albumina de soro bovino - BSA).

#### **4.5.14 Microscopia do Lodo**

Nos experimentos de lodos ativados foram feitas observações microscópicas qualitativas do lodo, a fim de se estabelecer relações entre a flora microbiana em suspensão presentes nos reatores e os parâmetros operacionais do processo. A provável seleção promovida no meio, devido a salinidade, também foi avaliada.

Nas análises microscópicas do lodo foram verificados os seguintes aspectos (JENKINS *et al.*, 1993):

- Estrutura e tamanho dos flocos;
- Abundância de filamentos nos flocos;
- Presença e tipos de protozoários ou outros organismos presentes.

A caracterização microscópica da biomassa foi realizada a fresco em microscópio óptico com iluminação com contraste de fases, marca Hund-Wetzlar, modelo H500. As imagens foram obtidas através da câmera Nikon Coolpix, acoplada ao microscópio.

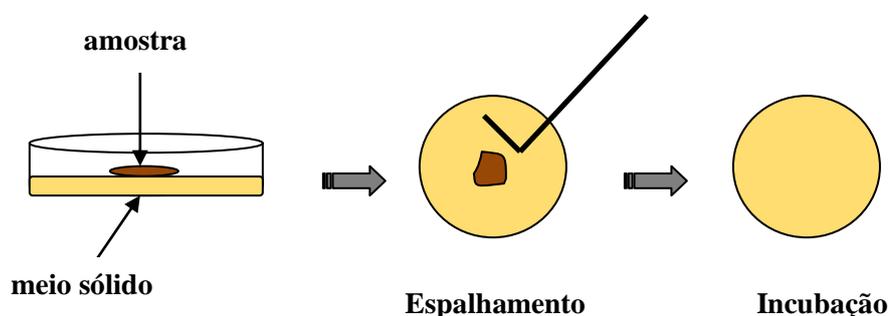
A análise é feita colocando-se as amostras homogeneizadas do reator em lâminas, e recobertas com lamínulas sem incluir bolhas de ar e levadas sob o microscópio óptico. O volume de amostra foi de aproximadamente 0,2 mL.

#### **4.5.15 Contagem de Microorganismos pelo Método Spread-Plate (espalhamento em superfície)**

A contagem de microorganismos foi feita tanto com a entrada como com a saída do filtro de areia rápido. O método utilizado consiste em pipetar 1 mL em duas

placas com meio de cultura e espalhar pela superfície com o auxílio da alça de Drigalski. Em seguida, foram feitas diluições desse efluente (1 mL da amostra em 9 mL de líquido de diluição, depois 1 mL da amostra diluída em outro tubo contendo 9 mL de líquido de diluição). Com a pipeta, pegamos 1 mL da amostra, foi espalhada pela superfície com a alça de Drigalski em uma placa contendo meio de cultura sólido. Foram feitas duplicatas de placas da diluição  $10^{-1}$  a  $10^{-3}$ . Descarta-se a pipeta após cada diluição. Também após cada diluição, é levado o tubo ao agitador por 10 segundos para homogeneizar a amostra. As placas foram incubadas e visualizadas após 48 h. Um esquema do procedimento de contagem de microorganismos está apresentado na Figura 4.12.

Após o plaqueamento e incubação, por tempo e temperatura adequados, as células ou pequenos agrupamentos vão crescer isoladamente, dando origem a colônias que serão contadas na diluição apropriada e, portanto, chamadas de unidades formadoras de colônia (UFC). Evidentemente, nos tubos muito diluídos não haverá células suficientes, ao mesmo tempo em que nos tubos muito concentrados haverá excesso de células, e assim sendo não será possível se fazer uma contagem adequada nas respectivas placas. O ideal é que cada placa escolhida para contagem contenha um número considerado significativo no método em questão, o que para bactérias em geral seria de 30 a 300 colônias. Para que os resultados obtidos sejam estatisticamente válidos, faz-se a duplicata de placas para cada diluição. Após os cálculos adequados, levando-se em conta diluição e volume, é possível determinar a quantidade de microorganismos presentes em determinado peso ou volume do material inicial.



**Figura 4.12 – Esquema da contagem de microorganismos**

As curvas de calibração utilizadas nas análises de alguns parâmetros estão apresentadas no Anexo II.

#### 4.6 PARÂMETROS EXPERIMENTAIS ESTUDADOS EM CADA ETAPA

Durante todas as etapas do trabalho, amostras foram coletadas da corrente de alimentação e da saída de cada processo utilizado, na determinação do desempenho de cada processo.

Os parâmetros acompanhados neste estudo estão listados na Tabela 4.6 e relacionados às diversas etapas de cada experimento, porém somente no tratamento biológico os parâmetros analisados foram feitos com maior freqüência por operarem por um grande período de tempo.

**Tabela 4.6 – Parâmetros estudados em cada etapa do trabalho**

<i>Parâmetros</i>	<i>Lodos Ativados</i>	<i>Coagulação/ Floculação</i>	<i>Filtro Rápido Descendente</i>	<i>Osmose Inversa</i>
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	X		X	X
DQO	X		X	
COD	X		X	X
pH	X		X	
Fenóis Totais	X			
Temperatura	X		X	
Polissacarídeos	X			
Proteínas	X			
Cor	X	X	X	
IVL	X			
Condutividade	X		X	X
Turbidez	X	X	X	
SST/SSV	X		X	
Cloreto	X		X	X

Microscopia	X		
Plaqueamento		X	
Dureza Total			X
SDI			X
MEV			X

---

A eficiência de remoção de  $N-NH_4^+$ , DQO, COD, fenóis totais, SST/SSV, cor e turbidez foi calculada conforme a Equação (4.10):

$$\% = \frac{M_{entrada} - M_{saída}}{M_{entrada}} \cdot 100 \quad (4.10)$$

Onde M é o parâmetro cuja remoção está sendo determinada.

O TRH do sistema de lodos ativados foi determinado pelo quociente entre o volume útil do reator (volume de líquido da câmara de aeração - V) e a vazão do sistema (Q), segundo a Equação (4.11):

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad (4.11)$$

## 5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste item serão apresentados e discutidos os principais resultados obtidos durante a fase experimental de avaliação de um conjunto de processos de tratamento de um efluente industrial salino visando reúso. A discussão foi elaborada baseada, principalmente, nas eficiências de cada etapa. Os resultados serão apresentados em 6 etapas como descrito no item 4.

### 5.1 EFLUENTE INDUSTRIAL

O efluente utilizado neste estudo foi oriundo da Estação de Tratamento de Efluentes Industriais da Bayer situada em Belford Roxo (ETDI), que recebe inúmeras correntes da indústria química Bayer S.A e Bayer CropScience. A ETDI trata todas as águas residuais com carga predominantemente orgânica do complexo industrial. Estes efluentes podem ser provenientes de: descontaminação de linhas e equipamentos, lavagem de peças e acessórios, restos de amostras e de análises e água de processo.

A unidade produtiva da Bayer S.A é responsável pela fabricação de produtos químicos da linha de poliuretanos. Esta, por sua vez, é constituída por três unidades de fabricação: Anilina, Poliuretanos Multipropósitos (PU-M) e Metileno difenildiisocianato (MDI) (BREIA, 2006).

A planta de produção de óleo de anilina compreende as fábricas de hidrogênio, monóxido de carbono, nitrobenzeno e anilina. Por sua vez, a MDI é composta pelas unidades CO, MDA, MDI, MDI-Puro e estação de cloreto. A PU-M é responsável pela fabricação de poliuretanos (polióis, polióis formulados e isocianatos modificados) e de tintas e vernizes (isocianatos alifáticos). Desemulsificantes específicos para a indústria de petróleo também são produzidos nesta última unidade (BREIA, 2006).

A Bayer CropScience é responsável pela fabricação de defensivos agrícolas e produtos veterinários. As principais formulações têm como base os compostos organofosforados, e a maioria dos produtos finais é obtida pela mistura de seus princípios ativos e coadjuvantes.

A linha de processamento da Bayer CropScience engloba basicamente processos de misturas, não havendo reações químicas. Desta maneira, não há formação de subprodutos de reação, e o efluente a ser descartado é formado por sobras e perdas de componentes dos produtos formulados (BREIA, 2006). Algumas das correntes enviadas à ETDI, com suas respectivas características estão presentes na Tabela 5.1.

**Tabela 5.1 – Correntes líquidas direcionadas à ETDI (sem tratamento)**

Corrente	Características
CO	Geração de cinzas, eventual toxicidade
Anilina	Alta DQO, eventual toxicidade, representada por nitrofenóis
MDI (metileno difenildiisocianato) e MDA (metileno difenilamina)	Alta DQO, eventual toxicidade relacionada à qualidade do coque utilizado durante a produção de CO, alta concentração de cloreto
PU-M	Alta DQO
Central de Energias	Zinco, sem carga orgânica
Bayer CropScience Ltda	Alta DQO, alta toxicidade eventual
Esgotos Sanitários	Baixas vazões

Fonte: adaptado de BASSIN, 2008

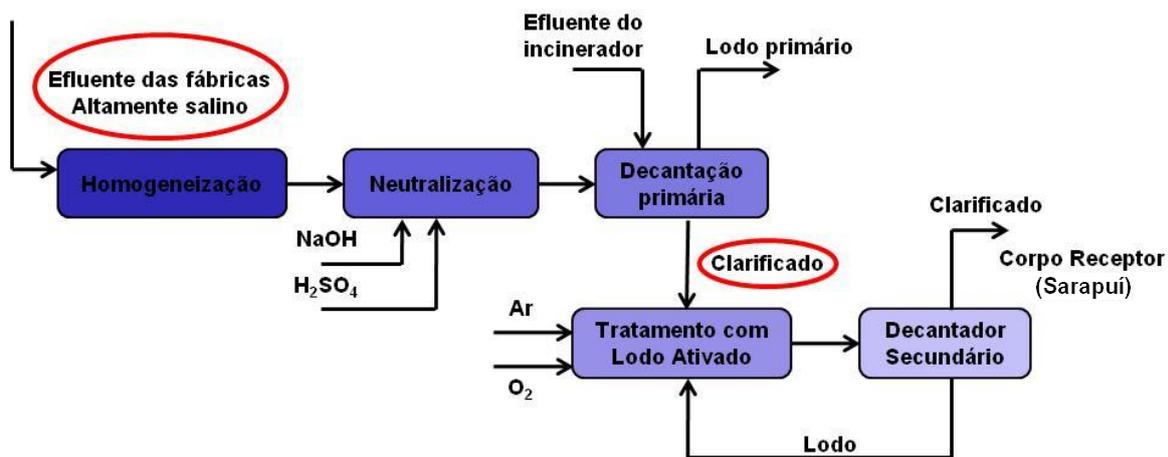
Muitas vezes a eficiência da ETDI é reduzida devido à grande instabilidade das correntes que chegam ao tratamento. Em algumas situações, o sistema biológico não propicia os resultados esperados em virtude das cargas tóxicas constantes e das cargas orgânicas instáveis.

Os efluentes provenientes da produção de defensivos agrícolas, em função das suas características, são segregados em contêineres e encaminhados para tratamento (BREIA, 2006).

O tratamento final na ETDI é composto por processos físico-químicos e biológicos, consistindo das seguintes etapas:

- recolhimento e equalização dos efluentes gerados em tanques de equalização, onde ocorre a homogeneização dos efluentes por injeção de ar;
- ajuste de pH com NaOH e H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>;
- decantação primária;
- biodegradação dos poluentes presentes no efluente em tanques aeróbios alimentados por ar comprimido; e
- decantação secundária.

Neste trabalho, um dos efluentes foi coletado especificamente da caixa B14, anterior aos tanques de equalização (sem as correntes do incinerador e dos decantadores primários) e o outro coletado antes da entrada no processo biológico de lodos ativados. Os efluentes foram coletados em bombonas de plástico de 20 L, e conservados a 4°C para operação dos biorreatores em regime contínuo e fornecidos mensalmente pela indústria Bayer S.A (Belford Roxo, RJ). O esquema apresentado na Figura 5.1 mostra o tratamento de efluentes empregado na empresa e os locais de coleta dos efluentes.



**Figura 5.1 – Esquema do tratamento de efluentes empregado na empresa e os locais de coleta do efluente**

Fonte: adaptado de BASSIN, 2008

O efluente apresenta alta complexidade e grande variabilidade na sua composição, além de apresentar teores salinos elevados e, por vezes, mostrar níveis significativos de toxicidade (COSTA, 2002). Quantidades relevantes de materiais orgânicos solúveis e recalcitrantes, tais como compostos fenólicos e hidrocarbonetos poliaromáticos, além de vários compostos orgânicos aromáticos empregados em reações de síntese orgânica, encontram-se presentes no efluente.

Apontada como uma das características marcantes do efluente, a variabilidade é oriunda da enorme quantidade de produtos fabricados e da maior saída de alguns produtos específicos em detrimento a outros, de acordo com a época do ano. Este último fator está diretamente vinculado ao plantio de determinados produtos agrícolas em determinadas épocas do ano, fazendo com que a utilização dos defensivos agrícolas destinados a esses produtos esteja fortemente ligada à sazonalidade (BREIA, 2006).

O efluente foi tratado neste estudo por diversos processos e o diagrama apresentado na Figura 5.2 mostra essa seqüência empregada.

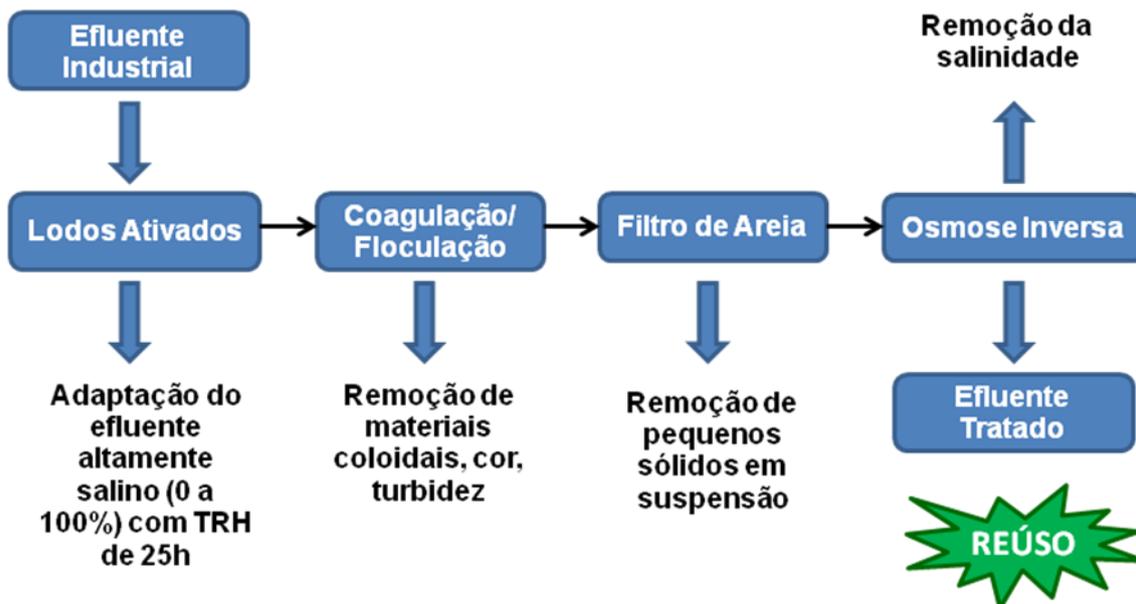


Figura 5.2 – Fluxograma do processo utilizado para o tratamento do efluente industrial empregado no presente estudo

## 5.2 ETAPA 1 - TESTES PRELIMINARES HIDRODINÂMICOS – TEMPO DE MISTURA

Como mencionado no item 4.1.2, a avaliação da hidrodinâmica do processo de lodos ativados é um fator crucial no que tange ao bom funcionamento do sistema, permitindo detectar presença de zonas estagnadas ocasionadas por falhas no dispositivo de aeração, além de auxiliar na determinação de vazões adequadas para manter uma boa movimentação dos flocos.

Os resultados obtidos no teste de tempo de mistura para os reatores R1 e R2 para diferentes velocidades ascensionais de ar ( $U_G$ ), empregando a técnica de traçador salino injetado na forma de pulso instantâneo, conforme descrito no item 4.1.2, na verificação do tempo de mistura, estão apresentados nas Figuras 5.3 e 5.4.

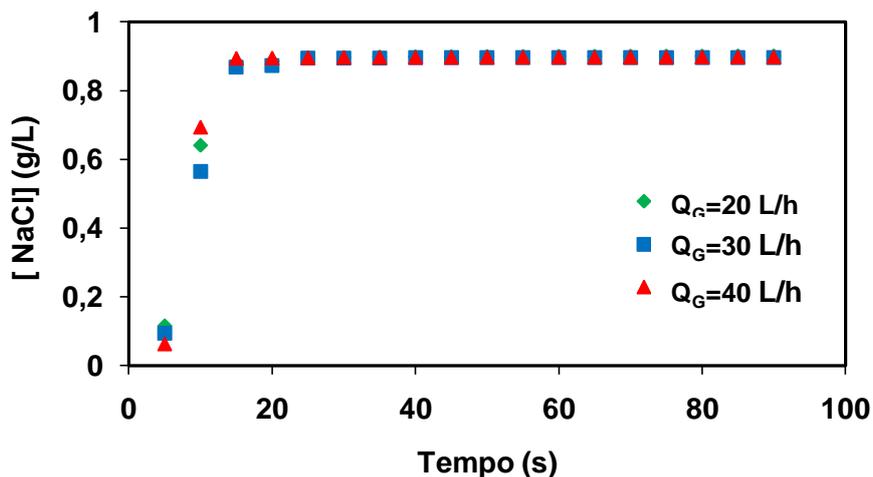


Figura 5.3 – Variação da concentração de NaCl com o tempo para R1 com  $U_G = 0,91; 1,36$  e  $1,82$  m/h

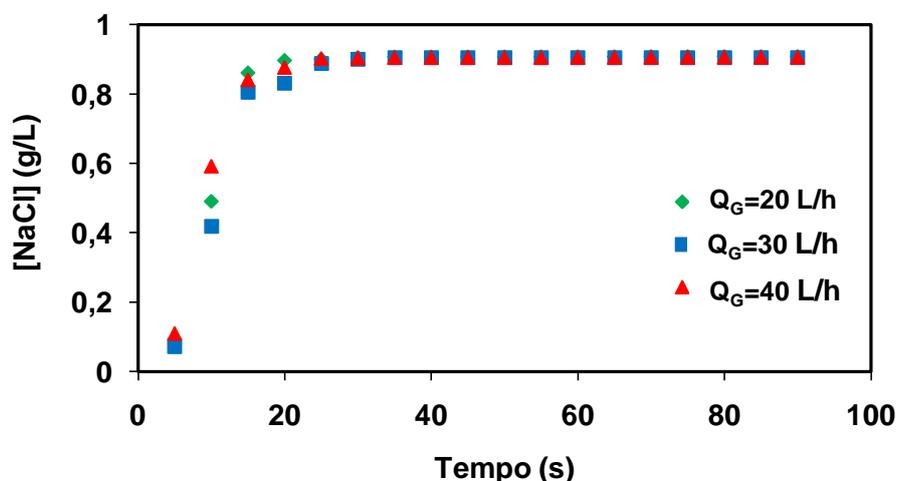


Figura 5.4 – Variação da concentração de NaCl com o tempo para R2 com  $U_G = 0,91; 1,36$  e  $1,82$  m/h

As Figuras 5.3 e 5.4 mostram que para diferentes velocidades ascensionais de ar, o tempo de mistura dos reatores foi de 25 segundos. Este valor corresponde a 95% da máxima concentração da solução de NaCl medida (1,0 mg/L). Ou seja, após a entrada do efluente nos reatores, são necessários aproximadamente 25 segundos para a mistura deste com todo o material já presente. Como se pôde observar, o tempo de mistura é muito pequeno, não se mostrando relevante como prejudicial para o funcionamento dos mesmos diante do TRH dos reatores mantido durante a operação (25h).

Com isso, a verificação da distribuição dos tempos de residência (DTR) para comprovar o comportamento de mistura perfeita do reator é dispensável, e somente a

realização do teste de tempo de mistura já fornece uma boa garantia que o reator apresentou tal comportamento.

### 5.3 ETAPA 2 – CARACTERIZAÇÃO DO EFLUENTE INDUSTRIAL

Este efluente industrial caracteriza-se por apresentar quantidades significativas de materiais orgânicos solúveis complexos e recalcitrantes, alta salinidade, alta temperatura, e por vezes, toxicidade. O grau de complexidade desse efluente está relacionado ao grande número de produtos químicos, operações unitárias e transformações químicas envolvidas nas várias etapas de produção de determinados produtos.

Como mencionado no item 4.1, os efluentes utilizados como alimentação dos reatores foram provenientes especificamente da caixa B14, anterior aos tanques de equalização (sem as correntes do incinerador e dos decantadores primários) e do decantador primário, antes da entrada no processo biológico de lodos ativados, denominados como EfSalino e EfControle, respectivamente. A caracterização do EfSalino foi realizada depois do tratamento primário feito em laboratório com ajuste de pH e decantação do lodo, como apresentado no item 4.1. As amostras foram fornecidas mensalmente e caracterizadas pela análise de vários parâmetros. A Tabela 5.2 apresenta a caracterização dos efluentes utilizados, com a faixa de variação de alguns parâmetros.

**Tabela 5.2 – Caracterização do efluente industrial utilizado nos experimentos**

Parâmetros	EfControle	EfSalino
DQO (mg/L)	390 – 1170	400 - 1640
COD (mg/L)	50 - 120	90 - 200
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	34 – 56	36 – 50
pH	7,8 – 8,4	7,6 – 8,3
Temperatura (°C)	24 – 29	24 – 29
Cloreto (mg/L)	2400 – 7000	2900 – 8800
Fenóis Totais (mg/L)	0,11 – 0,45	0,14 – 0,47
Condutividade (µS/cm)	7000 - 16600	17000 - 20400
SST (mg/L)	55 – 770	60 – 75
SSV (mg/L)	30 – 300	25 – 54
Turbidez (NTU)	16 – 62	19 – 65
Aparência	Amarelo escuro, opaco	

Pode-se observar que o efluente apresenta uma grande variabilidade com relação a maior parte dos parâmetros analisados, o que pode interferir no desempenho do processo biológico de tratamento. Esta variabilidade é oriunda da variedade de produtos fabricados e da maior produção de alguns produtos específicos em detrimento a outros, de acordo com a época do ano.

No início da adaptação do lodo biológico (0 – 30%) o EfControle esteve com teor de cloreto de 2400 mg/L e o EfSalino de 3400 mg/L. No período de adaptação de 40 – 90% com EfSalino, maiores valores de teor de cloreto foram encontrados, 7000 e 9000 mg/L para EfControle e EfSalino, respectivamente.

#### **5.4 ETAPA 3 – OPERAÇÃO DOS REATORES DE LODOS ATIVADOS (R1 E R2)**

O objetivo desta etapa foi avaliar a adaptação do lodo a um efluente altamente salino, sendo realizada de modo gradual, de forma a manter a atividade microbiana do inóculo utilizado, devido à elevada recalcitrância, salinidade, e por vezes toxicidade do efluente.

O lodo biológico dos dois reatores (R1 e R2), ambos alimentados com EfControle, passou por um período de aclimatação de 3 semanas, à temperatura ambiente, aumentando-se gradativamente, a proporção de EfSalino (em volume) em R2. A operação do reator com o lodo adaptado com 100% de EfSalino (R2) foi de aproximadamente 150 dias e foi acompanhada por meio de análises de alguns parâmetros e comparada com R1, alimentada somente com EfControle. Ambos os reatores operaram com tempo de retenção hidráulica (TRH) de aproximadamente 25 horas.

A remoção de matéria orgânica nos reatores foi avaliada em função da remoção dos teores de COD, DQO, nitrogênio amoniacal e adicionalmente monitorou-se o teor de fenóis totais. Em relação à biomassa foram determinados os teores de sólidos em suspensão (SSV e SST), a sedimentabilidade do lodo (IVL), proteínas e polissacarídeos e foram realizadas observações microscópicas do lodo biológico presente nos reatores.

As principais normas e diretrizes que regem o lançamento de efluentes líquidos em corpos receptores no Estado do Rio de Janeiro são geridas pelo INEA (Instituto Estadual do Ambiente), órgão ambiental do Estado. As normas e diretrizes

determinadas pelo INEA encontram-se de acordo com a legislação ambiental nacional, determinada pelo CONAMA (Conselho Nacional de Meio Ambiente).

Os efluentes líquidos podem ser lançados nos corpos receptores desde que obedecem aos limites estabelecidos na NT-202 R.10 (Critérios e Padrões para o Lançamento de Efluentes líquidos de Origem Industrial) do INEA. Segundo a DZ-205 R.5, Diretriz de Controle de Carga Orgânica em Efluentes Líquidos de Origem Industrial, os efluentes de qualquer indústria química e petroquímica somente poderão ser lançados, direta ou indiretamente, nos corpos d'água desde que obedecem ao limite de Demanda Química de Oxigênio (DQO) de 250 mg/L.

Os parâmetros analisados nesta etapa foram comparados com os limites de descarte do efluente permitidos pela legislação estadual (INEA) e nacional (CONAMA) apresentados na Tabela 5.3.

**Tabela 5.3 – Legislação estadual e nacional no lançamento de efluentes**

Parâmetros	CONAMA 357/05	NT202/86 e DZ205/91 (INEA)
DQO (mg/L)	-	250
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	20,0*	5,0**
pH	5,0 - 9,0	5,0 - 9,0
Temperatura (°C)	< 40	< 40
Fenóis Totais (mg/L)	0,5	0,2

\* valor estipulado aos lançamentos diretos ou indiretos de efluentes líquidos, provenientes de atividades poluidoras, em corpos receptores abertos, como no caso o rio Sarapuí.

\*\* valor estipulado aos lançamentos diretos ou indiretos de efluentes líquidos, provenientes de atividades poluidoras, em corpos d'água contribuintes de lagoas do Estado do Rio de Janeiro.

#### 5.4.1 Acompanhamento da Remoção de DQO nos reatores R1 e R2

As Figuras 5.5 e 5.6 apresentam o acompanhamento da concentração de DQO na alimentação e na saída dos reatores R1 e R2, bem como, suas eficiências de remoção durante o período de aclimação do lodo ao EfSalino em R2. Encontra-se ilustrado também o nível máximo de DQO permitido pela legislação estadual para descarte do efluente.

Os resultados mostrados nas Figuras 5.5 e 5.6, indicam que mesmo com uma grande oscilação da DQO na alimentação dos reatores variando entre 400 – 1600 mg/L, a remoção de DQO sempre esteve acima de 70% em ambos os reatores, sendo

que a saída do tratamento biológico sempre esteve abaixo do nível máximo de DQO permitido pela legislação estadual para descarte do efluente (250 mg/L), exceto em R1 no período de 112 a 131 dias de operação e em R2 no período de 125 a 137 dias de operação, possivelmente devido a um efluente com toxicidade ou até mesmo ocorrência de algum efeito inibitório no reator, sugerindo que algumas substâncias remanescentes no efluente industrial estivessem provocando alguma espécie de inibição ao metabolismo do consórcio microbiano atuante no processo. Após este período, o reator voltou a operar normalmente, havendo uma recuperação da eficiência de remoção, pois nova remessa de efluente foi utilizada na alimentação dos reatores.

Apesar da grande variabilidade nas características do efluente em questão, nota-se que houve uma boa adaptação do lodo biológico no reator (R2) com uma excelente remoção de matéria orgânica.

Os resultados obtidos durante o período de adaptação ao EfSalino em R2 confirmam as informações presentes na literatura a respeito da adaptação de um lodo biológico a um efluente salino. Como observado por GHARSALLAH, *et al.* (2002), por meio da adaptação do lodo biológico de um reator de leito fixo é possível obter altas remoções de DQO (>72%) e COT (>78%) mesmo variando a concentração de matéria orgânica alimentada entre 250 e 1000 mg DQO/dm<sup>3</sup>.dia.

A importância da aclimação do lodo biológico a um efluente salino também foi realizada por PANSWAD e ANAN (1999), operando duas unidades idênticas, com a diferença de uma delas ter sido inoculada com lodo previamente aclimatado ao cloreto de sódio e a outra não. Para um aumento da concentração de NaCl de 5 a 30 g/L, o sistema aclimatado ao sal apresentou uma queda menos acentuada de eficiência na remoção de DQO e nitrogênio amoniacal, passando de 90 a 71% e de 85 a 70%, respectivamente. Apesar da diminuição da eficiência do processo com o aumento do teor salino, o desempenho do sistema se mostrou satisfatório para concentrações salinas menores que 10 g/L.

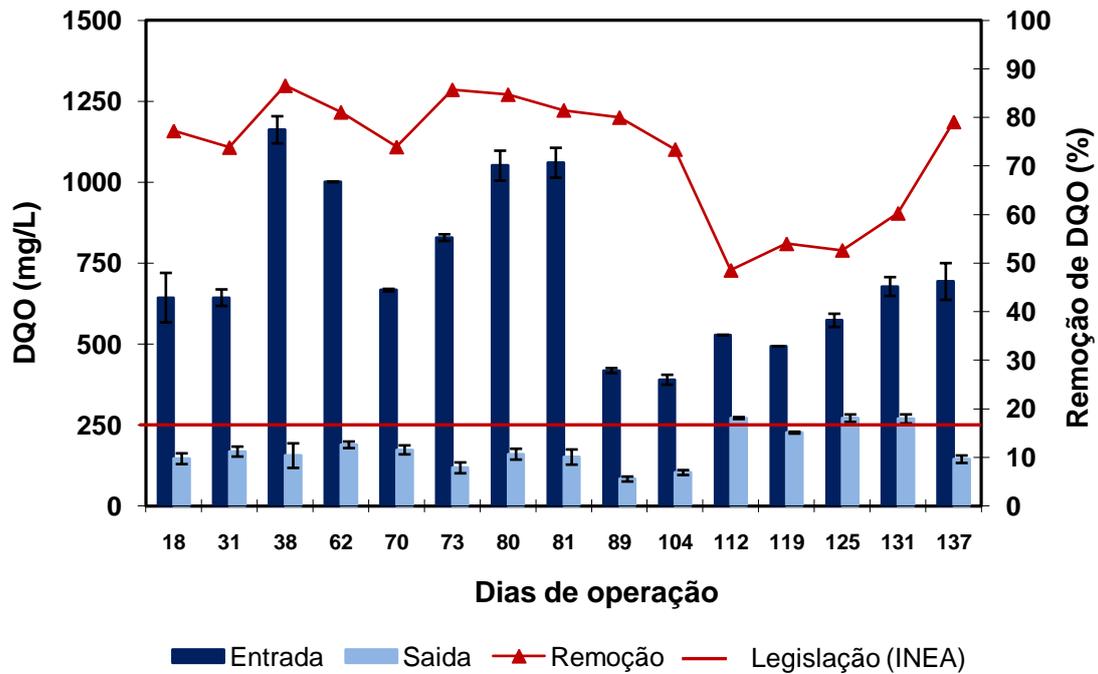


Figura 5.5 – Monitoramento da DQO de R1 com EfControle

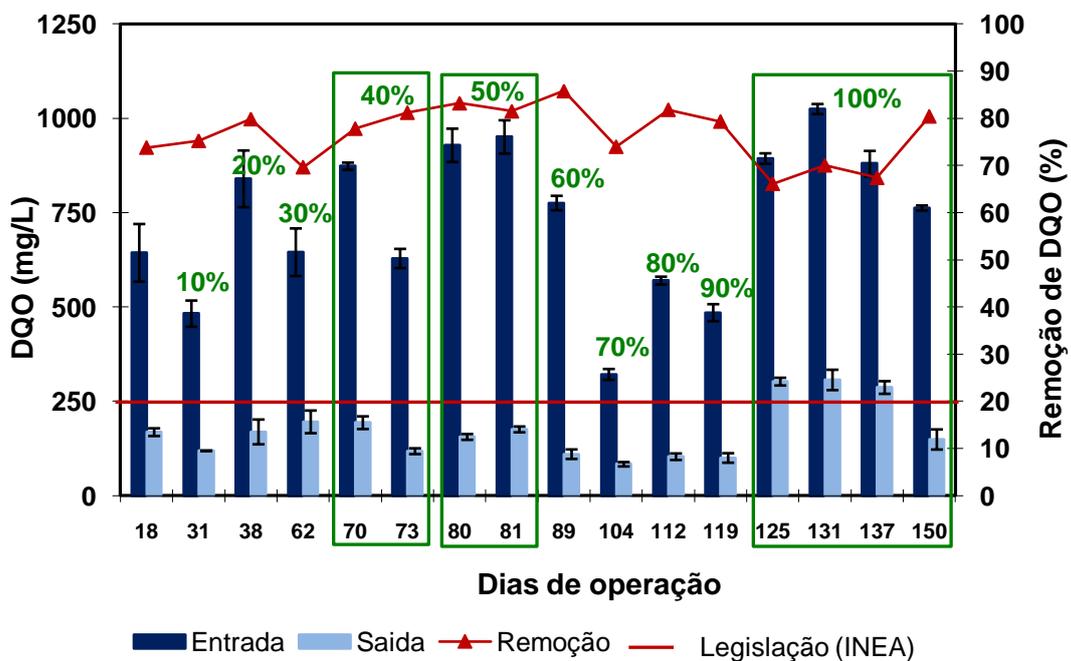
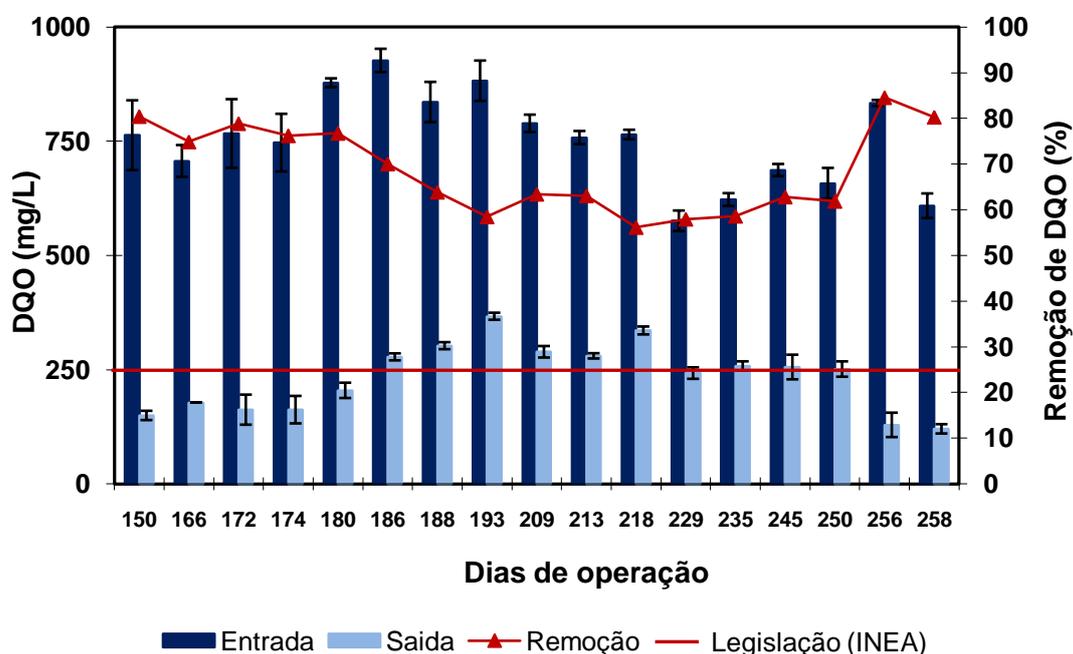


Figura 5.6 – Monitoramento da DQO de R2 no período de adaptação com EfSalino

O monitoramento dos reatores foi feito pela comparação de R2 com R1. Foi observado que com o aumento da porcentagem de EfSalino de 10 em 10% em R2, os

valores da saída e de remoção de DQO estavam aproximadamente iguais a R1 em todo o período de adaptação.

A Figura 5.7 mostra o monitoramento da DQO de saída e da porcentagem de remoção da DQO do reator R2 depois de adaptado com 100% de EfSalino durante 133 dias.



**Figura 5.7 – Monitoramento da DQO de R2 após o período de adaptação com 100% de EfSalino**

Observa-se que a remoção de DQO sempre esteve acima de 70%, estando na maioria das vezes abaixo do limite permitido pela legislação estadual para descarte do efluente (250 mg/L), exceto no período de 186 a 218 dias de operação em que houve uma redução da remoção de DQO devido possivelmente a coleta de um efluente tóxico e com substâncias inibidoras. Porém, após este período o reator foi alimentado com outro efluente e a DQO voltou aos níveis inferiores a 250 mg/L.

#### 5.4.2 Acompanhamento da Remoção de COD nos reatores R1 e R2

Os resultados do acompanhamento da concentração de COD na alimentação e saída dos reatores R1 e R2, bem como, suas eficiências de remoção durante o

período de aclimação do lodo ao EfSalino em R2 são mostrados nas Figuras 5.8 e 5.9.

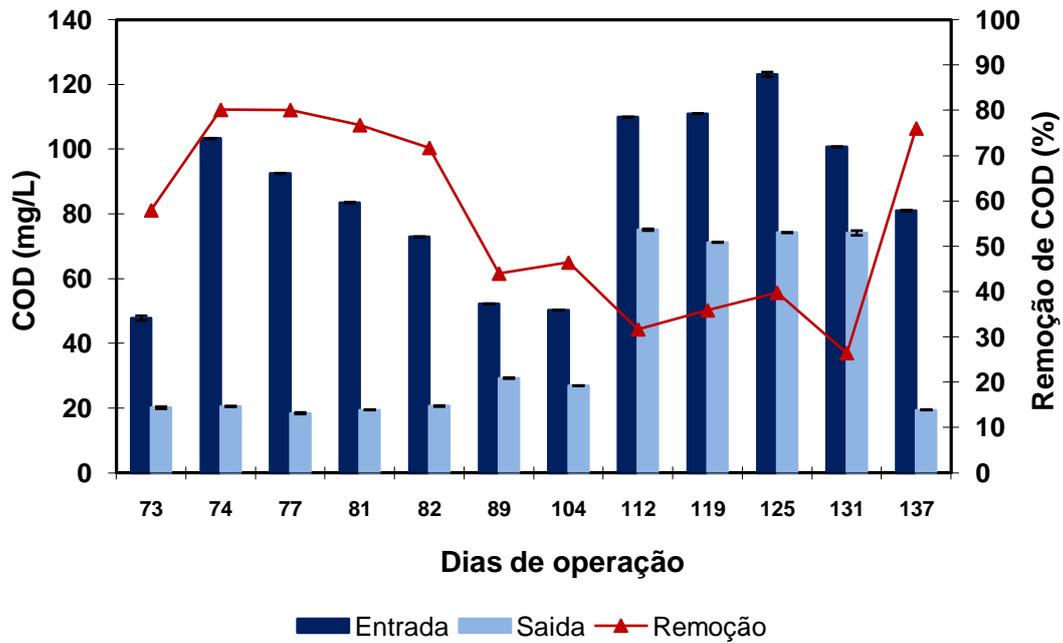


Figura 5.8 – Monitoramento do teor de COD de R1 com EfControle

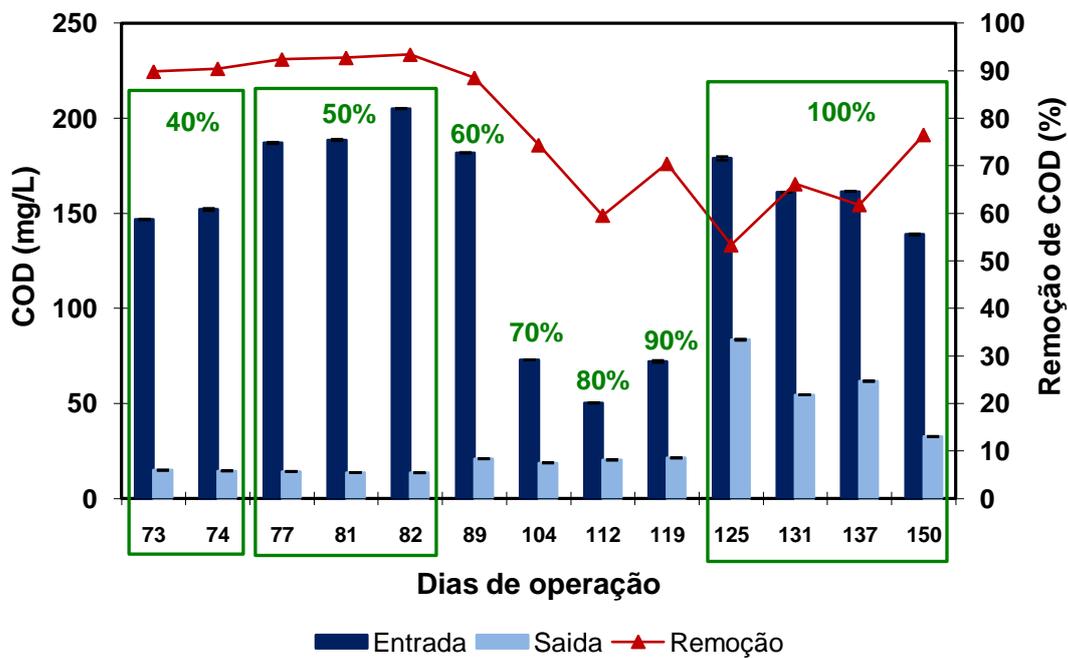
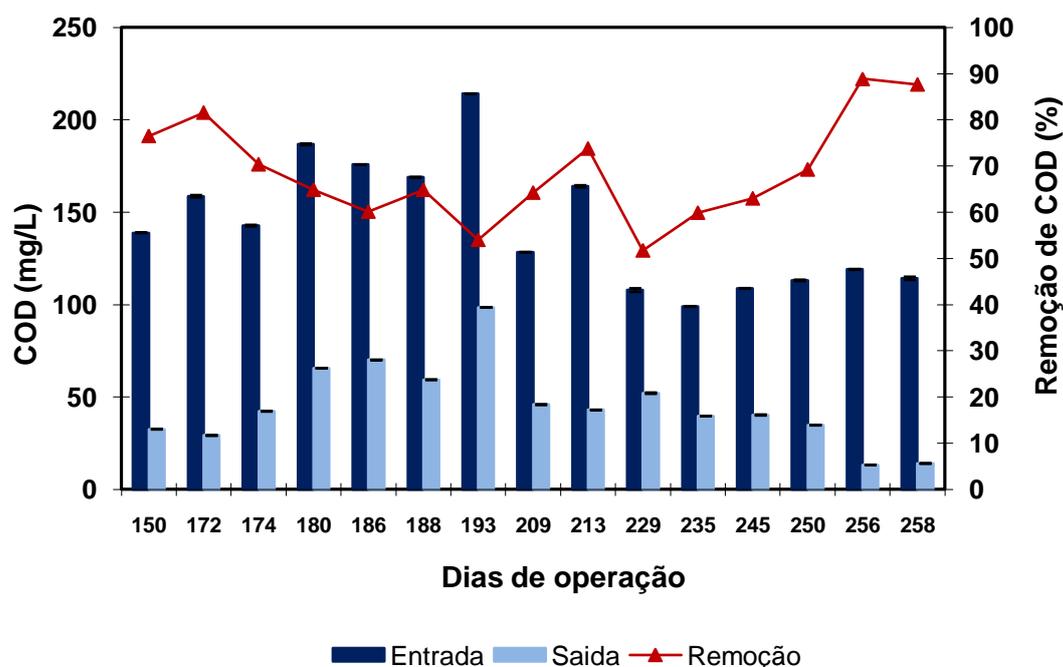


Figura 5.9 – Monitoramento do teor de COD de R2 no período de adaptação com EfSalino

Eficiências médias de remoção de COD de 72 e 73% foram alcançadas nos reatores R1 e R2, respectivamente, exceto em R1 no período de 89 a 131 dias de operação a remoção de COD foi abaixo de 50%. No entanto, essa remoção abaixo de 50% no período de 112 a 131 dias pode ser devida a altas concentrações de matéria orgânica (COD) aplicadas ao processo, durante o período experimental. Já no período de 89 a 104 dias a concentração de COD na alimentação era menor e o COD na saída esteve próximo ao período de operação de 73 a 82 dias. Em relação ao reator R2 observa-se uma grande estabilidade no período de 74 a 119 dias de operação, apresentando uma excelente remoção de COD.

Pode-se perceber que houve o mesmo comportamento nas remoções de DQO e COD nos reatores estudados. Nos mesmos períodos em que foram observadas remoções baixas de DQO, houve também um decréscimo da remoção de COD em R1 e as mesmas oscilações de remoção de COD em relação a DQO em R2.

A Figura 5.10 mostra o monitoramento do teor de COD de saída e da remoção no reator R2 depois de adaptado com 100% de EfSalino durante um período de 133 dias.



**Figura 5.10 – Monitoramento do teor de COD de R2 após o período de adaptação com 100% de EfSalino**

Após o período de adaptação do reator ao EfSalino, a remoção de COD, na maioria das vezes, sempre esteve na faixa de 60 a 70%. Como observado no parâmetro DQO, após o 250º dia, o reator foi alimentado com outro efluente com característica diferente, aumentando a remoção de COD. Cabe ressaltar, que ocorrem variações nas características do efluente bruto ao longo do processo operacional, por isso que há variações nas remoções de DQO e COD.

Esses resultados estão consistentes com os apresentados na literatura para efluentes salinos. COSTA (2002), trabalhando com efluente salino também proveniente da Bayer/Belford Roxo com concentração de cloreto na faixa de 8500 a 25000 mg/L alimentando um sistema de lodos ativados gradualmente na aclimação do lodo biológico com TRH de 20 h, obteve remoções médias de COD na faixa de 60 - 80% e de DQO de 50% para o reator operado a 25°C. Esta autora observou também que o processo biológico foi mais sensível aos choques de carga orgânica no início do tempo de operação dos reatores, havendo uma redução da eficiência de remoção.

MEDEIROS (2004), trabalhando com o efeito da salinidade no desempenho do processo de lodos ativados aplicado ao tratamento de um efluente industrial complexo com teores de NaCl de 11, 15 e 20 g/L utilizando um TRH de 24 h, obteve uma eficiência média de remoção de COD de 92% para o teor de sal de 11 mg/L, a mais próxima do reator utilizado neste estudo.

Uma possível explicação para a menor remoção de COD observada neste trabalho para R2 (60 - 70%) pode ser devida a natureza do efluente. O efluente alimentado ao R2 por várias vezes apresentou níveis relevantes de toxicidade, além do fato de estar mais concentrado da corrente Caixa B14 do complexo industrial.

Para os efluentes gerados no Complexo Industrial de Belford Roxo, é utilizada a escala de toxicidade apresentada na Tabela 5.4 para determinação da toxicidade das amostras a serem tratadas na ETDI (SILVA, 2002). Esta escala de toxicidade não é regulamentada na legislação ambiental brasileira e foi desenvolvida levando-se em consideração as características dos efluentes gerados neste Complexo e o processo de tratamento na estação em questão.

**Tabela 5.4 – Escala de toxicidade**

Valores de $CE_{50}$	Classes das Amostras
< 10%	Muito tóxica
10 - 25%	Tóxica
25 - 50%	Moderadamente tóxica
> 50%	Não tóxica

Fonte: adaptado de SILVA, 2002

As cargas não tóxicas ( $CE_{50} > 50\%$ ) são as mais adequadas para o tratamento biológico, pois as demais afetam ou inibem a atividade dos microorganismos presente no lodo ativado. De duas coletas feitas na ETDI da Bayer, em uma o nível de toxicidade era de  $CE_{50} = 4,5\%$  sendo considerada muito tóxica, inibindo a atividade biológica mostrado pela menor remoção de COD para R2 e de outra era de  $CE_{50} = 38,8\%$ , sendo considerada moderadamente tóxica, sendo passível de tratamento biológico, mas ainda podendo gerar um comprometimento na eficiência da remoção da DQO.

#### **5.4.3 Acompanhamento da Remoção de $N-NH_4^+$ nos reatores R1 e R2**

A remoção biológica de nitrogênio é possível através dos processos seqüenciais de nitrificação e desnitrificação. O primeiro processo é a oxidação biológica de amônia para nitrato, enquanto que o segundo processo é a redução biológica de nitrato para nitrogênio molecular, usando-se material orgânico como redutor (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999).

A maior parte do nitrogênio orgânico presente no efluente é removida através da sua incorporação à biomassa, no estágio secundário, das estações de tratamento biológico de efluentes. Entretanto, a fração correspondente ao nitrogênio amoniacal permanece no resíduo. Usualmente, processos biológicos de nitrificação e desnitrificação são empregados para a remoção de nitrogênio amoniacal presente no efluente. A remoção de nutrientes (nitrogênio e fósforo) do efluente antes de seu descarte no corpo receptor é de fundamental importância, visto que, esses nutrientes podem impactar negativamente os corpos d'água (METCALF & EDDY, 2003).

A taxa de crescimento de organismos nitrificantes é dependente das concentrações de substrato, da temperatura, do pH, do teor de oxigênio dissolvido, da alcalinidade e da concentração de inibidores (BITTON, 1994). Basicamente, quatro

grupos de compostos orgânicos são particularmente inibidores do processo de nitrificação: isotiocianatos, aminas, fenóis e compostos cíclicos nitrogenados. Além desses, compostos como metais pesados, halogenados e mercaptans apresentam toxicidade a organismos nitrificantes.

A eficiência de depuração do processo biológico também foi acompanhada através de determinações do teor de nitrogênio amoniacal. As Figuras 5.11 e 5.12 ilustram as concentrações de nitrogênio amoniacal na entrada e na saída dos reatores e sua eficiência de remoção.

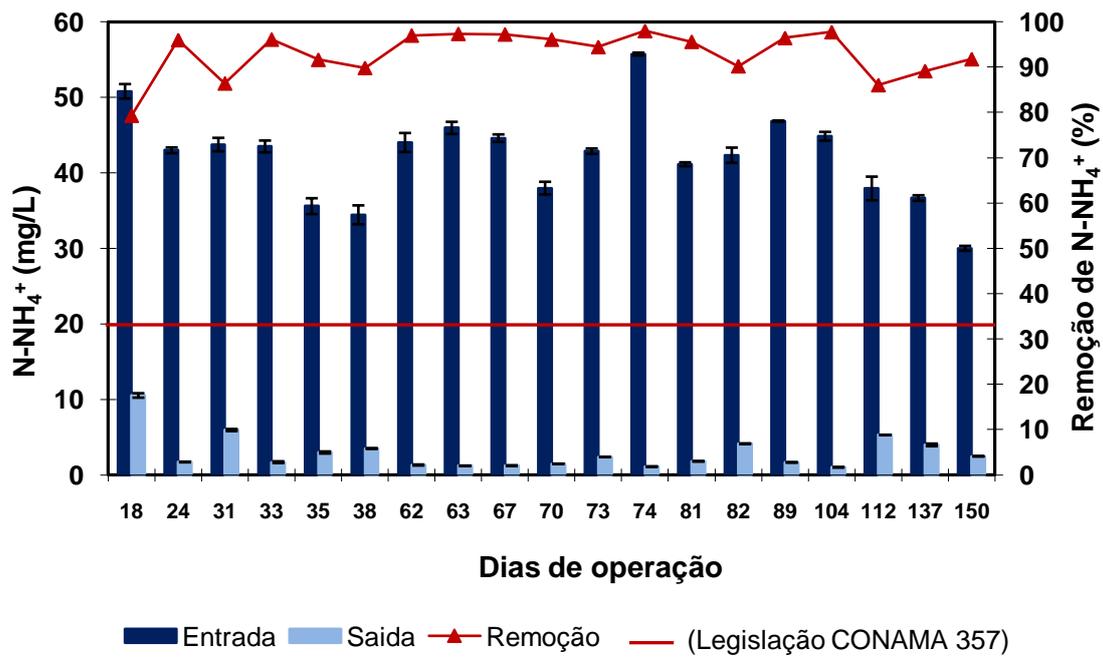
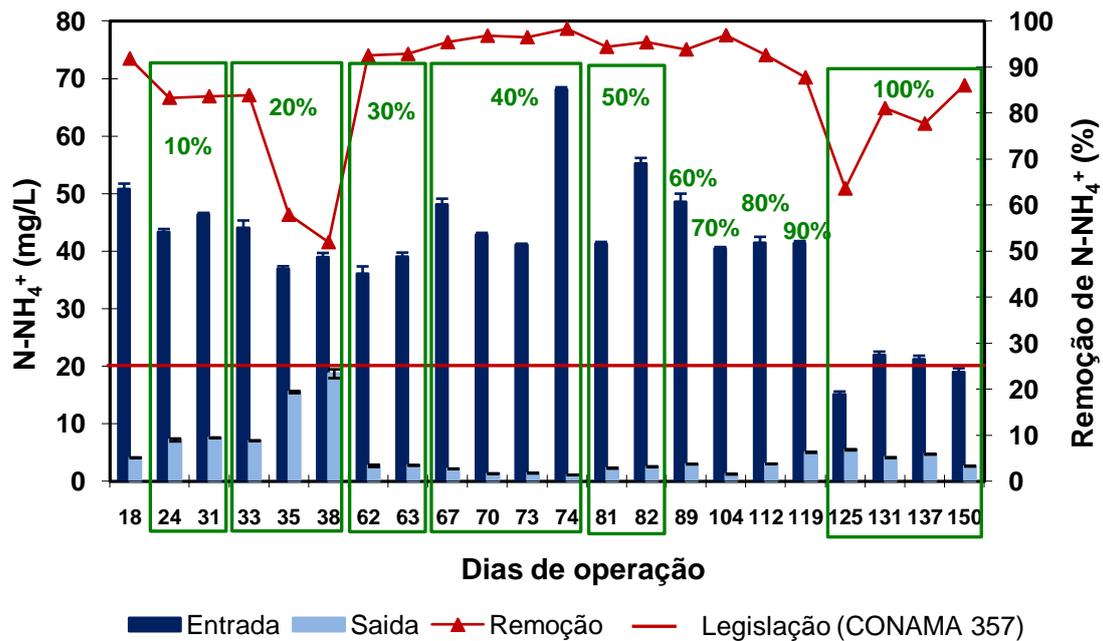


Figura 5.11 – Monitoramento do teor de nitrogênio amoniacal de R1 com EfControle

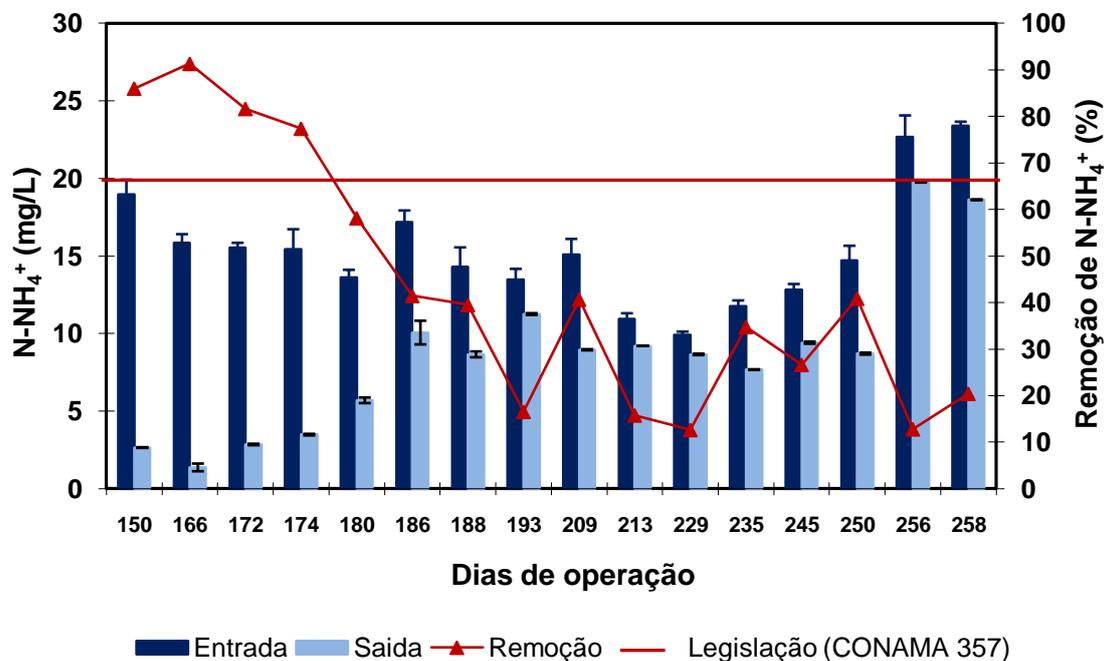


**Figura 5.12 – Monitoramento do teor de nitrogênio amoniacal de R2 no período de adaptação com EfSalino**

Eficiências médias de remoção de  $N-NH_4^+$  de 90 e 85% foram alcançadas nos reatores R1 e R2, respectivamente, no período de adaptação com EfSalino em R2. Porém, especificamente com 20% de EfSalino na adaptação percebe-se uma perda na eficiência de remoção do  $N-NH_4^+$ , provavelmente a não adaptação do lodo biológico ao efluente, mas posteriormente a remoção de  $N-NH_4^+$  aumenta mostrando a adaptação do lodo e o provável desenvolvimento das nitrificantes. Deve-se salientar que a remoção do  $N-NH_4^+$  foi excelente durante o período de operação dos reatores e que a recalcitrância e eventual toxicidade do efluente não alterou a sua remoção. Esses resultados são muito importantes, pois além do parâmetro concentração de  $N-NH_4^+$  se encontrar enquadrado na legislação, é conhecido que as bactérias nitrificantes são sensíveis a muitas substâncias químicas e também a presença de toxicidade.

Os resultados obtidos durante a adaptação ao EfSalino em R2 confirmam as informações presentes na literatura a respeito do efeito da salinidade na nitrificação. Como observado por UYGUR e KARGI (2004), concentrações salinas abaixo de 1% (m/v), isto é, 10000 mg/L, praticamente não ocasionam efeitos adversos ao processo nitrificante, sendo o percentual de remoção deste poluente acima de 80% nestas condições.

A Figura 5.13 mostra o monitoramento do teor de nitrogênio amoniacal de saída e a sua porcentagem de remoção no reator R2 depois de adaptado e em operação com 100% de EfSalino durante 133 dias.



**Figura 5.13 – Monitoramento do teor de nitrogênio amoniacal de R2 após o período de adaptação com 100% de EfSalino**

Observa-se uma redução drástica na eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal após o 174º dia de operação com 100% de EfSalino em R2. Isso pode ser devido provavelmente, aos efeitos inibitórios e deletérios causados pela alta salinidade e presença de substâncias químicas inibitórias à comunidade microbiana, responsável pelo processo de nitrificação.

Pode-se perceber que no período de adaptação de 0 a 90%, os valores de nitrogênio amoniacal da alimentação dos reatores eram altos e decaiu a partir do primeiro dia de adaptação a 100% de Efsalino (125º). Isto ocorreu, porque umas das unidades fornecedoras de parte do EfSalino (MDI) parou para ampliação. Devido a isso, foram feitas coletas de amostras desta unidade anteriormente a parada e armazenadas a 4°C e posteriormente adicionadas ao EfSalino, conforme o tempo de operação dos reatores, de forma que baixas concentrações de nitrogênio amoniacal foram alimentadas ao R2.

Depois de restabelecido o sistema na empresa, efluente foi coletado para operar o reator a partir do 256º dia, porém ainda com baixas concentrações de

nitrogênio amoniacal. COSTA (2002), em seus estudos também com efluente salino obteve baixas remoções de  $\text{N-NH}_4^+$ , numa média de 26% para o reator operado a 25°C.

MEDEIROS (2004), trabalhando com o efeito da salinidade no desempenho do processo de lodos ativados aplicado ao tratamento de um efluente industrial complexo com teores de sal de 11, 15 e 20 g/L utilizando um TRH de 24 h, utilizando uma concentração de  $\text{N-NH}_4^+$  na alimentação na faixa de 4 - 30 mg/L obteve uma eficiência média de remoção de  $\text{N-NH}_4^+$  de 82% para o teor de sal de 11 mg/L, obtendo valores de  $\text{N-NH}_4^+$  na saída na faixa de 0,8 - 4,0 mg/L.

A legislação federal (CONAMA) limita a concentração de nitrogênio amoniacal para descarte nos corpos receptores abertos, como o caso do Rio Sarapuí, a um valor máximo de 20,0 mg/L. De acordo com os dados apresentados acima, observa-se que o processo de tratamento empregado nos reatores R1 e R2 foi capaz de reduzir a concentração de  $\text{N-NH}_4^+$  no efluente final no período de adaptação de R2, abaixo do valor especificado pelo CONAMA. No entanto, durante a operação do R2 com efluente salino após o período de adaptação (Figura 5.13) a eficiência de remoção de  $\text{N-NH}_4^+$  foi muito pequena, mostrando o impacto desse efluente junto a comunidade microbiana nitrificante, mesmo assim sempre esteve abaixo do valor máximo regido pela legislação nacional.

#### **5.4.4 Acompanhamento da Remoção de Fenóis Totais nos reatores R1 e R2**

As Figuras 5.14 e 5.15 fornecem os resultados do acompanhamento do teor de fenóis totais ao longo do tempo de operação dos reatores R1 e R2, bem como, a concentração máxima permitida para descarte segundo a legislação estadual. Poucas análises foram feitas, devido ao fato do efluente possuir pequena quantidade de fenóis totais na alimentação ou mesmo com valores acima da legislação. O processo biológico apresentou boa capacidade de redução do teor de fenóis totais, estando sempre enquadrado na legislação ambiental vigente (0,2 mg/L), chegando a remoção de até 90% para maiores concentrações de compostos fenólicos. COSTA (2002), trabalhando com efluente salino proveniente de um indústria de defensivos agrícolas contendo cloreto na faixa de 8500 a 25000 mg/L e alimentando um sistema de lodos ativados gradualmente na aclimação do lodo biológico, obteve remoção média de fenóis totais de aproximadamente 90%.

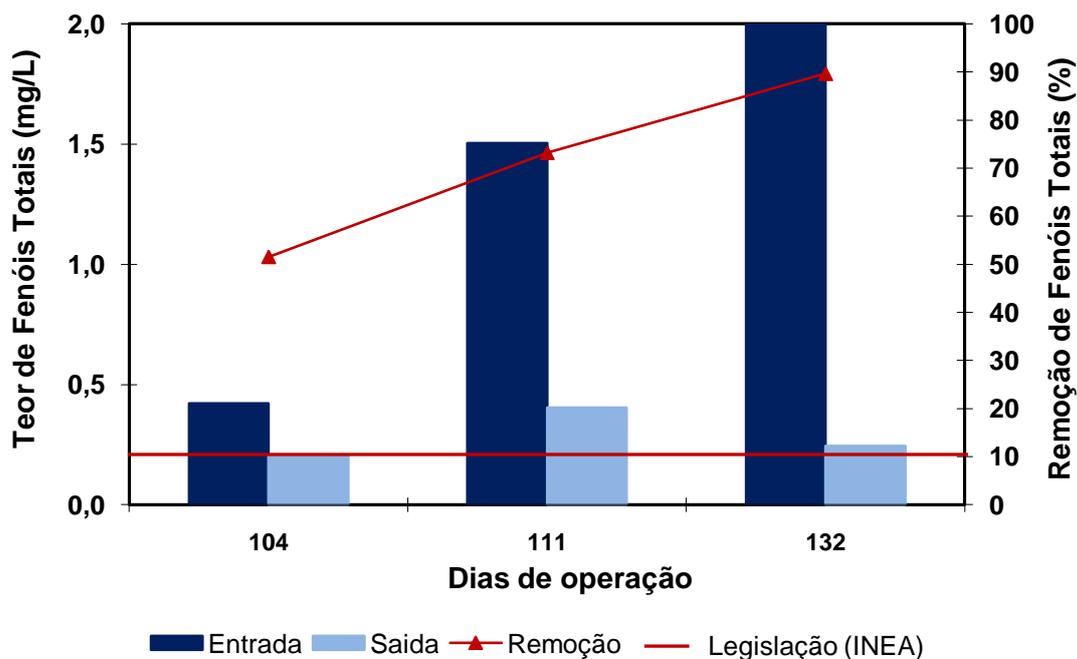


Figura 5.14 – Monitoramento do teor de fenóis totais de R1 com EfControle

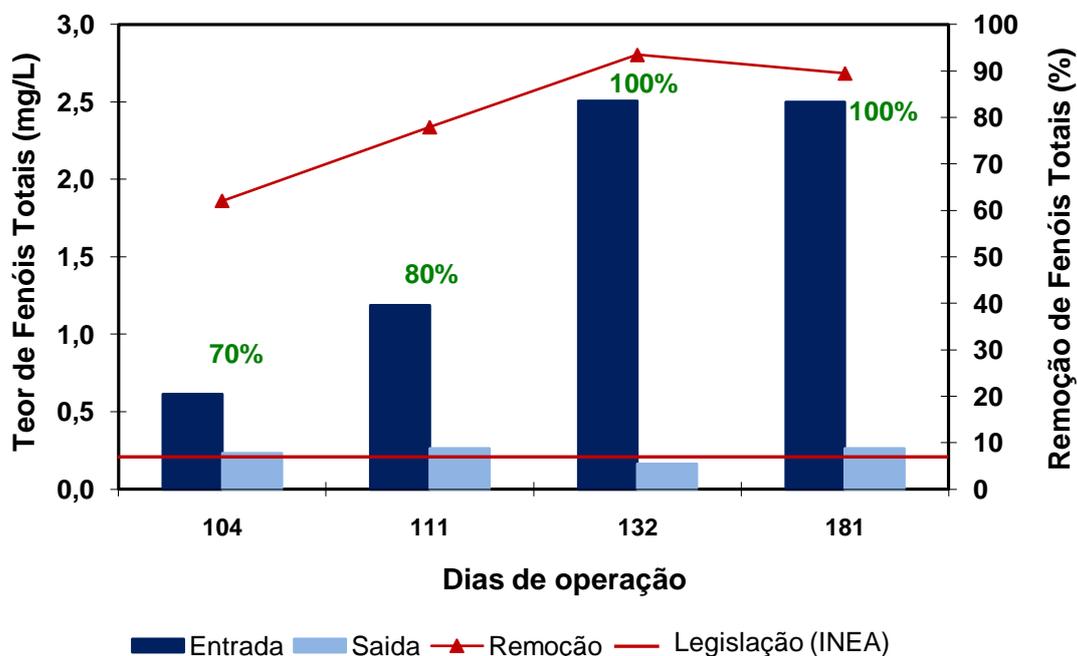


Figura 5.15 – Monitoramento do teor de fenóis totais de R2 no período de adaptação com EfSalino

Nos estudos de FREIRE (1999) no tratamento biológico aeróbio de efluente salino de água de produção de petróleo, com teor de cloreto na faixa de 5000 a 25000

mg/L na etapa de adaptação do lodo em um RBS (reator batelada seqüencial), obteve eficiência de remoção de teor de fenóis totais de 65%, apesar da elevação da salinidade (10 - 45 g/L de NaCl), no decorrer do estudo.

#### 5.4.5 Acompanhamento do pH nos reatores R1 e R2

Ao longo do período de operação dos reatores, o pH de entrada foi mantido entre 7,6 e 8,7, e foram medidos os valores de pH na saída dos reatores. Verificou-se que os valores de pH na saída permaneceram, na maior parte do tempo, entre 8,1 e 8,8, como pode ser observado nas Figuras 5.16 e 5.17.

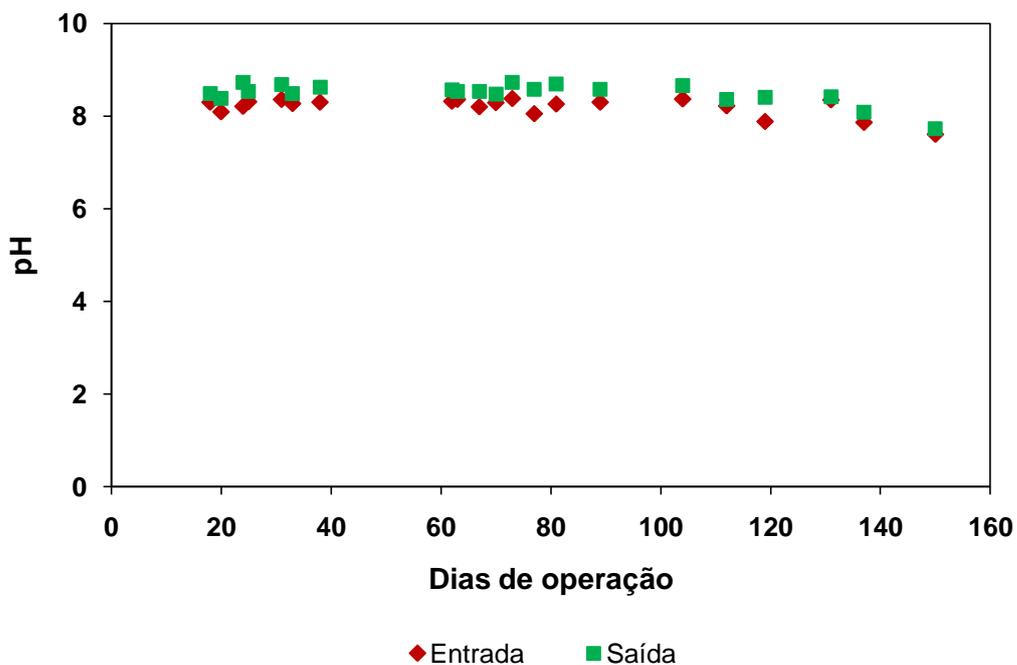
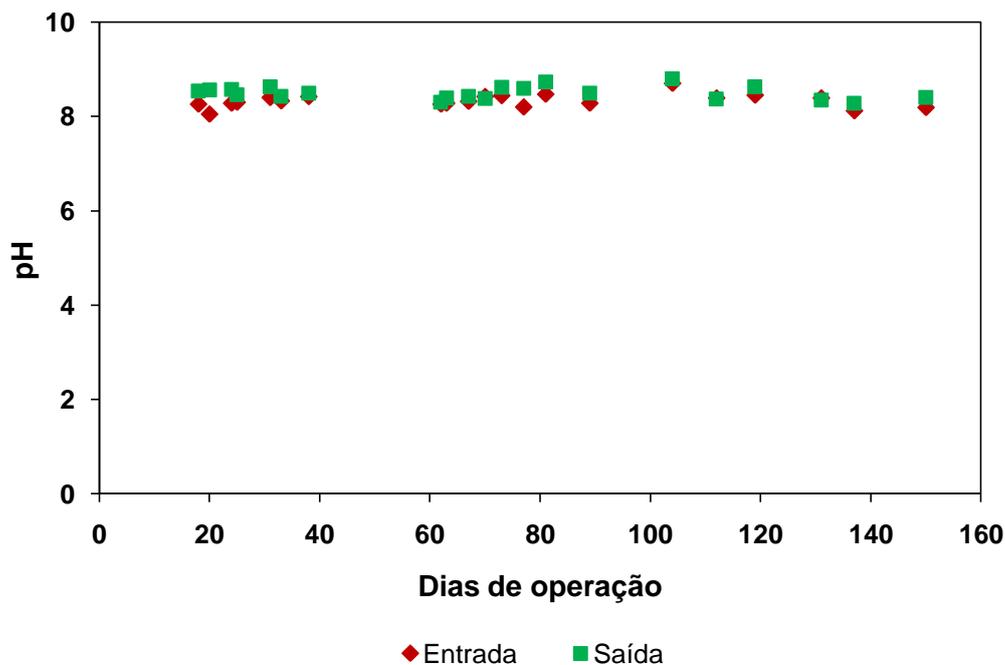


Figura 5.16 - Monitoramento do pH de R1 com EfControle



**Figura 5.17 - Monitoramento do pH de R2 no período de adaptação com EfSalino**

#### 5.4.6 Características da Biomassa

Os lodos dos dois reatores (R1 e R2) apresentaram comportamentos distintos, durante a etapa de adaptação ao EfSalino em R2. O lodo em R2 apresentou-se sob a forma de “pequenos grãos” depois de adaptado, provavelmente devido ao efeito sinérgico da elevada concentração de cloreto como forma de resistência dos microrganismos a essa condição drástica do ambiente segundo COSTA (2002), diferentemente do lodo de R1, que se apresentou sob forma de “flocos”.

Em alguns processos de tratamento, como o de lodos ativados, os organismos se aglomeram formando uma unidade estrutural, denominada floco. A floculação está relacionada às condições de vida, ou ao estado fisiológico que as bactérias se encontram. Segundo alguns autores (RICHARD, 1989; JENKINS *et al.*, 1993), os protozoários podem contribuir para a floculação da biomassa através da produção de grãos fecais e muco, e podem atuar na desfloculação de flocos de grande massa favorecendo uma biomassa mais ativa através da motilidade. É possível, que a formação dos flocos em “pequenos grãos” encontrados em R2, tenha contribuição do número excessivo de protozoários livre-natantes presentes nesse reator, ao contrário do observado em R1, conforme será comentado mais adiante. A grande quantidade de protozoários observada em R2, provavelmente está associada a maior concentração

de bactérias em suspensão (maior disponibilidade de alimento) que é uma consequência do aumento da concentração de cloreto que leva a ruptura dos flocos.

A Figura 5.18 apresenta o acompanhamento dos teores de SST e SSV na unidade experimental R2 durante o período de adaptação de EfSalino. Os valores de SST e SSV mantiveram-se aproximadamente constantes até o 172º dia de operação, na faixa de 2300 – 2500 mg/L, quando começou a apresentar um maior crescimento, sendo realizada apenas uma retirada do lodo em excesso. Segundo HOCKENBURY, BURSTEIN & JAMRO (1977), altos valores de SST tendem a diminuir a remoção de COD dos sistemas de lodos ativados. Pode ser observado que no 192º dia o teor de SST aumentou e observa-se na Figura 5.10 que houve uma diminuição de COD no sistema adaptado (R2).

A literatura tem reportado que o teor de SSV no tanque de aeração para sistema de lodos ativados convencional (TRH de 4 a 8 horas) encontra-se na faixa de 2000 a 3000 mg SSV/L enquanto que em sistemas de lodos ativados de aeração prolongada (TRH de 16 a 36 horas) essa concentração está na faixa de 3500 a 5000 mg SSV/L (RAMALHO, 1991; JORDÃO & PESSOA, 1995). Apesar do reator R2 estar operando na modalidade aeração prolongada, o teor de SSV se situou na faixa de lodos ativados convencional.

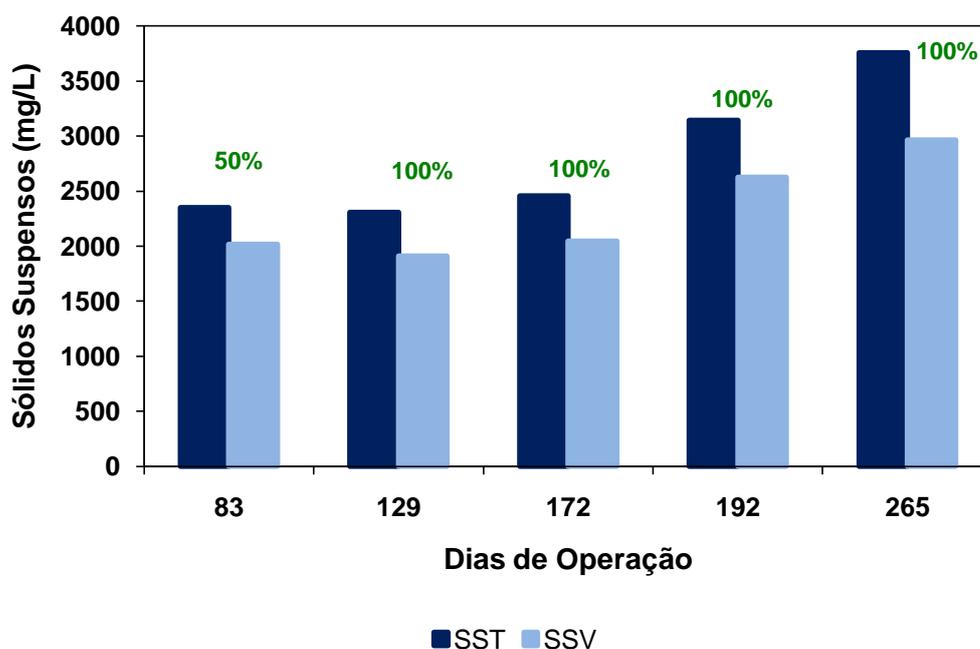
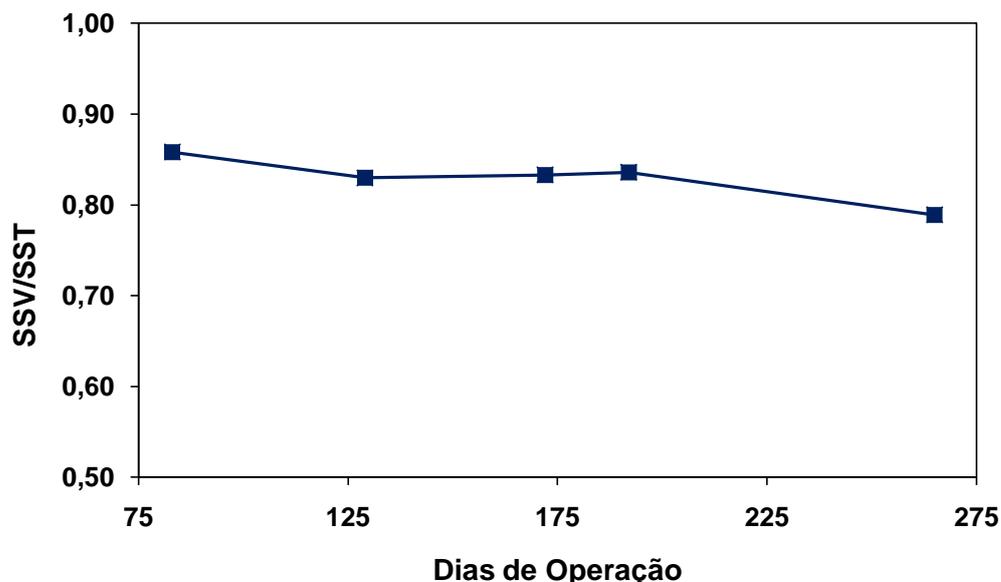


Figura 5.18 – Monitoramento dos teores de SST e SSV de R2 no período de adaptação com EfSalino

Com os dados de SSV e SST obtidos durante o monitoramento de R2, calculou-se a relação SSV/SST, e a mesma encontra-se indicada na Figura 5.19.



**Figura 5.19 – Relação SSV/SST em R2 no período de adaptação com EfSalino**

De acordo com VON SPERLING (1997), valores para a razão SSV/SST na faixa de 0,70 a 0,85 e 0,60 a 0,75 para sistemas de lodos ativados convencional e de aeração prolongada, respectivamente. Esses valores são típicos para esgoto doméstico, porém pode-se obter uma boa aproximação para efluentes industriais. Observa-se na Figura 5.19 que a relação entre esses parâmetros apresentou pequenas oscilações estando compreendida entre 0,79 a 0,86, encontrando-se na faixa indicada para sistemas de lodos ativados convencional.

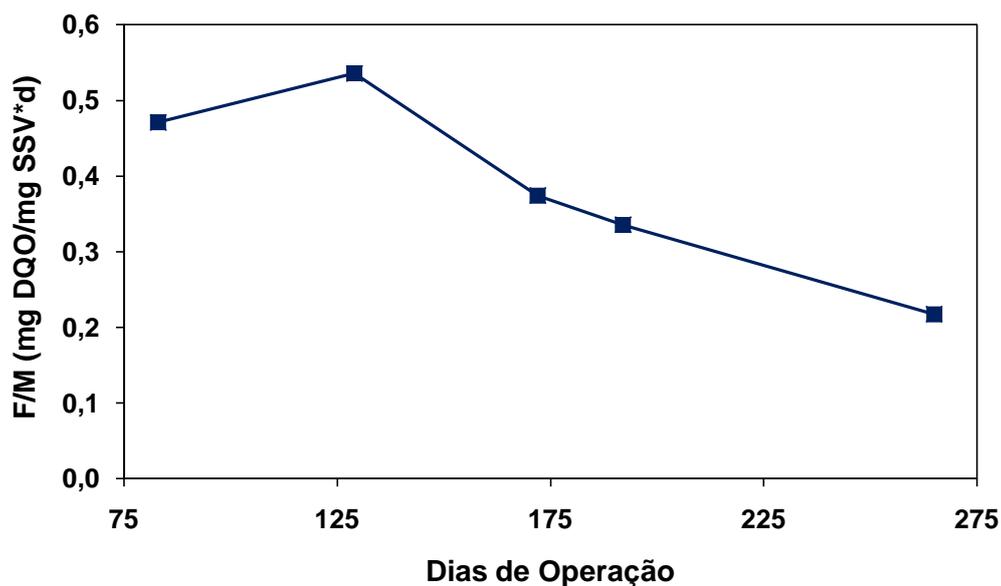
MEDEIROS (2004), trabalhando com o efeito da salinidade no desempenho do processo de lodos ativados aplicado ao tratamento de um efluente industrial complexo com teores de NaCl de 11, 15 e 20 g/L utilizando um TRH de 24 h, obteve uma concentração média de SSV de 2599 mg/L e a razão SSV/SST encontram-se na faixa de 0,46 a 0,58 para o teor de sal de 11 g/L, encontrando-se também na faixa empregada em sistemas de lodos ativados convencional.

Nos estudos de FREIRE (1999) no tratamento biológico aeróbio de efluente salino de água de produção de petróleo, com teor de cloreto na faixa de 5000 a 25000 mg/L na etapa de adaptação do lodo em um RBS, a concentração de SSV no reator esteve na faixa de 2000 a 4000 mg/L, não sendo necessárias drenagens regulares,

pois o crescimento do lodo era muito pequeno e a razão SSV/SST variou de 0,8 a 0,61 com o aumento do teor de água de produção na mistura, ou seja, alto teor de sal.

Nos estudos de TOKUZ & ECKENFELDER (1979) com efluente sintético salino, foi observado que processos de aclimação apropriados da biomassa são de extrema importância, pois minimizam os efeitos negativos causados pela alta salinidade. Através dos experimentos, pode-se observar que em concentrações de NaCl até 35 g/L os efeitos adversos foram leves no desempenho do processo de lodos ativados, no entanto, concentrações de NaCl acima desse valor, causaram aumento abrupto do teor de sólidos suspensos no efluente final. Uma importante observação foi que o aumento da salinidade contribuiu para manter a concentração alta de sólidos suspensos no reator, obtendo valores maiores que 5000 mg/L.

A Figura 5.20 ilustra a razão F/M para o reator R2 ao longo do período de operação. A literatura recomenda para o tratamento biológico de vários efluentes, o valor ótimo da razão F/M compreendido entre  $0,3 < F/M < 0,6$  kg DBO<sub>5</sub>/kg SSV\*d (RAMALHO, 1991). Porém, segundo VON SPERLING (1997), a razão F/M varia de acordo com a idade do lodo, encontrando-se entre 0,3 a 0,8 kg DBO<sub>5</sub>/kg SSV\*d para sistemas de lodos ativados convencional e variando de 0,08 a 0,15 kg DBO<sub>5</sub>/kg SSV\*d para a modalidade aeração prolongada. Caso fosse expressa em termos de DQO a razão F/M se situaria numa faixa um pouco mais elevada. Observa-se que para as unidades estudadas o parâmetro F/M está na faixa de 0,2 a 0,5 kg DQO/kg SSV\*d. Oscilação observada nesse parâmetro, pode estar associada às flutuações nas cargas de DQO enviadas ao tratamento biológico, e as variações no teor de SSV ao longo do período de operação do reator.



**Figura 5.20 – Relação F/M em R2 no período de adaptação com EfSalino**

Como SSV reflete não só a biomassa, como também substratos adsorvidos e exopolímeros, buscou-se trabalhar com o teor de proteínas e o teor de polissacarídeos do lodo. O monitoramento destes parâmetros foi feito somente após a adaptação de EfSalino em R2 (100%) e estão apresentados na Figura 5.21. Observa-se que o teor de proteína (PT) e o teor de polissacarídeos (PS) no lodo esteve na maior parte do tempo numa faixa constante de 55 a 75 mg/L e de 7 a 24 mg/L, respectivamente, exceto nos últimos dias de operação, em que o teor de polissacarídeos e proteínas aumentaram. Pode-se observar que neste mesmo período o teor de SST e SSV também aumentou, sendo o período em que houve excessivo crescimento do lodo.

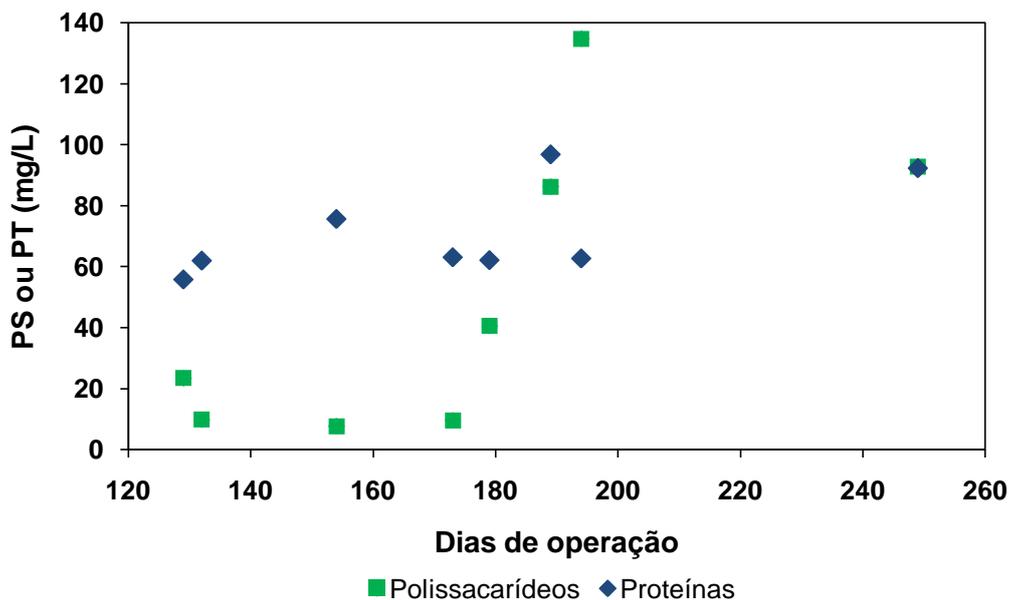


Figura 5.21 – Monitoramento do teor de polissacarídeos e proteínas em R2 no período de adaptação com EfSalino

Na Figura 5.22 está apresentada a relação PS/PT em R2 após a adaptação de EfSalino (100%), que tendeu a estabilizar numa faixa de 0,1 a 1,1.

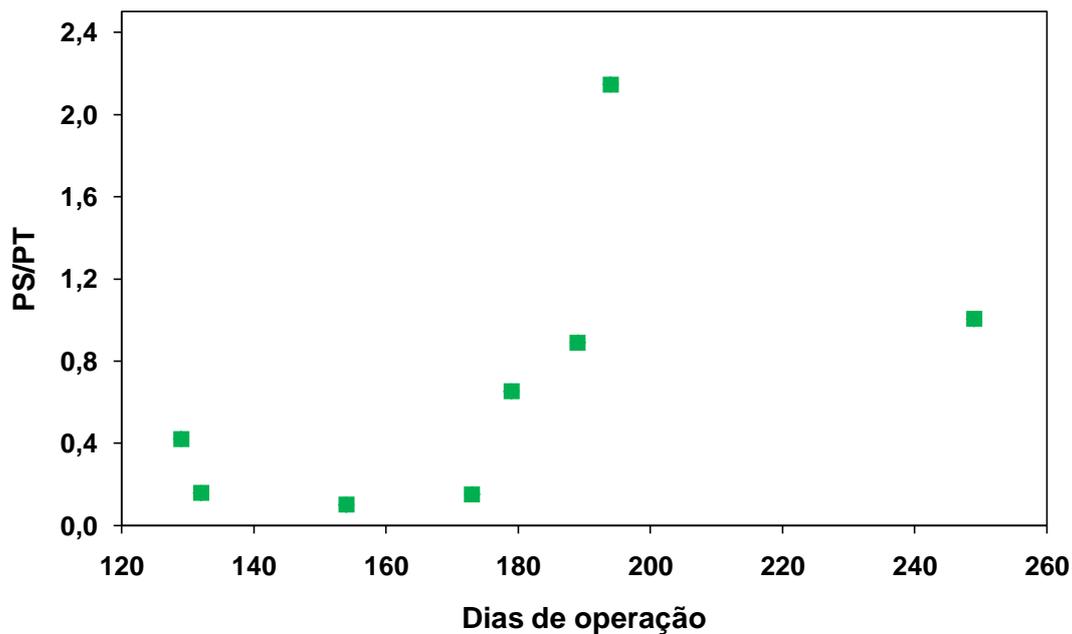


Figura 5.22 – Relação entre PS/PT em R2 no período de adaptação com EfSalino

Os valores de SSV, PT e PS apresentaram no geral, tendências similares, confirmando-se como indicadores da biomassa presente no reator. A relação PS/PT, relativamente, estável na faixa de 0,1 a 1,1 foi a esperada, pois houve um maior teor de PS em condições de maior salinidade, o mesmo foi observado por SANTOS (1997), trabalhando com efluentes salinos com biofilmes, obteve relações PS/PT na faixa de 0,25 a 0,54.

Nos estudos de FREIRE (1999) no tratamento biológico aeróbio de efluente salino de água de produção de petróleo em um RBS, obteve valores para a relação PS/PT relativamente estáveis na faixa de 0,07 a 0,11, o que não era esperado, pois pensou-se haver maior teor de PS em condições de maior salinidade, o que foi observado no presente trabalho.

Essa relação apresenta grande variação em trabalhos da literatura, dependendo da biomassa estar na forma de flocos ou biofilme, das características do efluente, das condições do reator, etc.

A sedimentabilidade do lodo depois do período de adaptação ao EfSalino em R2, foi avaliada pelo Índice Volumétrico do Lodo (IVL). Foram feitas duas medidas em R2, e os resultados foram de 114 mL/g no 172° dia e 93 mL/g no 265° dia, indicando uma boa sedimentabilidade do lodo, segundo a literatura. Estes resultados mostraram que a sedimentação do lodo no decantador secundário foi satisfatória, proporcionando um efluente com baixa turbidez, e conseqüentemente com baixo teor de sólidos em suspensão que pode ser observado nas Figuras 5.23 e 5.24.

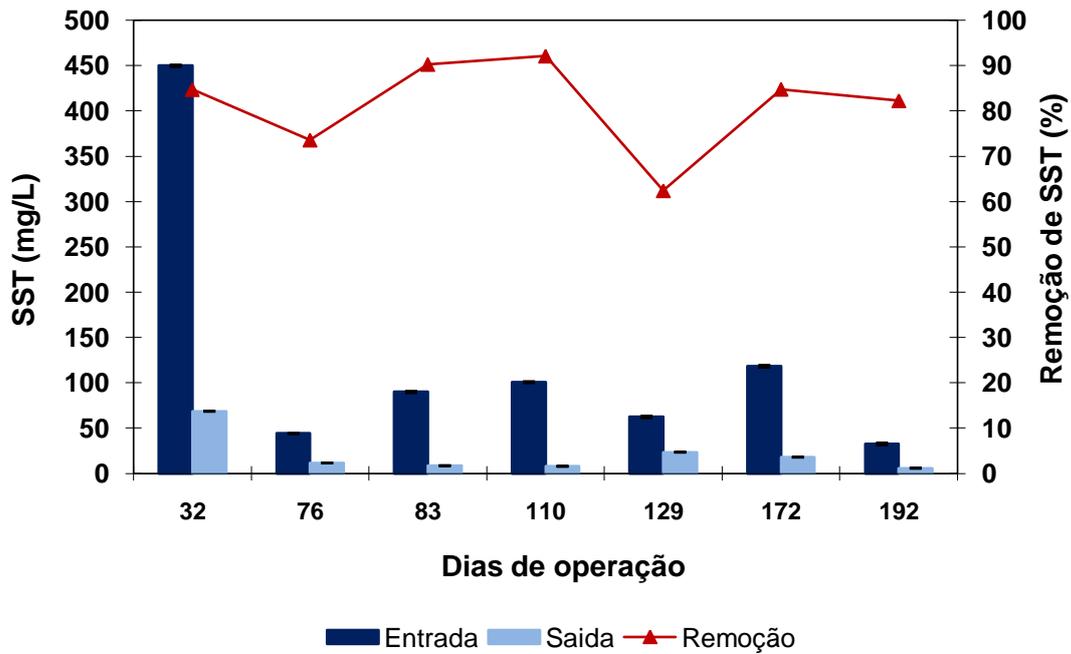


Figura 5.23 – Monitoramento dos teores de SST na entrada e saída de R2 no período de adaptação com EfSalino

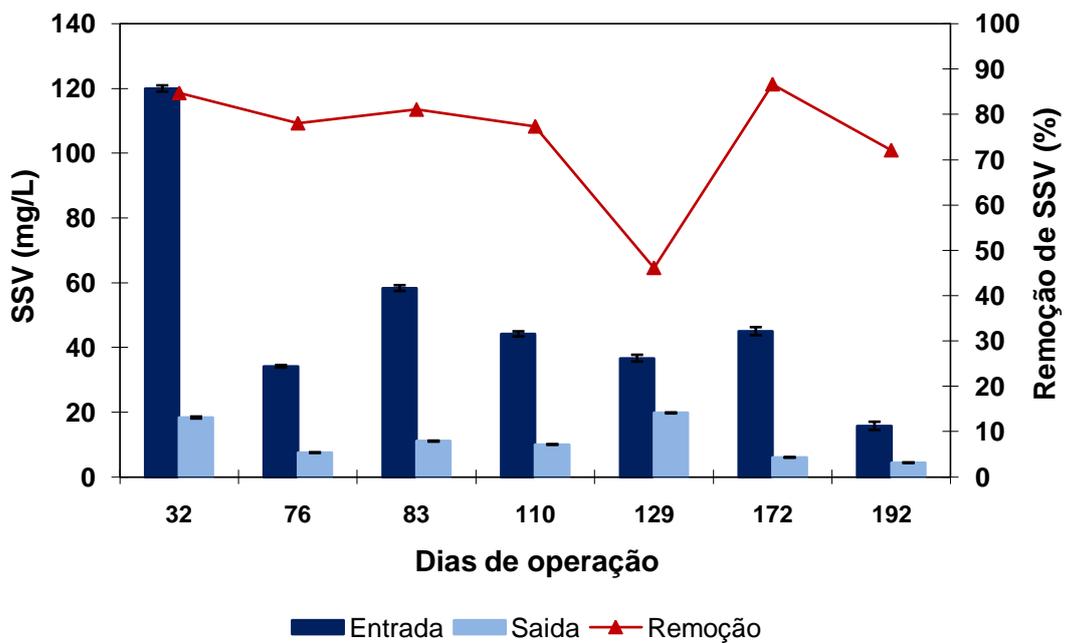


Figura 5.24 – Monitoramento dos teores de SSV na entrada e saída de R2 no período de adaptação com EfSalino

Foram realizadas observações microscópicas do lodo dos reatores, com o intuito de buscar informações complementares aos resultados obtidos anteriormente.

A avaliação da estrutura da comunidade microbiana (tipos de protozoários e micrometazoários) presentes no reator é de extremo valor, uma vez que análises microscópicas bastante simples apresentam forte relação com as condições de operação do sistema e com a qualidade e quantidade de efluente que alimenta o processo (VAZOLLÉR *et al.*, 1999) sendo capazes de fornecer informações sobre o desempenho de uma ETE. Mudanças nas condições ambientais provenientes da composição do afluente do reator, ou mesmo da operação da estação, podem levar a alterações na comunidade do lodo, influenciando os processos de biodegradação e, portanto, reduzindo a qualidade do efluente tratado (MADONI *et al.*, 1996; FORNEY *et al.*, 2001; DALZELL *et al.*, 2002).

A identificação dos microorganismos presentes nos reatores foi feita com o auxílio das ilustrações apresentadas em PATTERSON & HEDLEY (1992). Todos esses microrganismos são freqüentemente encontrados em sistemas de lodos ativados, além disso, não foi detectado um crescimento excessivo de bactérias filamentosas em nenhuma etapa de adaptação.

Inicialmente ambos os reatores alimentados com EfControle possuíam flocos muito pequenos e dispersos, não havia a presença de muitos microorganismos, apenas uma pequena quantidade de protozoários livre natantes e amebas do gênero nuclearia, indicando um lodo jovem, com característica de início de operação. Mesmo com o início da adaptação em R2 (10%), o floco tanto de R1 como de R2 ainda eram pouco compactos com alguns filamentos. Em R1, as amebas do gênero nuclearia foram diminuindo e protozoários livre natantes aumentando e rotíferos foram aparecendo, mas ainda em pequena quantidade, favorecendo um floco mais compacto. A partir de 40% de adaptação em R2, o floco ficou mais denso (flocos grandes) com a presença de alguns rotíferos e pedunculados. Isso mostra que o lodo estava se adaptando bem ao efluente altamente salino, mostrando boas condições de depuração. No final do período de adaptação, observou-se a presença de protozoários ciliados livre-natantes, do gênero *Ciliophora*, em quantidade excessiva no reator R2 e um número consideravelmente menor em R1 operado com EfControle.

O mesmo foi observado por GHARSALLAH, *et al.* (2002) estudando o tratamento biológico de efluentes salinos de fábricas de processamento de produtos marinhos por um reator de leito fixo. Durante os primeiros dias de adaptação, havia a presença de algumas bactérias e uma pequena quantidade de flocos pequenos. Após o período de adaptação (50 dias), o reator apresentou uma grande quantidade de bactérias dispersas, uma grande quantidade de flocos grandes e pequenos,

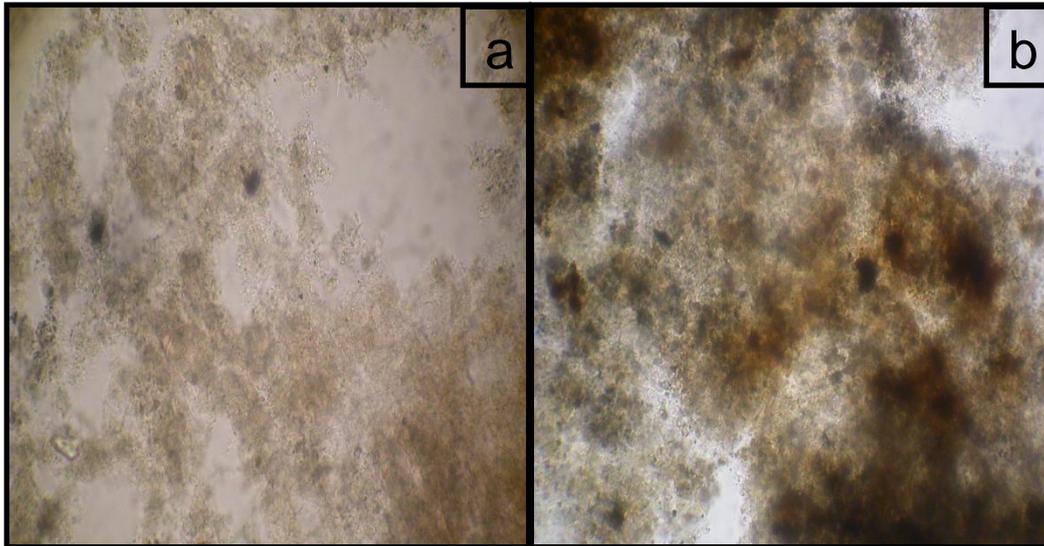
protozoários e alguns nematóides. Bactérias filamentosas também foram encontradas na fase final de adaptação.

Outras análises microscópicas foram feitas com o lodo adaptado a 100% de EfSalino em R2, os pedunculados e rotíferos desapareceram, permanecendo somente os protozoários livre natantes, provavelmente devido a maior concentração de bactérias dispersas.

Nos dois reatores verificou-se a presença de cistos de protozoários ao longo do tempo de operação, porém foi diminuindo conforme a adaptação do lodo. Esses cistos se formam sob condições adversas do meio, os quais são resistentes a dessecação, à carência de alimento, à alta temperatura, à falta de oxigênio, e a ataques químicos, como a desinfecção em plantas de tratamento de efluentes (BITTON, 1994).

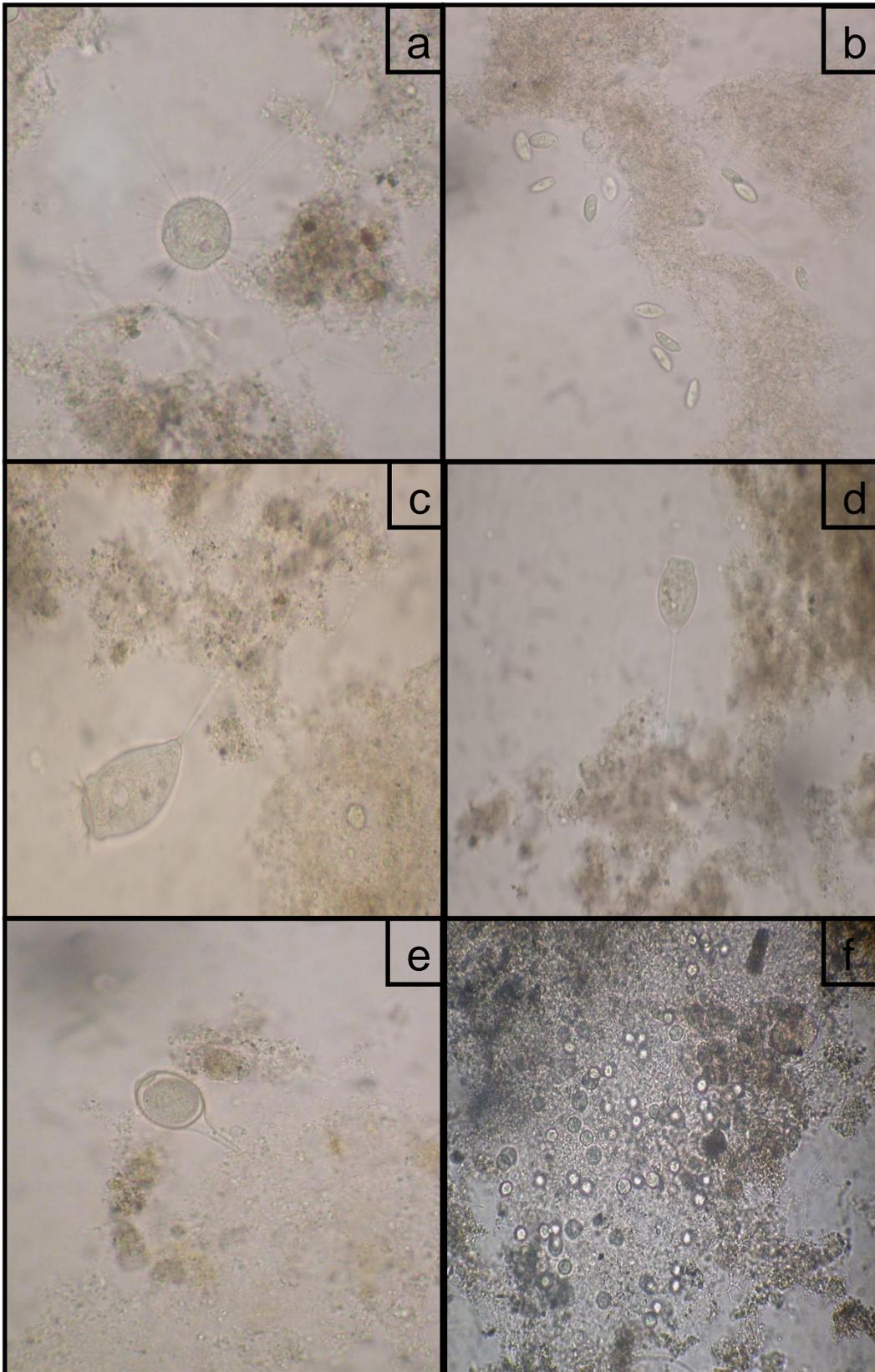
Pôde-se observar que a população de micrometazoários, tais como rotíferos, amebas e microcrustáceos era muito pequena. Isto pode estar relacionado com a natureza do efluente, pois o alto teor de cloreto, a complexidade e recalcitrância desse efluente, acabam sendo fatores seletivos da biomassa presente. Segundo RICHARD (1989), um bom desempenho do processo de lodos ativados ocorre quando existe um equilíbrio entre ciliados livre-natantes, ciliados pedunculados e rotíferos.

Nas Figuras 5.25 e 5.26 estão ilustradas algumas microfotografias do lodo biológico e dos microorganismos presentes nos reatores R1 e R2. Na Figura 5.25 é possível observar a grande diferença existente na estrutura e no tamanho dos flocos inicialmente e depois da adaptação.



**Figura 5.25 - Microfotografias do lodo biológico do reator R2. (a) instante inicial de operação. (b) após a adaptação com EfSalino (aumento de 400X)**

Na Figura 5.26 é possível observar a diversidade de microorganismos presentes tanto em R1 como em R2, sendo que algumas vezes alguns microorganismos se apresentavam em maior quantidade em R2 que em R1, e vice e versa.



**Figura 5.26 - Microfotografias de microorganismos encontrados em R1 e R2. (a) ameba. (b) protozoários ciliados livre-natantes. (c) e (d) pedunculados. (e) rotífero e (f) oocistos de protozoários (aumento de 400X)**

Com os resultados obtidos, conclui-se que é possível manter níveis elevados de remoção de matéria orgânica (DQO e COD) no tratamento biológico de efluentes com alta salinidade através da adaptação dos consórcios microbianos.

## **5.5 ETAPA 4 – ENSAIOS DE COAGULAÇÃO/FLOCULAÇÃO**

Com o objetivo de remover os sólidos em suspensão e determinar as melhores condições para se obter um efluente clarificado, foram realizados testes de coagulação/floculação.

Dois procedimentos podem ser utilizados em experimentos de laboratório para se estabelecer as condições adequadas para a coagulação eficiente do efluente, são eles: o “jar-test” ou “teste de jarros”, no qual o pH e a dosagem de coagulante são variados para obter as condições ótimas de operação, e o controle do potencial zeta, no qual o coagulante é adicionado até que se obtenha potencial zeta igual a zero (ECKENFELDER, 1989).

Nesse trabalho adotou-se o ensaio em “jar-test” a pH constante, buscando-se determinar as melhores concentrações dos agentes empregados, bem como, o melhor conjunto de coagulante e polieletrólito a serem utilizados no processo de coagulação/floculação. Não foi feita variação do pH porque o objetivo do trabalho é alcançar o reúso, portanto não é recomendável a adição de mais produtos químicos (no caso, ácido ou base), pois dificultará no desempenho das próximas etapas (osmose inversa).

Nos ensaios em “jar-test” foram testados 3 coagulantes e 2 polieletrólitos, os quais encontram-se descritos no item 4.2.1. O efluente utilizado nos testes foi proveniente da saída do tratamento biológico, a qual possuía baixa concentração de sólidos em suspensão como visto na Etapa 4. Foram realizados 7 ensaios de coagulação/floculação e os resultados obtidos estão apresentados no Anexo III.

Primeiramente foram realizados ensaios com os coagulantes variando a concentração de 5 a 50 mg/L juntamente com os floculantes na concentração constante de 0,5 mg/L.

Os resultados apresentados no Anexo III, mostram que o pH não sofreu alteração significativa nas amostras com os diferentes coagulantes, mantendo-se na faixa de 8,4 a 8,8. A faixa de remoção de cor e turbidez nos ensaios do “jar-test”, para

os diversos conjuntos de coagulante e polieletrólito investigados, encontram-se ilustradas na Tabela 5.5.

**Tabela 5.5 - Resultados dos ensaios de coagulação/floculação para remoção de cor e turbidez**

<b>Coagulante + Polieletrólito</b>	<b>Remoção de Turbidez (%)</b>	<b>Remoção de Cor (%)</b>
Sulfato de Alumínio + 650	0 - 9,1	1,6 - 9,7
Sulfato de Alumínio + 800	7,7 - 23,1	5,7 - 22,9
Cloreto Férrico + 650	Negativa	Negativa
PAC + 650	46,1 - 54,0	44,3 - 52,9
PAC + 800	0 - 33,3	0 - 26,1

Os resultados apresentados na Tabela 5.5 mostram que quando se utilizou o conjunto coagulante PAC e o Floculante de baixo PM (650), as remoções de turbidez e cor foram superiores aos demais coagulantes testados. NDIONGUE *et al.* (2000) *apud* DI BERNARDO (2003), utilizando os testes em jar-test para avaliar o PAC em relação a outros sais à base de sulfato de silicato de alumínio e sulfato de alumínio, também obtiveram a maior remoção de turbidez com o emprego do PAC.

AVELINO *et al.* (2003) investigaram a influência das concentrações dos coagulantes hidroxicloreto de alumínio e sulfato de alumínio na eficiência do processo de coagulação, visando ao tratamento por filtração direta descendente e observaram que o hidroxicloreto de alumínio apresentou melhores resultados para redução de turbidez.

Porém, como as eficiências de remoção de turbidez para as concentrações de 40 e 50 mg/L foram iguais, foi feito um novo ensaio variando a concentração do policloreto de alumínio de 35 a 60 mg/L que pode ser observado no Anexo III na Tabela III.6. Por meio deste último teste, verificou-se que a melhor e menor concentração de coagulante encontrado foi de 40 mg/L. Depois disso, foi feito um novo ensaio variando a concentração do floculante PM 650 de 0 a 0,5 mg/L, mantendo-se a concentração de coagulante ótimo encontrado constante. Por meio dos resultados apresentados na Tabela III.7, a melhor dosagem coagulante e floculante foi de 40 e 0 mg/L, respectivamente. Como o efluente utilizado no estudo possui uma grande variabilidade dos parâmetros, optou-se por utilizar uma concentração de floculante de 0,3 mg/L. Nessa condição ótima, foram determinados também os parâmetros DQO e COD, cujos resultados não foram satisfatórios e se encontram na Tabela III.8. Após a determinação das concentrações ótimas do conjunto coagulante/floculante, ensaios

com volumes de 15 L foram realizados e os resultados estão apresentados na Tabela III.9. Foram obtidos remoções de cor e turbidez na faixa de 23 - 33% e de 50 - 65%, respectivamente.

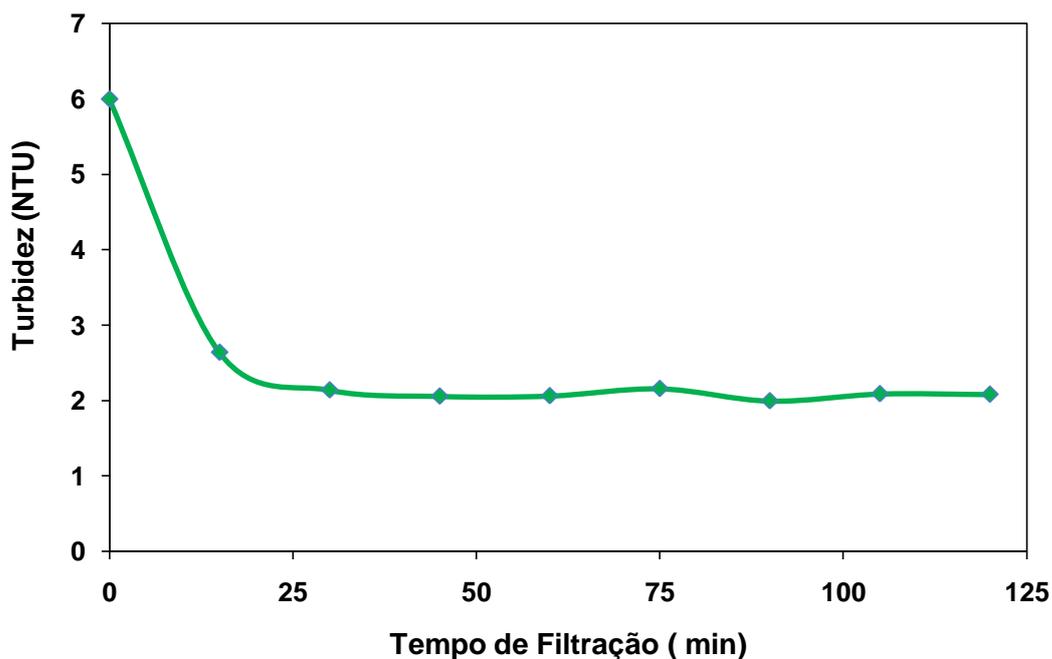
Resultados semelhantes foram obtidos por SANTOS *et al.* (2005), em um estudo em escala de bancada com diferentes tipos de coagulantes, visando o tratamento por filtração direta, utilizando dosagens de 5,0 mg/L de PAC e de 0,5 mg/L de polieletrólito catiônico, todos os valores de turbidez e de cor aparente remanescentes foram inferiores a 0,50 uT e 10 uH, alcançando-se valores de remoção de turbidez e cor aparente de 80%.

GABELICH *et al.* (2004), relata que a seleção do polímero tem um efeito direto sobre a turbidez do efluente do filtro. Os resultados dos testes de coagulação/floculação na remoção de turbidez do efluente do filtro, mostram que a adição de polímeros catiônicos forneceu a menor média de turbidez do efluente (0,03 - 0,11 NTU), seguido de polímeros aniônicos (0,08 - 0,06 NTU) e, finalmente, os polímeros não-iônicos (0,11 - 0,17 NTU).

## **5.6 ETAPA 5 – OPERAÇÃO DO FILTRO RÁPIDO DESCENDENTE**

Mediante as características do efluente tratado em questão e a proposta de usá-lo como fonte de abastecimento das torres de resfriamento, inicialmente empregou-se a filtração, que teve como principal objetivo avaliar o comportamento do filtro com relação à remoção de turbidez e pequenos sólidos que ainda permanecem em solução ao final do processo de coagulação/floculação.

A Figura 5.27 mostra que o filtro atingiu o amadurecimento durante a primeira hora de operação, assumindo patamares próximos a 2,0 NTU para turbidez da água filtrada.



**Figura 5.27 - Perfil da qualidade da água no período de amadurecimento do filtro em termos da turbidez**

A fim de prolongar a duração dos experimentos, os mesmos foram realizados em dias consecutivos, sendo interrompida a alimentação do filtro durante a noite. Os parâmetros analisados na operação do filtro foram DQO, COT, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, cor, turbidez, cloreto, SST e SSV e contagem de microorganismos. Com relação a estes parâmetros, a caracterização da alimentação do filtro está apresentada na Tabela 5.6.

**Tabela 5.6 – Caracterização da corrente de entrada do filtro rápido**

Parâmetro	Entrada do filtro
DQO (mg/L)	255
COT (mg/L)	42,3
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	4,7
Cor (uH)	54
Turbidez (NTU)	4,5
Cloreto (mg/L)	7250
SST (mg/L)	29,3
SSV (mg/L)	9,3

No quesito DQO, o valor da DQO da alimentação esteve na média de 255 mg/L. Os resultados com 6h de operação estão apresentados na Figura 5.28 e na

Tabela 5.7. Pode-se perceber que a remoção de DQO pelo filtro não foi muito significativa.

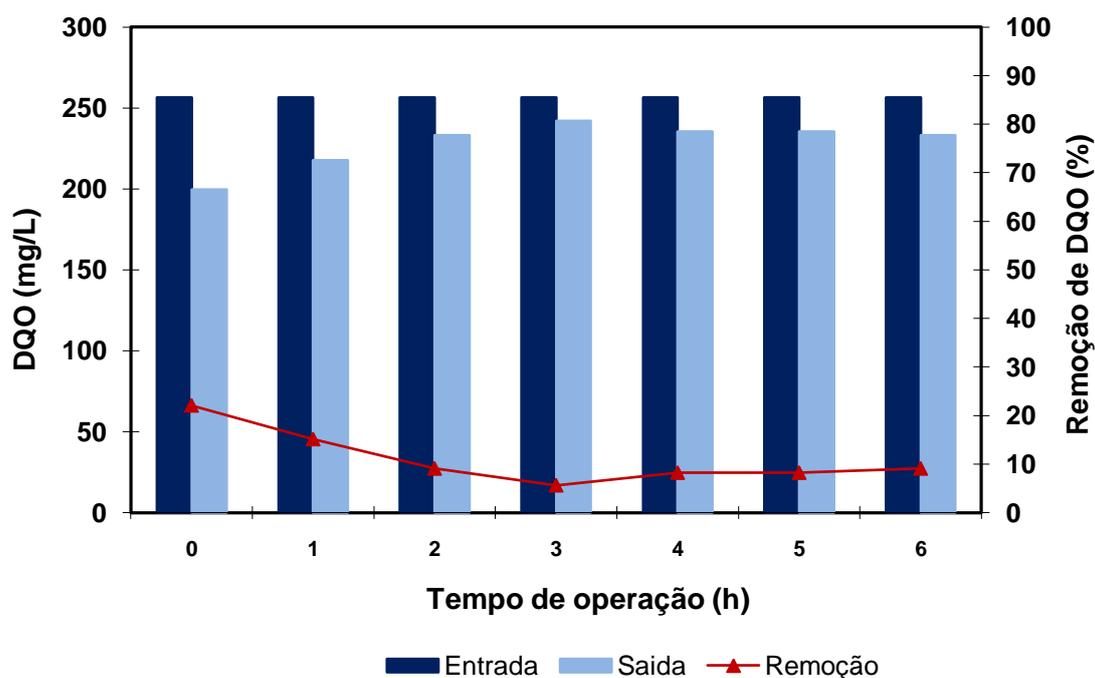


Figura 5.28 – Monitoramento da DQO na saída do filtro rápido descendente

Da mesma forma, os parâmetros COD, nitrogênio amoniacal e cloreto não tiveram sucesso na operação do filtro, sendo estes resultados apresentados nas Tabelas 5.7 e 5.8.

Tabela 5.7 - Resultados dos testes de filtro rápido descendente referentes a DQO, COD, nitrogênio amoniacal cor e turbidez

Dia	Tempo (h)	DQO (mg/L)	$\eta$ (%)	COD (mg/L)	$\eta$ (%)	Cor (uH)	$\eta$ (%)	Turbidez (NTU)	$\eta$ (%)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	$\eta$ (%)
1°	0	200	22	41,2	2,6	35	35	0,69	85	4,71	- 0,2
	1	218	15	41,9	0,9	30	44	0,34	92	5,02	- 6,8
	2	233	9	40,3	4,7	33	39	0,09	98	5,25	- 11,7
	3	242	6	40,8	3,5	34	37	0,15	97	5,28	- 12,3
2°	4	235	8	40,4	4,5	31	43	0,15	97	5,41	- 15,1
	5	235	8	41,2	2,6	35	35	0,15	97	5,43	- 15,5
	6	233	9	41,2	2,6	42	22	0,25	94	5,82	- 23,8
	Entrada	255	-	42,3	-	54	-	4,50	-	4,70	-

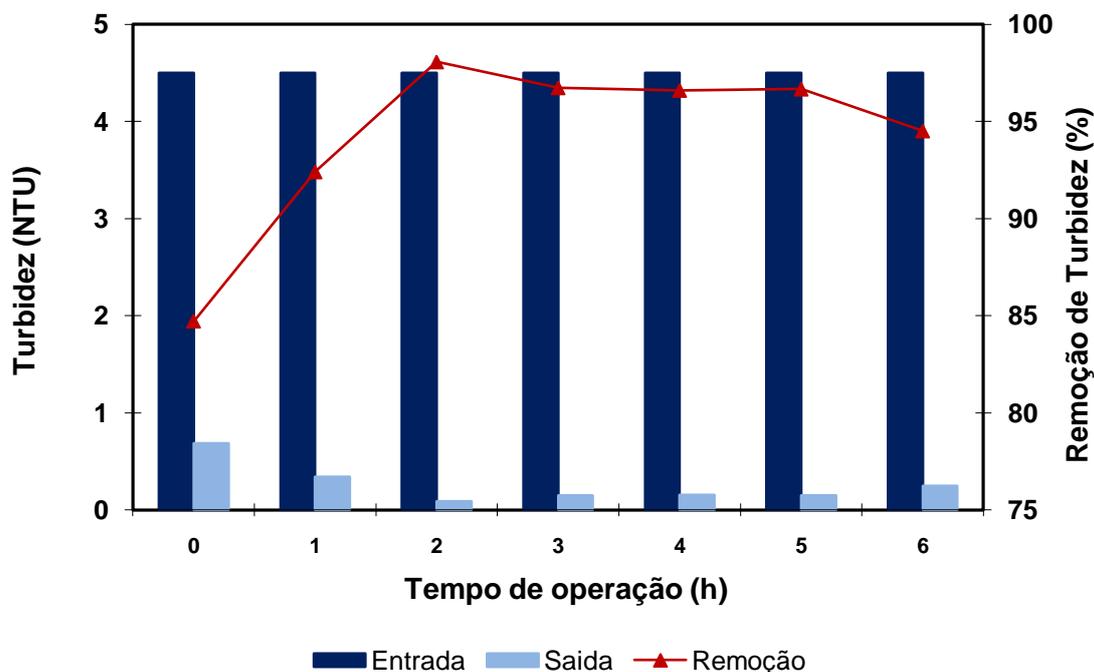
**Tabela 5.8 - Resultados dos testes de filtro rápido descendente referentes a cloreto, SST e SSV**

Dia	Cloreto (mg/L)	$\eta$ (%)	SST (mg/L)	$\eta$ (%)	SSV (mg/L)	$\eta$ (%)
1°	6500	10	22,2	24	7,0	25
2°	7000	3	11,2	62	5,0	46
Entrada	7250	-	29,3	-	9,3	-

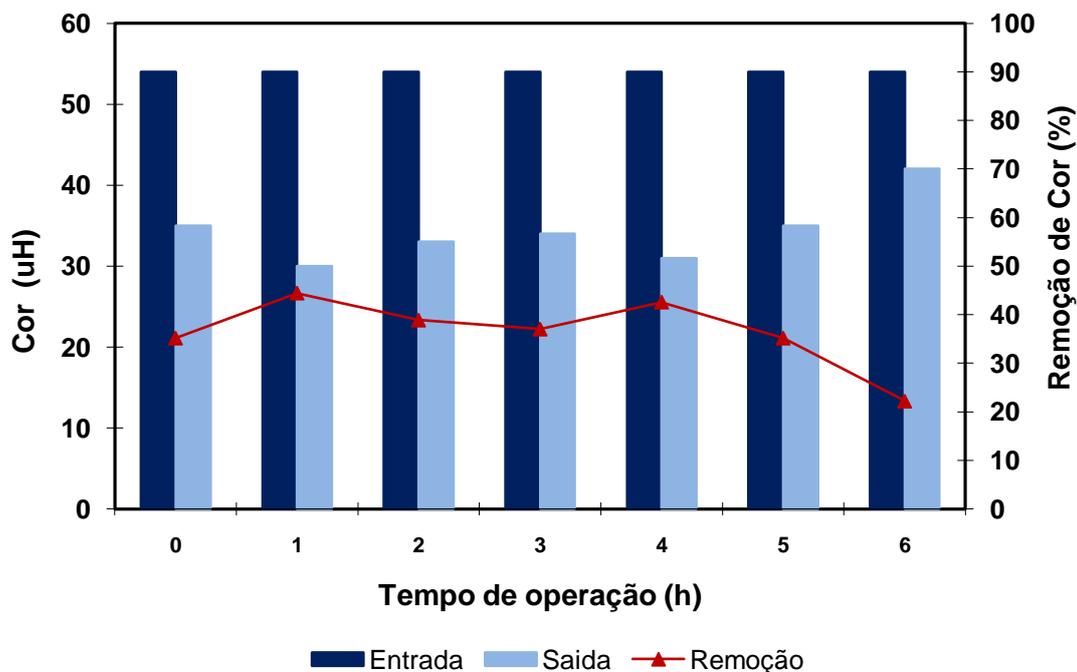
No entanto, SST e SSV, cor e turbidez foram os parâmetros que tiveram uma maior eficiência de remoção, o que já era esperado.

Com relação a remoção de SST e SSV avaliadas nos dois dias consecutivos, tem-se que no 1° dia a remoção foi de 24 e de 25% e já no 2° dia de 62 e 46%, respectivamente. Percebe-se que a remoção de SST e SSV foi mais significativa no 2° dia do que no 1°, devido a uma pequena colmatção que estava ocorrendo no leito filtrante com o decorrer do tempo, ou seja, durante a operação, os sólidos foram sendo removidos da água e acumulados dentro dos vazios e no topo na superfície do leito filtrante, tendo a necessidade de diminuir o fluxo do afluente conforme o tempo. O filtro removeu praticamente todos os sólidos sedimentáveis.

Nas Figuras 5.29 e 5.30 estão apresentados os resultados de cor e turbidez durante a operação do filtro por 6 h.



**Figura 5.29 – Monitoramento da turbidez na saída do filtro rápido descendente**



**Figura 5.30 – Monitoramento da cor na saída do filtro rápido descendente**

Observa-se que a eficiência de remoção de turbidez chegou até 98% e de cor a 44%. De acordo com RICHTER (1977), com uma operação cuidadosa, admitindo que não haja falhas de projeto e de construção, o rendimento dos filtros chega a superar 90%, em termos de remoção de turbidez.

GHOSH *et al.* (1995), ao estudar o tratamento terciário de esgoto doméstico, com ensaios de *jar test* para coagulação, com sulfato de alumínio, floculação, sedimentação e filtração de amostras do efluente do tratamento secundário, com ótima dosagem entre 55 mg/L e 60 mg/L observaram a redução de turbidez de 98%, após a filtração.

MATSUMOTO & GUILHERME (2000) relataram o desempenho de uma estação piloto de tratamento, composta de um modelo reduzido dotado de decanto-floculador de manta de lodo, decantador de alta taxa e filtro de areia convencional, quando usados polieletrólitos catiônicos e sulfato de alumínio como coagulantes principais. O decanto-floculador de manta de lodo, associado ao decantador laminar, quando utilizado a uma taxa de decantação e filtração de 120m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.dia, baixando a turbidez inicial de 30 uT para 5 uT na saída do decantador, utilizando 4 mg/L de polieletrólito catiônico. Em relação à qualidade da água, os polieletrólitos catiônicos apresentaram uma melhor eficiência com dosagem menor quando comparados com o sulfato de alumínio, além de garantirem menor turbidez na saída do filtro, com turbidez máxima de 0,1 uT. A carreira de filtração não foi analisada, devido aos ensaios de

média duração, em torno de 8 horas, mas houve pequena perda de carga no filtro neste período.

Para determinação das bactérias heterotróficas foi utilizado o método de plaqueamento em profundidade (“Pour Plate”), utilizando meio PCA (Plate Count Agar) e os resultados expressos em unidades formadoras de colônia por mililitro (UFC/mL). Para execução desse método, foram preparadas diluições das amostras até a obtenção de placas com no máximo 300 colônias. Na execução desse trabalho foram utilizadas as diluições  $10^{-1}$ ,  $10^{-2}$  e  $10^{-3}$ , em triplicata.

Segundo BRINCK (2009), na filtração rápida, as altas taxas de fluxo dificultam a formação da camada biológica (*schmutzdecke*), portanto pouca biodegradação ocorre nestes filtros. Assim, apresenta maior contagem bacteriana, quando comparado a um filtro lento, como pode ser observado nos resultados apresentados na Tabela 5.9. A presença de microorganismos no efluente após a filtração aumenta a necessidade de desinfecção para que haja remoção de microorganismos.

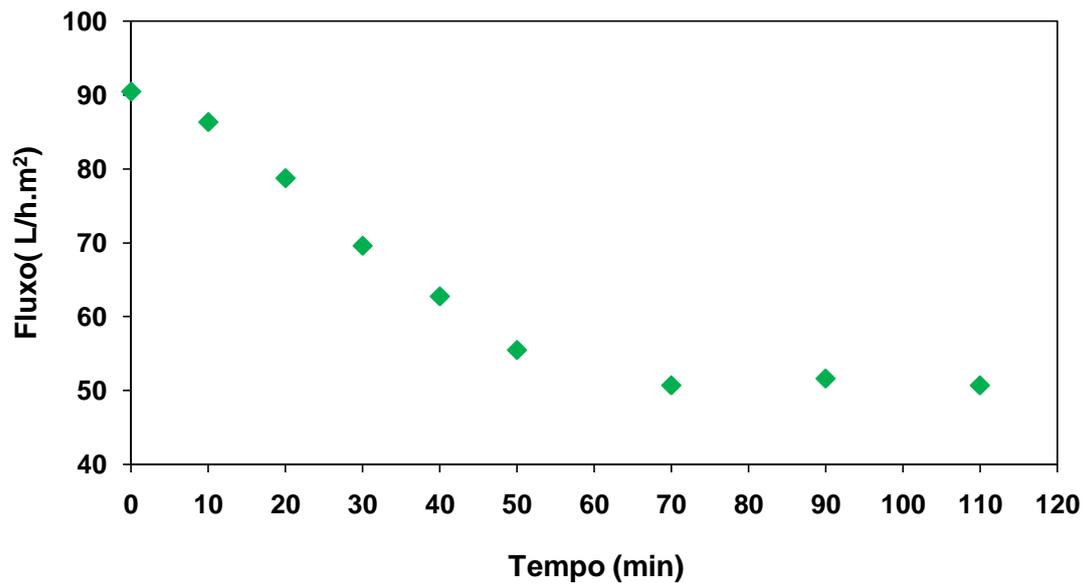
**Tabela 5.9 - Resultados dos testes de filtro rápido descendente referentes a contagem de microorganismos**

Dia	Diluição	Colônias	Colônias (ufc/mL)	$\eta$ (%)
1°	-2	90	90000	- 9,0
	-3	16,5	16500	- 3,0
2°	-2	89	89000	- 8,0
	-3	17	17000	- 6,0
Entrada	-2	82,5	82500	-
	-3	16	16000	-

## 5.7 ETAPA 6 – OPERAÇÃO DO SISTEMA DE OSMOSE INVERSA

### 5.7.1 Caracterização da Membrana

Antes dos testes de permeação com efluente da saída do filtro rápido descendente, foi realizada a compactação da membrana com água Milli-Q, mantendo a pressão no lado de alimentação em 30 bar, até a estabilização do fluxo permeado. A Figura 5.31 mostra, para a membrana BW30 – 2540 (FILMTEC/DOW), o decaimento do fluxo em função do tempo de compactação durante as duas primeiras horas de operação.



**Figura 5.31 – Compactação da membrana BW30 durante a permeação de água Milli-Q da pressão de 30 bar**

Após a etapa de compactação, a vazão de permeado foi determinada em diferentes pressões de operação, possibilitando a determinação da permeabilidade hidráulica. Nos processos com membranas em que o gradiente de pressão é a força motriz para o transporte, o fluxo de água pode ser descrito pela Lei de Darcy e apresenta uma dependência linear com a diferença de pressão através da membrana como pode ser observado na Equação 3.1. O coeficiente angular da reta obtida representa a permeabilidade hidráulica da membrana, normalmente expressa em  $L/h.m^2.bar$ .

A Figura 5.32 apresenta os valores obtidos para o fluxo de permeado de água pura em função da diferença de pressão através da membrana.

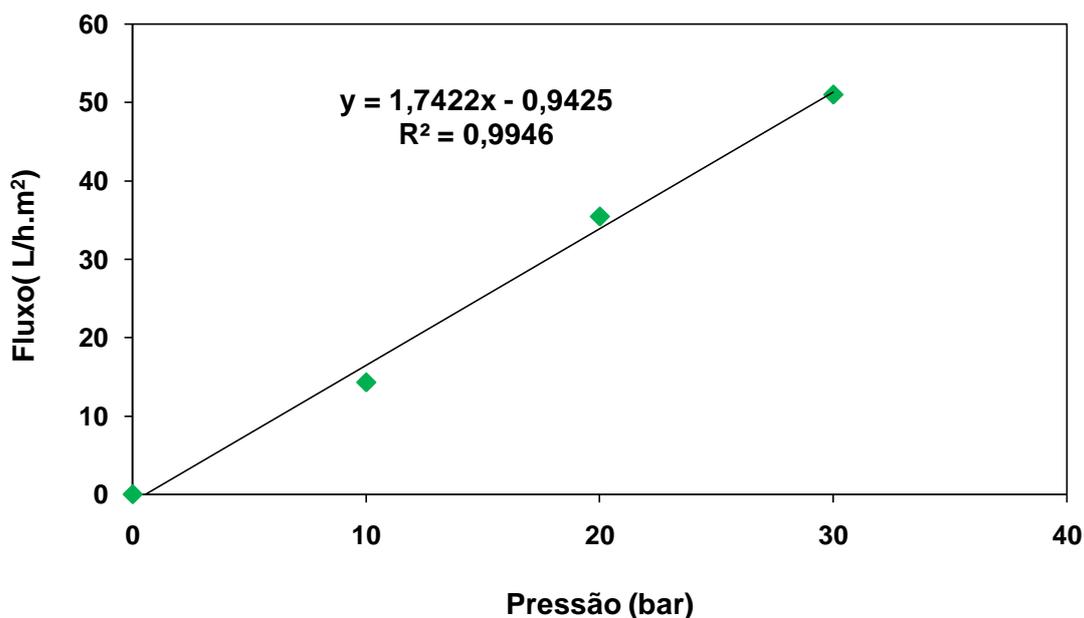


Figura 5.32 – Fluxo de água em função da diferença de pressão através da membrana

A permeabilidade hidráulica encontrada para a membrana utilizada foi aproximadamente  $1,7422 \text{ L/h.m}^2\text{.bar}$ , valor característico de membranas de OI.

A rejeição salina da membrana de 98% foi calculada através da Equação 3.2, após etapa inicial de compactação da membrana e utilizando, aproximadamente, 4L de solução a 2000 mg/L de NaCl.

Depois desta etapa, um volume de 4L do efluente da saída do filtro rápido descendente foi colocado no tanque de alimentação e o sistema de osmose inversa foi posto a operar em uma pressão de 30 bar. Este sistema foi monitorado por meio do grau de recuperação do permeado, ou seja, 400 mL de permeado representava 10% de recuperação. A cada 10%, análises de condutividade, DQO, COT, nitrogênio amoniacal eram feitas que estão apresentadas na Tabela 5.10.

Tabela 5.10 - Resultados dos testes de osmose inversa

Grau de Recuperação	DQO (mg/L)	$\eta$ (%)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	$\eta$ (%)	COT (mg/L)	$\eta$ (%)	Cloreto (mg/L)	$\eta$ (%)	Condutividade ( $\mu\text{S/cm}$ )
10	15	91	0,76	87	0,607	98,5	86	98	444
20	19	89	0,90	84	0,524	98,7	86	98	303
30	14	92	0,99	83	0,466	98,8	-	-	360
40	-	-	1,06	82	2,126	94,6	-	-	594
Entrada	170	-	5,75	-	40	-	6600	-	23240

Através dos resultados da Tabela 5.10, pôde-se perceber que os melhores resultados encontrados foi no grau de recuperação de 10%. Comparando estes resultados com os valores máximos de qualidade de água recomendados pela literatura para reposição em sistemas de resfriamento abertos com recirculação, na Tabela 5.11, percebemos que todos os parâmetros analisados nesta etapa se enquadram a este reuso.

**Tabela 5.11 - Requisitos físico-químicos mínimos necessários para reuso em torres de resfriamento**

Parâmetros	Torres de Resfriamento
DQO (mg/L)	≤ 75 <sup>(1)</sup>
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	≤ 1,0 <sup>(2)</sup>
COD (mg/L)	≤ 1,0 <sup>(6)</sup>
Cloreto (mg/L)	500 <sup>(1)</sup>
Condutividade (µS/cm)	800 - 1200 <sup>(4)</sup>
Dureza Total (mg/L)	50 - 180 <sup>(4)</sup>
Turbidez (NTU)	≤ 3,0 <sup>(5)</sup>
pH	6 - 9 <sup>(3)</sup>
SST (mg/L)	≤ 30 <sup>(3)</sup>

(7) Fonte: Metcalf & Eddy (2003)

(8) Fonte: Mancuso & Santos (2003)

(9) Fonte: US EPA (2004)

(10) Fonte: US EPA (2004), valores para a cidade de San Francisco

(11) Fonte: US EPA (2004), valores para o estado do Texas

(12) Fonte: US EPA (2004), valores para o estado do Washington

Muitas das alimentações contêm contaminantes (incrustantes) que reduzem precocemente a produtividade (fluxo) da membrana. Através dos experimentos pode-se perceber que o fluxo de permeado através da membrana diminuiu com o tempo. No entanto, deve-se salientar que este é um teste de bancada utilizando uma membrana plana.

GABELICH, *et al.* (2003) em seus estudos para avaliar pré-tratamentos para osmose inversa, concluiu para que possa ser utilizado o tratamento convencional como pré-tratamento é necessário que haja a limpeza da membrana devido à queda do fluxo específico ou aumento da pressão diferencial da membrana. A menor rejeição de sal ao tratamento convencional pode ser atribuída à incrustação nas membranas, o que aumenta a concentração da camada de polarização, como pode ser observado na Tabela 5.10 em 40% de grau de recuperação em que a condutividade do permeado aumentou, diminuindo a rejeição ao sal.

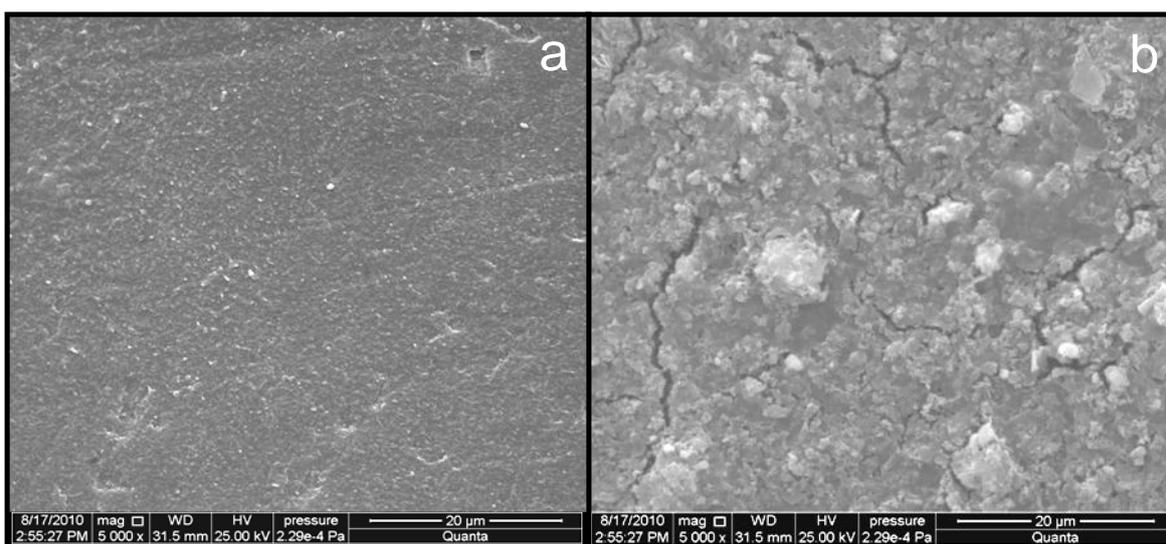
A menor ou maior formação de incrustações depende da configuração do módulo e do tipo e concentração de contaminantes presentes na alimentação. Através

de testes realizados na determinação do potencial de incrustação da membrana, um valor 17 para o SDI foi obtido para  $t = 5$  min, sendo muito maior ao valor limite ( $SDI \leq 5$ ) recomendado para o processo. Através deste parâmetro, foi possível detectar possível incrustação na membrana.

A determinação do SDI é importante para o projeto de um sistema de osmose inversa, pois correlaciona qualidade da água a futuros potenciais bloqueios e diminuição de fluxo pela membrana (SILVA, 2009).

Segundo OLIVEIRA (2007), o SDI varia de zero, o que significa que o efluente é limpo, até 20 ( $t = 5$  min), 6,66 ( $t = 15$  min) ou 4 ( $t = 25$  min), valores estes que correspondem a um tempo de filtração infinito. Nesta última condição, o efluente tem elevado potencial de provocar incrustações na superfície da membrana, reduzindo a eficiência do processo. Em geral, considera-se a alimentação em condições satisfatórias quando o índice de sedimentos está abaixo de 5, que não foi o caso deste trabalho.

Para comprovar a presença de incrustações na membrana, análises de microscopia eletrônica por varredura (MEV) da membrana anteriormente e posteriormente ao teste de osmose inversa foram realizadas e as fotografias da membrana antes e depois do teste de osmose inversa estão apresentados na Figura 5.33.



**Figura 5.33 – Fotografias da superfície da membrana BW-30 com ampliação de 5000X a) antes b) depois do teste de osmose inversa**

Observa-se uma grande diferença entre as superfícies da membrana antes e depois do teste de osmose inversa. Por meio da análise de MEV, uma espessa camada sobre a membrana, provavelmente de natureza orgânica, foi observada na

superfície da membrana. Segundo GABELICH, *et al.* (2003), isto se deve ao fato de que parte do COT proveniente da corrente de alimentação foi depositado na membrana e pode ser utilizado como substrato de crescimento das bactérias, criando um ambiente propício para a bioincrustação.

## 5.8 CONSIDERAÇÕES GERAIS SOBRE OS RESULTADOS OBTIDOS

Os resultados obtidos do acoplamento do sistema de lodos ativados aos processos de coagulação/floculação, filtro rápido descendente e osmose inversa estão apresentados na Tabela 5.12.

**Tabela 5.12 - Resultados do efluente após o tratamento seqüencial**

Parâmetros	Torres de Resfriamento	Efluente após o tratamento seqüencial
DQO (mg/L)	≤ 75 <sup>(1)</sup>	15
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	≤ 1,0 <sup>(2)</sup>	0,76
COD (mg/L)	≤ 1,0 <sup>(6)</sup>	0,61
Cloreto (mg/L)	500 <sup>(1)</sup>	86
Condutividade (µS/cm)	800 - 1200 <sup>(4)</sup>	444
Dureza Total (mg/L)	50 - 180 <sup>(4)</sup>	0,0
Turbidez (NTU)	≤ 3,0 <sup>(5)</sup>	0,15
pH	6 - 9 <sup>(3)</sup>	8,3
SST (mg/L)	≤ 30 <sup>(3)</sup>	10,0

(1) Fonte: Metcalf & Eddy (2003)

(2) Fonte: Mancuso & Santos (2003)

(3) Fonte: US EPA (2004)

(4) Fonte: US EPA (2004), valores para a cidade de San Francisco

(5) Fonte: US EPA (2004), valores para o estado do Texas

(6) Fonte: US EPA (2004), valores para o estado do Washington

Observa-se que todos os parâmetros analisados se enquadram para reuso em torres de resfriamento, porém como mencionado nos resultados do processo de osmose inversa, foi possível detectar possível incrustação na membrana, sendo confirmado pelo teste do SDI.

Uma tecnologia de tratamento semelhante a esse foi estudado por SILVA FILHO (2009), a qual era composta por coagulação/floculação seguida de filtração em filtro de areia e troca iônica. Com este tratamento seqüencial foi possível a remoção de 84,6%; 96,9%; 66,3%; 88%; 66,7%; 90%; 68%; 95%; 99%; 99%; 92,3% e 97% de sólidos suspensos totais, sólidos totais dissolvidos, turbidez, DQO, DBO, alumínio, alcalinidade total, ferro, fosfato, cobre, condutividade e nitrogênio amoniacal,

respectivamente, viabilizando o reúso do efluente, tanto na alimentação das torres de resfriamento como na produção de vapor nas caldeiras. Neste caso, o processo de resinas de troca iônica pode ser mais vantajoso à osmose inversa devido ao fato de esse efluente apresentar baixo teor de sais dissolvidos na água (inferior ou próximo a 100 mg/L de TDS). Para tratamento de água do mar e do efluente estudado no presente trabalho, a tecnologia de osmose reversa é economicamente mais vantajosa que a troca iônica.

Vários tratamentos têm sido estudados como alternativas para reúso industrial. GABELICH *et al.* (2004), considera insuficiente o uso exclusivo de pré-tratamento, pelo método convencional, em sistemas de osmose inversa, que é o que foi utilizado nesta pesquisa.

No entanto, para que haja a minimização de incrustações nas membranas de OI pelo tratamento convencional, BYRNE (2002) recomenda a utilização tanto da microfiltração quanto da ultrafiltração como pré-tratamento, as quais removeria sólidos suspensos e contaminantes biológicos. Como a MF e UF não rejeitam sais dissolvidos e trabalham com baixas pressões, não consomem muita energia e podem obter altos graus de recuperação, em torno de 95%.

## 6. CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Neste item são apresentadas as conclusões obtidas a partir dos resultados dos experimentos realizados no tratamento de um efluente industrial salino, através de uma seqüência de tratamento acoplado ao sistema de lodos ativados, visando obter água para reúso. Adicionalmente, são feitas algumas sugestões relativas a futuros trabalhos na área.

No monitoramento de dois reatores em regime contínuo, sendo R1 o reator controle e R2 o reator adaptado com EfSalino com TRH de 25 h, foi necessário períodos de aclimatação do lodo biológico em função da alta salinidade do efluente e da recalcitrância dos poluentes nele presentes. Verificou-se que o processo de adaptação ao EfSalino (0 - 100%) foi efetivo na remoção de COD, DQO, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> e fenóis totais obtendo eficiências de remoção de 73%, 70%, 85% e 90%, respectivamente. Todos estes parâmetros estiveram a maior parte do tempo dentro do limite permitido para descarte, encontrando-se enquadrado na legislação.

As observações microscópicas revelaram a ocorrência de variações na comunidade microbiana e no aspecto dos flocos com o aumento da salinidade. Os lodos dos dois reatores (R1 e R2) apresentaram comportamentos distintos, durante a etapa de adaptação ao EfSalino em R2. O lodo em R2 apresentou-se sob a forma de “pequenos grãos” depois de adaptado, provavelmente devido ao efeito sinérgico da elevada concentração de cloreto como forma de resistência dos microrganismos, diferentemente do lodo de R1, que se apresentou sob forma de “flocos”. É possível, que a formação dos flocos em “grãos” encontrados em R2, tenha contribuição do número excessivo de protozoários livre-natantes presentes nesse reator, ao contrário do observado em R1. A partir de 40% de adaptação em R2, o floco ficou mais denso (flocos grandes) com a presença de alguns rotíferos e pedunculados. Isso mostra que o lodo estava se adaptando bem ao efluente altamente salino, mostrando boas condições de depuração. Com o lodo adaptado a 100% de EfSalino em R2, os pedunculados e rotíferos desapareceram, permanecendo somente os protozoários livre natantes, provavelmente devido a maior concentração de bactérias dispersas. A grande quantidade de protozoários observada em R2, provavelmente está associada a maior concentração de bactérias em suspensão (maior disponibilidade de alimento) que é uma conseqüência do aumento da concentração de cloreto que leva a ruptura dos flocos.

Com os resultados obtidos do processo de lodos ativados, conclui-se que é possível manter níveis elevados de remoção de matéria orgânica (DQO e COD) no

tratamento biológico de efluentes com alta salinidade através da adaptação dos consórcios microbianos.

Após a adaptação, foi investigada a seqüência de coagulação/floculação, filtro de areia rápido descendente e osmose inversa visando obter água para reúso. Os resultados obtidos no processo de coagulação /floculação (40 mg/L do coagulante PAC e 0,3 mg/L do polímero catiônico) foi satisfatória, com remoções de cor e turbidez na faixa de 23 - 33% e 50 - 65%, respectivamente.

O processo de filtração rápida descendente utilizando uma taxa de filtração de 120 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.dia foi eficiente na remoção de turbidez (98%), sólidos totais dissolvidos (SST) e em suspensão (46%) e cor (44%), porém o efluente não apresentou as concentrações de DQO, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, COD e cloreto adequadas para reúso em torres de resfriamento. A contagem bacteriana realizada nesta etapa não obteve sucesso, não havendo remoção de microorganismos, devido ao fato de altas taxas dificultarem a formação da camada biológica formada em filtros lentos, ocorrendo pouca biodegradação, havendo a necessidade de desinfecção para que haja remoção de microorganismos.

Para remover principalmente a salinidade, o tratamento de osmose inversa foi avaliado e pôde-se perceber que os melhores resultados encontrados foi no grau de recuperação de 10% e removeu em média 91%, 87%, 98% e 98% de DQO, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, COT e cloreto, respectivamente.

A eficiência da seqüência dos tratamentos propostos neste trabalho para o efluente da ETDI permitiu obter um efluente final (tratado em nível terciário), com características para a reutilização na alimentação das torres de resfriamento. Todos os parâmetros estudados ficaram abaixo dos limites máximos permitidos para esse uso segundo referências adotadas. No entanto, foi possível detectar possível incrustação na membrana através do teste do SDI (potencial de incrustação na membrana) e pela MEV. Um valor de 17 para o SDI foi obtido para t = 5 min, sendo muito maior ao valor limite (SDI ≤ 5) recomendado para o processo e por meio da análise de MEV foi possível observar na superfície da membrana uma espessa camada na membrana, provavelmente de natureza orgânica.

A utilização de um efluente real ampliou o grau de dificuldade de análise dos resultados, contudo, uma maior aproximação das reais condições operacionais torna o estudo desafiante e de fundamental importância.

A disponibilidade e a qualidade da água no mundo, além de ser um tema atual, é urgente. O reúso mostra-se cada vez mais necessário, principalmente na indústria, onde se concentra um potencial poluidor. Sendo assim, um projeto de reúso de efluentes é totalmente viável em termos de gestão ambiental e, mediante uma avaliação técnico-econômica pode ser implantado em muitas indústrias para atender a demanda de processos e reduzir o desperdício e os impactos ambientais.

Para a continuidade deste trabalho, são feitas as seguintes sugestões para trabalhos futuros:

- Avaliar a influência da toxicidade na adaptação de EfSalino ao lodo biológico no processo de lodos ativados;
- Investigar a utilização da microfiltração anterior à osmose inversa na remoção de matéria orgânica dissolvida e microorganismos, visando diminuir a incrustação na membrana.
- Investigar a utilização da microfiltração em substituição ao filtro rápido descendente na remoção de matéria orgânica dissolvida e microorganismos, visando diminuir a incrustação na membrana.
- Estudar vários tipos de pré-tratamentos à osmose inversa com a finalidade de obter  $SDI \leq 5,0$ .

## 7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABOU-ELELA, S. I., KAMEL, M. M., FAWZY, M. E., 2010, "Biological Treatment of saline wastewater using a salt-tolerant microorganism", *Desalination*, v. 250, n. 1, pp. 1-5.

ALMADA, R. B., 2008, *Processos Físico-Químicos Acoplados para Tratamento de Efluente Industrial para Fins de Reúso*, Dissertação (M.Sc.) COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

AMUDA, O. S., AMOO, I. A., 2007, "Coagulation/flocculation process and sludge conditioning in beverage industrial wastewater treatment", *Journal of Hazardous Materials*, v. 141, n. 3, pp. 778-783.

ANDEF, Associação Nacional de Defesa Vegetal, 2010, NOTA DE ESCLARECIMENTO: ANDEF rebate reportagem de O Estado de S. Paulo, publicada no domingo, 30. *Defensivos agrícolas: ciência que protege a agricultura brasileira*. <http://www.andef.com.br/noticias/noticia.asp?cod=154>. Consulta em 02 de novembro de 2010.

APHA American Public Health Association, 2005, *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 21<sup>st</sup>, Centennial Edition, Washington.

AVELINO, F. F., NUNES, L. M. S., REBOUÇAS, G. P. *et al.*, 2003, "Influência da Concentração do Coagulante e da Qualidade do Solvente na Coagulação Visando o Tratamento de Água por Filtração Direta", In: *XXII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, ABES, Ref. I-066, Joinville, SC.

BAKER, R. W., 2004, "Reverse Osmosis". In: *Membrane Technology and Applications*, cap. V, England, John Wiley & Sons.

BARBOSA, A. B. D., MENDES, M. J., BAYLÃO, T. W. S., 2003, "Emprego do Policloreto de Alumínio em uma Estação de Filtração Direta com Água Proveniente de Manancial em Processo de Eutrofização", In: *XXII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, ABES, Ref. I-148, Joinville, SC.

BASSIN, J. P., 2008, *Nitrificação de Efluentes Salinos em Reatores de Leito Móvel com Biofilme e Biorreatores Agitados*, Dissertação (M.Sc.), COPPE/ UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil .

BENITO-ALCÁZAR, C., VINCENT-VELA, M. C., GONZÁLVIZ-ZAFRILLA, J. M. *et al.*, 2010, "Study of different pretreatments for reverse osmosis reclamation of a petrochemical secondary effluent", *Journal of Hazardous Materials*, v. 178, n. 1-3, pp. 883-889.

BENTO, A. P., SEZERINO, P. H., PHILIPPI, L. S., REGINATTO, V. *et al.*, 2005, "Caracterização da microfauna em estação de tratamento de esgotos do tipo lodos

ativados: instrumento de avaliação e controle de processo”, *Revista Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 10, n. 4, pp. 329-338.

BITTON, G., 1994, *Wastewater Microbiology*, New York, Wiley-Liss.

BONNELYE, V., SANZ, M. A., DURAND, J. P. *et al.*, 2004, “Reverse osmosis on open intake seawater: pre-treatment strategy”, *Desalination*, v. 167, n. 1-3, pp. 191-200.

BREIA, G. C., 2006, *Aplicação dos Processos de Coagulação/Floculação e Adsorção em Carvão Ativo no Tratamento Primário dos Efluentes de Indústrias de Defensivos Agrícolas*, Dissertação (M.Sc.), COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

BRINCK, N. C. P., 2009. *Avaliação do Tipo de Material Filtrante no Comportamento Hidráulico de Filtros Rápidos de Camada Profunda no Tratamento de Águas de Abastecimento*, Tese (D.Sc.), Escola Politécnica da USP, São Paulo, SP, Brasil.

BUDD, G. C., HESS, A. F., SHORNEY-DARBY, H., *et al.*, 2004, “Coagulation applications for new treatment goals”, *Journal of American Water Works Association*, v. 96, n.2, pp. 102-113.

BYRNE, W., 2002, *Reverse Osmosis – A practical guide for industrial users*. 2 ed. USA, Tall Oaks Publishing, Inc.

CAMPOS, J. C., 2000, *Processos Combinados Aplicados ao Tratamento de Água de Produção de Petróleo*, Tese (D.Sc.), COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

CARDOSO, M., 2003, *Efeito do Tipo de Coagulante na Produção de Lodo de Estação de Tratamento de Água*, Tese (D.Sc.), UFSC, Florianópolis, SC, Brasil.

CHINU, K., JOHIR, A. H., VIGNESWARAN, S. *et al.*, 2010, “Assessment of pretreatment to microfiltration for desalination in terms of fouling index and molecular weight distribution”, *Desalination*, v. 250, n. 2, pp. 644-647.

CONAMA - Conselho Nacional do Meio Ambiente, 2005, Resolução nº 357, de 17 de março de 2005. Ministério do Meio Ambiente, 23p.

CORDI, L., ASSALIN, M. R., DIEZ, M. C. *et al.*, 2008, “Montagem, Partida e Operação de um Sistema de Lodos Ativados para o Tratamento de Efluentes: Parâmetros Físico-Químicos e Biológicos”, *Engenharia Ambiental*, v. 5, n. 1, pp. 97-115.

CORDI, L., ALMEIDA, E. S., ASSALIN, M. R. *et al.*, 2007, “Intumescimento Filamentoso no Processo de Lodos Ativados Aplicado ao Tratamento de Soro de Queijo: Caracterização e Uso de Floculantes para Melhorar a Sedimentabilidade”, *Engenharia Ambiental*, v. 4, n. 2, pp. 26-37.

COSTA, F.C., 2002, *Avaliação do Processo de Lodos Ativados e Aplicação de Carvão Ativado para o Tratamento de um Efluente da Indústria Química*, Dissertação (M.Sc.), COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

COSTA, F.C., RODRIGUES, F. A. M., FONTOURA, G. A. T. *et al.*, 2003, "Tratamento do efluente de uma indústria química pelo processo de lodos ativados convencional e combinado com carvão ativado", *Revista Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 8, n. 4, pp.274-284.

DALDASSO, R. L., SENS, M. L., 2006, "Filtração direta com pré-floculação e coagulação com sulfato de alumínio e hidroxiclreto de alumínio: estudo com água de manancial eutrofizado", *Revista Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 11, n. 3, pp.241-249.

DALZELL, D.J.B. ALTE, S., SPICHUETA, E. *et al.*, 2002, "A comparison of five rapid direct toxicity assessment methods to determine toxicity of pollutants to activated sludge", *Chemosphere*, v. 47, n. 5, p. 535-545, 2002.

DAVIES, P. S., 2005, *The biological basis of wastewater treatment*, Glasgow, UK: Strathkelvin Instrument Ltd.

DI BERNARDO, L. (coordenador), 2005, *Tratamento de Água para Abastecimento por Filtração Direta*, ABES, RiMa, Rio de Janeiro.

DI BERNARDO, L.; PREZOTTI, J. C. S., 1991, "Caminhamento da frente de impurezas em meios granulares de filtros operados com taxa constante". In: *Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, 16., Goiânia, GO.

DUBOIS, M., GILLES, K. A., HAMILTON, J. K. *et al.*, 1956, "Colorimetric method for determination of sugars and related substances", *Analytical Chemistry*, v. 28, n. 3, pp. 350 – 356.

EBELING, J. M., SIBRELL, P. L., OGDEN, S. R. *et al.*, 2003, "Evaluation of chemical coagulation-flocculation aids for the removal of suspended solids and phosphorus from intensive recirculating aquaculture effluent discharge", *Aquacultural Engineering*, v. 29, n. 1-2, pp. 23-42.

EBELING, J. M., WELSH, C. F., RICHEL, K. L., 2006, "Performance evaluation of an inclined belt filter using coagulation/flocculation aids for the removal of suspended solids and phosphorus from microscreen backwash effluent", *Aquacultural Engineering*, v. 35, n. 1, pp. 61-77.

ECKENFELDER Jr. W. W., 1989, *Industrial Water Pollution Control*, McGraw-Hill Book Company, New York.

EPA – ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY, 2004, *Guidelines for Water Reuse*. EPA/625/R-04/108, Washington, DC, September, 450 p.

FORNEY, L.J., LIU, W. T., GUCKERT, J. B. *et al.*, 2001, "Structure of microbial communities in activated sludge: potential implications for assessing the biodegradability of chemicals", *Ecotoxicology and Environmental Safety*, v. 49, n. 1, p. 40-53.

FREIRE, D. D. C., 1999, *Tratamento Aeróbio de Efluentes de Alta Salinidade*. Tese (D. Sc.), COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

FURLAN, F. R., 2008, *Avaliação da Eficiência do Processo de Coagulação-Floculação e Adsorção no Tratamento de Efluentes Têxteis*. Dissertação (M.Sc.), UFSC, Santa Catarina, SC, Brasil.

GABELICH, C. J., YUN, T. I., COFFEY, B. M. *et al.*, 2003, "Pilot-scale testing of reverse osmosis using conventional treatment and microfiltration", *Dessalination*, v. 154, n. 3, pp. 207-223.

GABELICH, C. J., GERRINGER, F. W., FRANKLIN, J. C. *et al.*, 2004, "Reverse osmosis pretreatment: challenges with conventional treatment", *American Water Works Association (AWWA ACE)*, Orlando, FL.

GERLOF, J., 2008, *Reutilização de Água de Resfriamento de Carcaças de Frango*. Dissertação (M.Sc.), UFSC, Florianópolis, SC, Brasil.

GHARSALLAH, N., KHANNOUS, L., SOUISSI, N. *et al.*, 2002, "Biological treatment of saline wastewaters from marine-products processing factories by a fixed-bed reactor", *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, v.77, n. 8, pp. 865-870.

GHOSH, M., AMIRTHARAJAH, A., ADIN, A., 1995, "Particle Destabilization for Tertiary Treatment of Municipal Wastewater by Filtration", *Water Science Technology*, v. 30, n. 9., pp. 209-218.

GIORDANO, G., 2004, *Tratamento e Controle de Efluentes Industriais*. Apostila da ABES. Mato Grosso.

HABERT, A. C., BORGES, C. P., NOBREGA, R., 2006, *Escola Piloto em Engenharia Química: Processos de Separação com Membranas*. Programa de Engenharia Química, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

HOCKENBURY, M. R., BURSTEIN, D., JAMBRO E. S., 1977, "Total dissolved solids effects on biological treatment". Proc. of the 32<sup>th</sup> Waste Conference, Purdue University, West Lafayette, Indiana, May.

INEA, 1986, "Critérios e Padrões para lançamento de efluentes líquidos", Norma Técnica NT - 202. R-10, Instituto Estadual do Ambiente, Rio de Janeiro, Brasil.

INEA, 1991, "Diretriz de Controle de Carga Orgânica em Efluentes Líquidos de Origem Industrial", DZ - 205. R-5, Instituto Estadual do Ambiente, Rio de Janeiro, Brasil.

ISAIAS, N. P., 2001, "Experience in Reverse Osmosis Pretreatment", *Desalination*, v. 139, N. 1-3, pp. 57-64.

JENKINS, D., RICHARD, M. G., DAIGGER, G. T., 1993, *Manual on the Causes and Control of Activated Sludge Bulking and Foaming*. 2<sup>nd</sup> ed. Michigan, Lewis Publishers.

JOHIR, A. H., KHORSHED, S., SHON, H. K., 2009, "In-line flocculation–filtration as pre-treatment to reverse osmosis desalination", *Desalination*, v. 247, N. 1-3, pp. 85-93.

JORDÃO, E. P., PESSOA, C. A., 1995, *Tratamento de Esgotos Domésticos*, 3<sup>a</sup> edição, Rio de Janeiro, ABES.

KARGI, F., 2002, "Enhanced Biological Treatment of Saline Wastewater by Using Halophilic Bacteria", *Biotechnology Letters*, v. 24, pp. 1569-1572.

KOURAS, A., ZOUBOULIS, A., SAMARA, C. *et al.*, 1998, "Removal of pesticides from aqueous solutions by combined physicochemical processes - the behavior of lindane", *Environmental Pollution*, v. 103, n. 2-3, pp. 193-202.

LIMA, A. A., 2002, *Efeito da Ozonização na Toxicidade e na Qualidade Final de um efluente da Indústria Química*. Dissertação (M. Sc.), COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

LISDONK, C. A. C., RIETMAN, B. M., HEIJMAN, S. G. J. *et al.*, 2001, "Prediction of supersaturation and monitoring of scaling in reverse osmosis and nanofiltration membrane systems", *Desalination*, v. 138, n. 19, pp. 259-270.

LOBO, L. P., 2004, *Análise Comparativa dos Processos de Filtração em Membranas e Clarificação Físico-Química para Reúso de Água na Indústria*. Dissertação (M.Sc.), UERJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

LORRY, O. H., ROSEBROUGH, N. J., FARR, A. L. *et al.*, 1951, "Protein Measurement with the Folin Phenol Reagent", *Journal of Biological Chemistry*, v. 193, n. 1, pp. 265-275.

MADONI, P. *et al.*, 1996, "Toxic effect of heavy metals on the activated sludge protozoan community", *Water Research*, v. 30, n. 1, pp. 135-141.

MANCUSO, P. C. S.; SANTOS, H. F., 2003, *Reúso de Água*. NISAM – USP, Barueri, SP, 579 p.

MARTINS, G., ALMEIDA, J. C. V., 1999, *Reúso de Águas em Indústria Química de Processamento Dióxido de Titânio*. Monografia apresentada no curso de especialização em Gerenciamento e Tecnologias Ambientais na Indústria. Escola Politécnica, Universidade Federal da Bahia, UFBA, 69p.

MATSUMOTO, T., GUILHERME, C. M., 2000, "Comportamento do Decantofloculador de Manta de Lodo e Decantador de Alta Taxa no Tratamento de Água de Abastecimento Utilizando Sulfato de Alumínio e Diferentes Polieletrólitos". In: *XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental*. ABES, Ref. II-032, Porto Alegre, RS.

MEDEIROS, V. A., 2004, *Efeito da Salinidade no Processo de Lodos Ativados no Tratamento de Efluente Industrial Complexo*. Dissertação (M.Sc.), COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

MESQUITA, D. P.; COELHO, M. A. Z.; FERREIRA, E. C., 2006, "Efeito do sal no desempenho de um reator batelada seqüencial". *XVI Congresso Brasileiro de Engenharia Química - COBEQ2006*, Associação Brasileira de Engenharia Química, CD-ROM, pp. 1-7.

METCALF & EDDY, 2003, "Advanced Wastewater Treatment". In: *Wastewater Engineering, Treatment and Reuse*. Boston, McGraw-Hill. pp. 1044-98.

MILTNER, R.J., SUMMERS, R.S., DUGAN, N.R. *et al.*, 1996, "A comparative evaluation of biological filters", *AWWA Water Quality Technology Conference*, Boston.

MULDER, M., 1987, *Basic principles of Membrane Technology*. The Netherlands, Kluwer Academic Publishers.

OLIVEIRA, D. R., 2007, *Pré-Tratamento do Processo de Osmose Inversa Utilizando Microfiltração e Investigação de Técnicas de Limpeza e Recuperação de Membranas*, Dissertação (M.Sc.), COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

OLIVEIRA, G. S. S., ARAÚJO, C. V. M., FERNANDES, J. G. S., 2009, "Microbiologia de sistema de lodos ativados e sua relação com o tratamento de efluentes industriais: a experiência da Cetrel", *Engenharia Sanitária Ambiental*, v. 14, n. 2, pp. 183-192.

PÁDUA, V. L., AVELINO, F. F., ALBUQUERQUE, M. B. *et al.*, 2002, "Ensaio de Bancada para Estimar a Perda de Carga e a Influência da Flocculação na Filtração Direta Descendente". In: *Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, XXVIII*, 27 a 31 de outubro de 2002, Cancún, México, Anais de CD ROM.

PANSWAD, T., ANAN, C., 1999, "Impact of high chloride wastewater on an anaerobic/anoxic/aerobic process with and without inoculation of chloride acclimated seeds", *Water Research*, v. 33, n. 5, pp. 1165-1172.

PATTERSON, D. J., HEDLEY, S., 1992, *Free-Living Freshwater Protozoa - A Colour Guide*, Aleysbury, Wolfe Publishing Ltd.

PAVANELLI, G., 2001, *Eficiência de Diferentes Tipos de Coagulantes na Coagulação, Flocculação e Sedimentação de Água com Cor ou Turbidez Elevada*,

Dissertação (M.Sc.), Programa de Pós-graduação em Hidráulica e Saneamento da USP, São Carlos, SP, Brasil.

RAMALHO, R. S., 1991, *Tratamiento de Aguas Residuales*, Editorial Reverté S.A, Barcelona.

RICHARD, M., 1989, *Activated Sludge Microbiology*, 1<sup>st</sup> edition, Alexandria, Virginia, Water Pollution Control Federation.

RICHTER, C., 1977, *Filtros rápidos modificados*, Manual del curso sobre tecnología de tratamiento de agua para países em desarrollo. OPS/CEPIS/CIFCA. Dic.

SANTOS, F. L., 1997, *Tratamento biológico de efluentes salinos em reator de leito trifásico utilizando suporte polimérico*. Dissertação (M. Sc.), COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

SANTOS, E. P. C. C., AVELINO, F. F., PÁDUA, V. L., 2005, “Teste de diferentes tipos de coagulantes em escala de bancada”, *Asociación Interamericana de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente. Avanzando hacia los Objetivos de Desarrollo del Milenio em el marco de la ingeniería sanitaria ambiental*, Asunción, AIDIS Paraguay, pp. 1-7, lius, tab.

SCHOENHALS, M., 2006, *Avaliação da Eficiência do Processo de Flotação Aplicado ao Tratamento Primário de Efluentes de Abatedouro Avícola*, Dissertação (M. Sc.), UFSC, Florianópolis, SC, Brasil.

SHON, H. K., VIGNESWARAN, S., KIM, S. *et al.*, 2004, “Effect of pretreatment on the fouling of membranes: application in biologically treated sewage effluent”, *Journal of Membrane Science*, v. 234, n. 1-2, pp. 111-120.

SILVA, F. B., A ETDI do Complexo de Belford Roxo - Aspectos Técnicos e Operacionais. Belford Roxo: Bayer, 2001.

SILVA FILHO, A., 2009, *Tratamento Terciário de Efluente de uma Indústria de Refrigerantes visando ao Reúso – Um Estudo de Caso*, Dissertação (M. Sc.), Escola de Química/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

SILVA, S. K., MONTEIRO, G. S., SILVA, J. N. *et al.*, 2009, “Estudo do Índice de Densidade de Sedimentos em Águas Oriundas de Poços Tubulares Aplicadas a Sistemas de Dessalinização via Osmose Inversa”, *Centro Científico Conhecer – Enciclopédia Biosfera*, v. 5, n. 8.

SOUSA, J. T., LEITE, V. D., DANTAS, J. P. *et al.*, 2000, “Reúso de efluente de esgotos sanitários na cultura do arroz”. In: *IX SILUBESA - Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, 9, Porto Seguro, Ba, p.1058-1063, ABES, Rio de Janeiro.

SRIVASTAVA, V. C., MALL, I. D., MISHRA, I. M., 2005, "Treatment of pulp and paper mill wastewaters with poly aluminium chloride and bagasse fly ash", *Colloids and Surfaces*, v. 260, n. 1-3, pp. 17-28.

SUHETT, R., 2004, "Avaliação de tecnologias visando ao reuso de efluentes". *Revista Efluentes Hídricos: Resultados em P & D*. n° 6.

STYPKA, A., 1998, *Factors influencing sludge settling parameters and solids flux in the activated sludge process – A literature review*. In: Advanced Wastewater Treatment Report n°4, Joint Polish- Swedish Reports, Division of Water Resources Eng., KTH, TRITA-AMI REPORT 3058, ISSN 1400-1306, ISRN KTH/AMI/REPORT 3058-SE, ISBN 91-7170-363-2, Stockholm, Sweden.

TOKUZ, R. Y., ECKENFELDER, W. W., 1979, "The Effect of Inorganic Salts on the Activated Sludge Process Performance", *Water Research*, v. 13, n. 1, pp. 99-104.

UYGUR, A., KARGI, F., 2004, "Salt Inhibition on Biological Nutrient Removal from Saline Wastewater in a Sequencing Batch Reactor", *Enzyme & Microbial Technology*, v. 34, n. 3-4, pp. 313-318.

VAN HAANDEL, A., MARAIS, G., 1999, *O Comportamento do Sistema de Lodo Ativado - Teoria e Aplicações para Projetos e Operação*, Campina Grande, Paraíba, Brasil.

VAZOLLÉR, R. F., 1999, "Microbiologia de Processos Biológicos de Tratamento", In: *IV Curso de Tratamento Biológico de Resíduos*, Florianópolis, SC.

VON SPERLING, M., 1997, *Princípio do Tratamento Biológico de Águas Residuárias*. Volume 4 - Lodos ativados, DESA, UFMG, Brasil.

YANG, H. J., KIM, H. S., 2009, "Effect of coagulation on MF/UF for removal of particles as a pretreatment in seawater desalination", *Desalination*, v. 247, n. 1-3, pp. 45-52.

# ANEXOS

# ANEXO I

## Análise granulométrica da Areia

Tabela I.1 – Análise granulométrica da areia usada como leito filtrante do filtro

<i>Peneira Tyler</i>	<i>Abertura (mm)</i>	<i>massa retida (g)</i>	<i><math>x_i</math> retida experimental</i>	<i>massa passa (g)</i>	<i><math>x_i</math> passa experimental</i>
10	1,700	1,57	0,0157	98,43	0,9843
14	1,180	71,15	0,7115	27,28	0,2728
20	0,850	25,51	0,2551	1,77	0,0177
28	0,600	1,67	0,0167	0,1	0,001
fundo	0,000	0,1	0,001	0	0

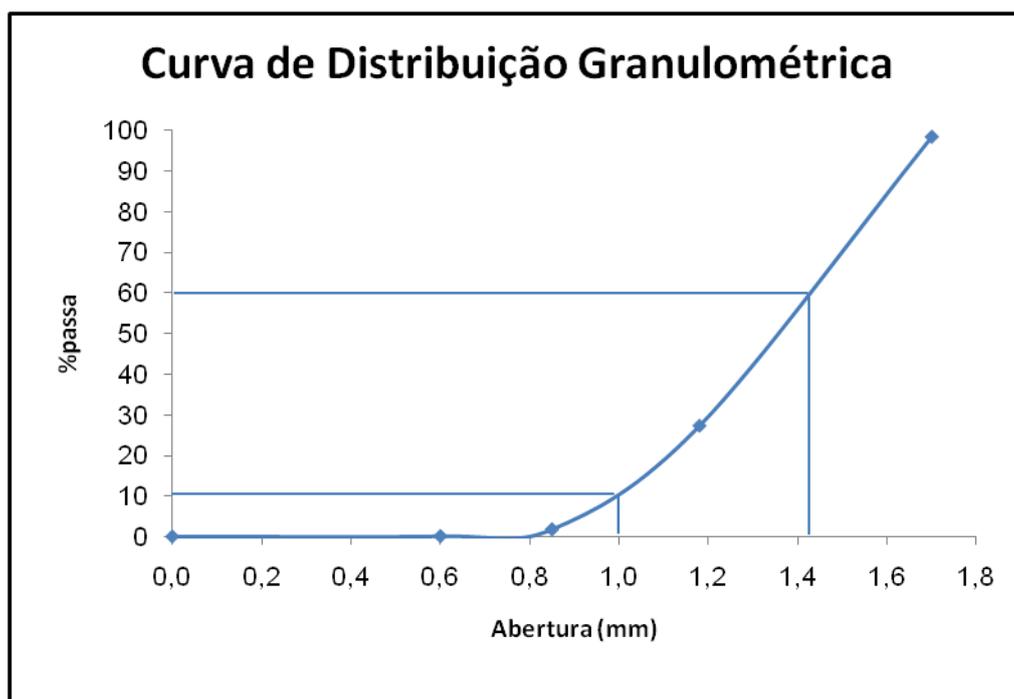


Figura I.1 – Curva de distribuição granulométrica da areia utilizada

- *Diâmetro Equivalente ou “Sauter”*

Tamanho equivalente dos grãos de um meio granular não uniforme.

$$\overline{D}_p = \frac{1}{\sum_{i=1}^j \frac{X_i}{D_i}}$$

Onde:

$D_i$  é dado pela média geométrica das aberturas das duas peneiras consecutivas;

$X_i$  é a fração do material entre as mesmas peneiras;

$j$  é o número de peneiras usadas na análise granulométrica

$$\overline{D}_p = 1,30mm$$

- *Tamanho Efetivo*

Corresponde ao tamanho equivalente a 10% em peso do material que passa.

$$D_{10} = 1,0mm$$

- *Coefficiente de Uniformidade*

É a relação entre os tamanhos dos grãos correspondentes às porcentagens de 60 e 10 em peso do material que passa pelas peneiras.

$$CU = \frac{D_{60}}{D_{10}}$$

$$CU = 1,42$$

*Quanto menor o valor de CU, mais uniforme é a areia e, portanto, mais profunda será a penetração da impureza no leito e mais longa será a duração do ciclo de filtração.*

## ANEXO II

### Curvas de Calibração Típicas para as Análises Realizadas

Curva típica para análise de nitrogênio amoniacal ( $\text{N-NH}_4^+$ ):

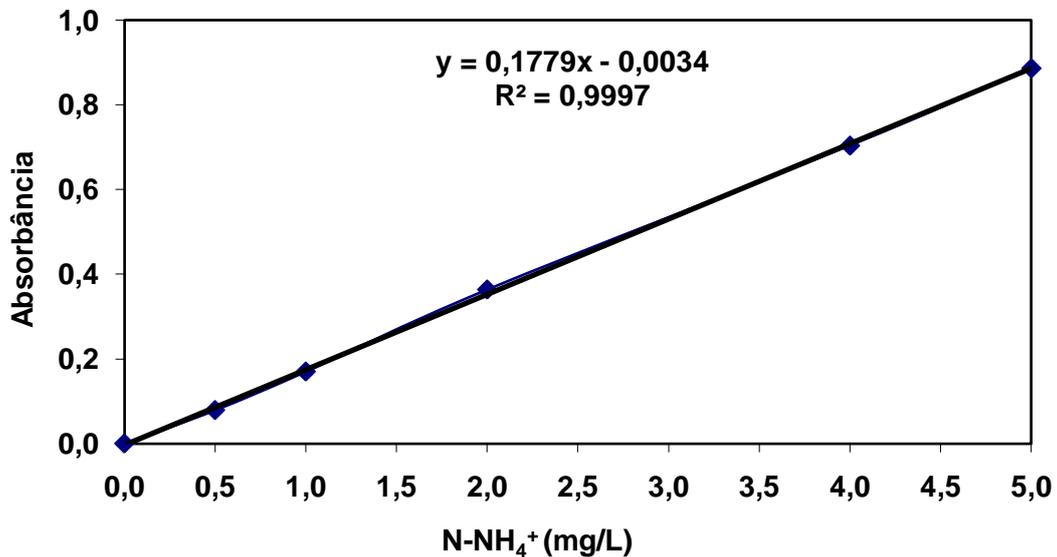


Figura II.1 – Curva de calibração típica para análise de  $\text{N-NH}_3$

Curva típica para análise de DQO:

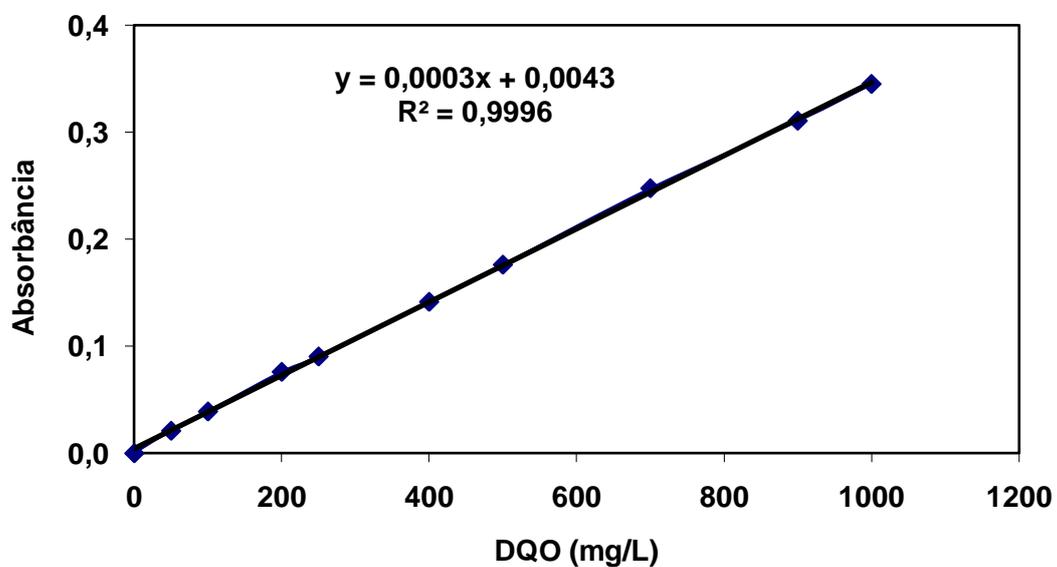


Figura II.2 – Curva de calibração típica para análise de DQO

Curva típica para análise de fenóis totais:

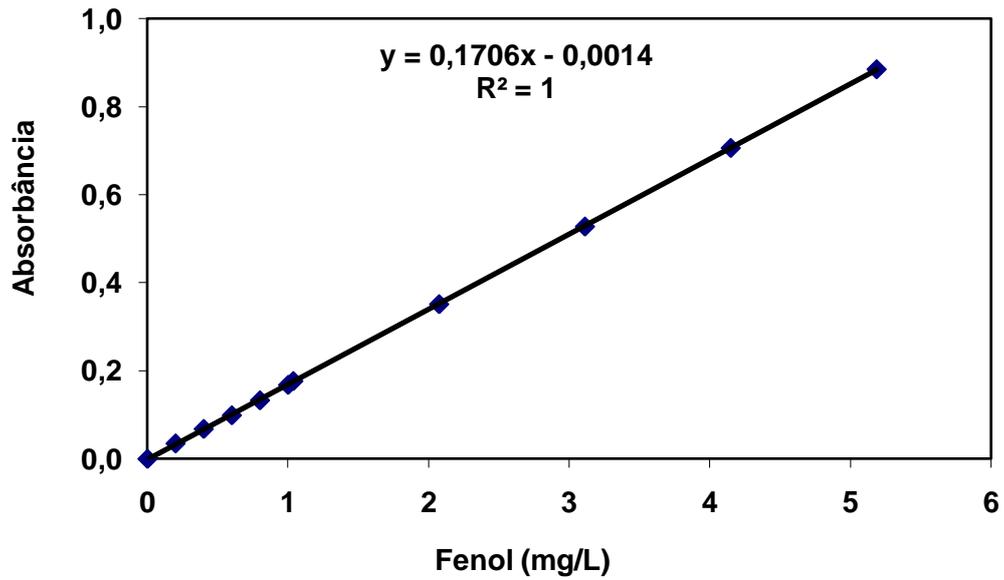


Figura II.3 – Curva de calibração típica para análise de fenol

Curva típica para análise de polissacarídeos:

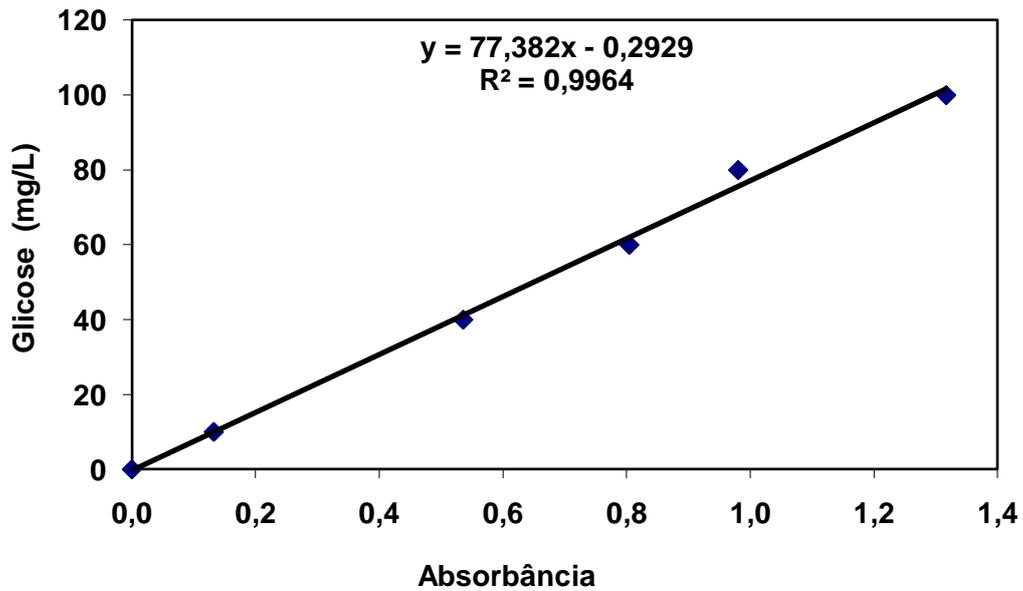


Figura II.4 – Curva de calibração típica para análise de polissacarídeos

Curva típica para análise de proteínas:

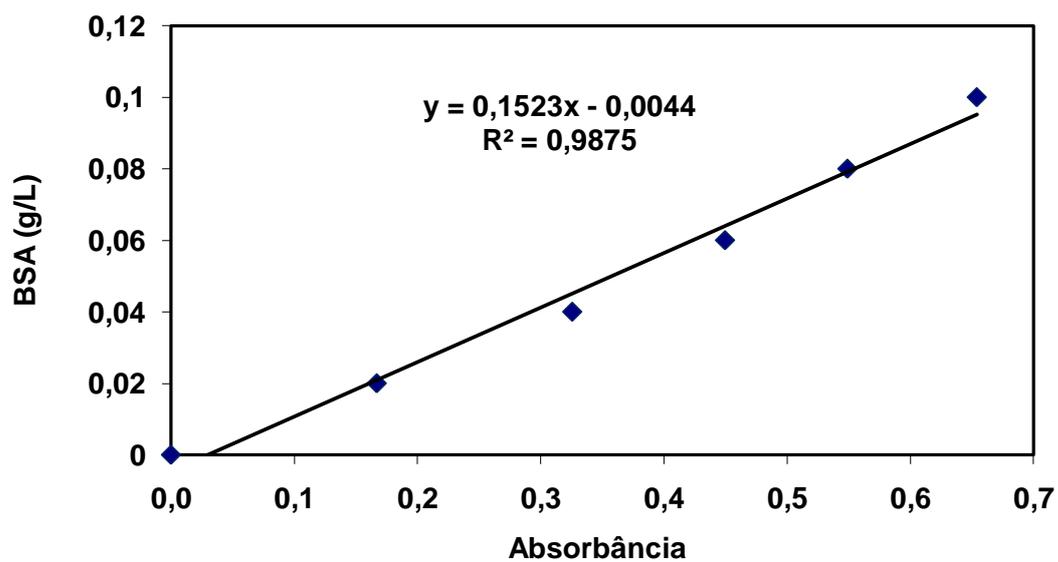


Figura II.5 – Curva de calibração típica para análise de proteínas

## ANEXO III

### Resultados dos Testes de Coagulação/Floculação no “Jar-Test”

**Tabela III.1 - Resultados dos testes de coagulação/floculação com  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  1% (5 - 50 mg/L) e PM 650 0,1% (0,5 mg/L)**

Amostra	pH inicial	pH final	[coagulante] (mg/L)	[polieletrólito] (mg/L)	Cor (uH)	$\eta$ (%)	Turbidez (NTU)	$\eta$ (%)
1	8,81	8,75	5	0,5	61	1,61	11	0,00
2	8,81	8,73	10	0,5	56	9,68	11	0,00
3	8,81	8,71	20	0,5	56	9,68	11	0,00
4	8,81	8,68	30	0,5	57	8,06	10	9,09
5	8,81	8,66	40	0,5	57	8,06	10	9,09
6	8,81	8,62	50	0,5	57	8,06	10	9,09
<b>Bruta</b>	8,81	-	-	-	62,0	-	11,0	-

**Tabela III.2 - Resultados dos testes de coagulação/floculação com  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  1% (5 - 50 mg/L) e PM 800 0,1% (0,5 mg/L)**

Amostra	pH inicial	pH final	[coagulante] (mg/L)	[polieletrólito] (mg/L)	Cor (uH)	$\eta$ (%)	Turbidez (NTU)	$\eta$ (%)
1	8,74	8,69	5	0,5	58	17,14	10	23,08
2	8,74	8,70	10	0,5	66	5,71	11	15,38
3	8,74	8,68	20	0,5	65	7,14	12	7,69
4	8,74	8,64	30	0,5	64	8,57	12	7,69
5	8,74	8,59	40	0,5	54	22,86	10	23,08
6	8,74	8,55	50	0,5	54	22,86	10	23,08
<b>Bruta</b>	8,74	-	-	-	70,0	-	13,0	-

**Tabela III.3 - Resultados dos testes de coagulação/floculação com  $\text{FeCl}_3$  1% (5 - 50 mg/L) e PM 650 0,1% (0,5 mg/L)**

Amostra	pH inicial	pH final	[coagulante] (mg/L)	[polieletrólito] (mg/L)	Cor (uH)	$\eta$ (%)	Turbidez (NTU)	$\eta$ (%)
1	8,46	8,46	5	0,5	63	-21,15	12	-33,33
2	8,46	8,51	10	0,5	64	-23,08	12	-33,33
3	8,46	8,52	20	0,5	61	-17,31	11	-22,22
4	8,46	8,50	30	0,5	63	-21,15	11	-22,22
5	8,46	8,47	40	0,5	58	-11,54	11	-22,22
6	8,46	8,42	50	0,5	57	-9,62	10	-11,11
<b>Bruta</b>	8,46	-	-	-	52,0	-	9,0	-

**Tabela III.4 - Resultados dos testes de coagulação/floculação com PAC 1% (5 - 50 mg/L) e PM 650 0,1% (0,5 mg/L)**

Amostra	pH inicial	pH final	[coagulante] (mg/L)	[polieletrólito] (mg/L)	Cor (uH)	$\eta$ (%)	Turbidez (NTU)	$\eta$ (%)
1	8,62	8,58	5	0,5	50	16,67	10	0,00
2	8,62	8,60	10	0,5	46	23,33	9	10,00
3	8,62	8,58	20	0,5	39	35,00	7	30,00
4	8,62	8,57	30	0,5	38	36,67	7	30,00
5	8,62	8,55	40	0,5	36	40,00	6	40,00
6	8,62	8,51	50	0,5	35	41,67	6	40,00
<b>Bruta</b>	8,62	-	-	-	60,0	-	10,0	-

**Tabela III.5 - Resultados dos testes de coagulação/floculação com PAC 1% (5 - 50 mg/L) e PM 800 0,1% (0,5 mg/L)**

Amostra	pH inicial	pH final	[coagulante] (mg/L)	[polieletrólito] (mg/L)	Cor (uH)	$\eta$ (%)	Turbidez (NTU)	$\eta$ (%)
1	8,71	8,71	5	0,5	54	-17,39	10	-11,11
2	8,71	8,73	10	0,5	52	-13,04	10	-11,11
3	8,71	8,66	20	0,5	40	13,04	8	11,11
4	8,71	8,61	30	0,5	38	17,39	7	22,22
5	8,71	8,58	40	0,5	37	19,57	7	22,22
6	8,71	8,50	50	0,5	34	26,09	6	33,33
<b>Bruta</b>	8,71	-	-	-	46,0	-	9,0	-

**Tabela III.6 - Resultados dos testes de coagulação/floculação com PAC 1% (35 - 60 mg/L) e PM 650 0,1% (0,5 mg/L)**

Amostra	pH inicial	pH final	[coagulante] (mg/L)	[polieletrólito] (mg/L)	Cor (uH)	$\eta$ (%)	Turbidez (NTU)	$\eta$ (%)
1	8,64	8,56	35	0,5	39	44,29	7	46,15
2	8,64	8,53	40	0,5	35	50,00	6	53,85
3	8,64	8,49	45	0,5	34	51,43	6	53,85
4	8,64	8,50	50	0,5	36	48,57	6	53,85
5	8,64	8,45	55	0,5	35	50,00	6	53,85
6	8,64	8,44	60	0,5	33	52,86	6	53,85
<b>Bruta</b>	8,64	-	-	-	70,0	-	13,0	-

**Tabela III.7 - Resultados dos testes de coagulação/floculação com PAC 1% (40 mg/L) e PM 650 0,1% (0 - 0,5 mg/L)**

Amostra	pH inicial	pH final	[coagulante] (mg/L)	[polieletrólito] (mg/L)	Cor (uH)	$\eta$ (%)	Turbidez (NTU)	$\eta$ (%)
1	8,69	8,54	40	0,0	38	48,65	7	41,67
2	8,69	8,55	40	0,1	39	47,30	7	41,67
3	8,69	8,55	40	0,2	40	45,95	7	41,67
4	8,69	8,53	40	0,3	42	43,24	7	41,67
5	8,69	8,55	40	0,4	44	40,54	8	33,33
6	8,69	8,55	40	0,5	44	40,54	8	33,33
<b>Bruta</b>	8,69	-	-	-	74,0	-	12,0	-

**Tabela III.8 - Resultados dos testes de coagulação/floculação com PAC 1% (40 mg/L) e PM 650 0,1% (0 - 0,5 mg/L)**

Amostra	pH inicial	pH final	[coagulante] (mg/L)	[polieletrólito] (mg/L)	COD (mg/L)	$\eta$ (%)	DQO (mg/L)	$\eta$ (%)
1	8,69	8,54	40	0,0	54,5	-44,18	237,56	-24,45
2	8,69	8,55	40	0,1	45,1	-19,31	244,22	-27,94
3	8,69	8,55	40	0,2	37,1	1,85	237,56	-24,45
4	8,69	8,53	40	0,3	34,9	7,67	233,11	-22,12
5	8,69	8,55	40	0,4	34,7	8,20	210,89	-10,48
6	8,69	8,55	40	0,5	34,9	7,67	230,89	-20,95
<b>Bruta</b>	8,69	-	-	-	37,8	-	190,89	-

**Tabela III.9 - Resultados dos testes de coagulação/floculação com PAC 1% (40 mg/L) e PM 650 0,1% (0,3 mg/L)**

Batelada	[coagulante] (mg/L)	[polieletrólito] (mg/L)	Cor (uH)	$\eta$ (%)	Turbidez (NTU)	$\eta$ (%)
1	40	0,3	55	32,93	2	55,56
<b>Bruta 1</b>	-	-	82,0	-	4,5	-
2	40	0,3	48	22,58	1	64,29
<b>Bruta 2</b>			62,0	-	2,8	-
3	40	0,3	50	28,57	2	50,00
<b>Bruta 3</b>	-	-	70,0	-	4,0	-