Campus de São Carlos

**TRATAMENTO AVANÇADO DE ESGOTO SANITÁRIO EM
SISTEMA SEQUÊNCIAL COMPOSTO POR PROCESSO
BIOLÓGICO ANAERÓBIO, FLOTAÇÃO, FILTRAÇÃO EM
AREIA E EM MEMBRANAS.**

TATIANA GONÇALVES PORTO

ORIENTADOR: PROF. DR. MARCO ANTONIO PENALVA REALI

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO

**ESCOLA DE ENGENHARIA
DE SÃO CARLOS**

Serviço de Pós-Graduação EESC/USP

EXEMPLAR REVISADO

Data de entrada no Serviço: 09 / 10 / 01

Ass.: *Guilherme*

TRATAMENTO AVANÇADO DE ESGOTO SANITÁRIO EM
SISTEMA SEQUENCIAL COMPOSTO POR PROCESSO
BIOLÓGICO ANAERÓBIO, FLOTAÇÃO, FILTRAÇÃO EM
AREIA E EM MEMBRANAS.

Eng. Civil: Tatiana Gonçalves Porto

DEDALUS - Acervo - EESC

31100036785

Dissertação apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Hidráulica e Saneamento.

ORIENTADOR: Prof. Dr. Marco Antônio Penalva Reali

São Carlos
2001

Class.	TESE-EESC
Curr.	4561
Tomo	T0243/01

1206836

Ficha catalográfica preparada pela Seção de Tratamento da
Informação do Serviço de Biblioteca - EESC/USP

P853t Porto, Tatiana Gonçalves
Tratamento avançado de esgoto sanitário em sistema sequencial composto por processo biológico anaeróbio, flotação, filtração em areia e em membranas / Tatiana Gonçalves Porto. -- São Carlos, 2001.

Dissertação (Mestrado) -- Escola de Engenharia de São Carlos-Universidade de São Paulo, 2001.

Área : Hidráulica e Saneamento.

Orientador: Prof. Dr. Marco Antonio Penalva Reali.

1. Filtração em membrana. 2. Sistema sequencial de tratamento. 3. Esgoto sanitário. 4. Reuso. I. Título.

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidata: Engenheira **TATIANA GONÇALVES PORTO**

Dissertação defendida e julgada em 31-08-2001 perante a Comissão Julgadora:

Prof. Dr. **MARCO ANTONIO PENALVA REALI** (Orientador)
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

APROVADA

Prof. Tit. **JOSÉ ROBERTO CAMPOS**
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

APROVADA

Prof. Tit. **PEDRO ALÊM SOBRINHO**
(Escola Politécnica/USP)

APROVADA

Prof. Associada **MARIA DO CARMO CALJURI**
Coordenadora do Programa de Pós-Graduação
em Engenharia (Hidráulica e Saneamento)

JOSÉ CARLOS A. CINTRA
Presidente da Comissão de Pós-Graduação da EESC

Aos meus pais Lucia e Rodrigo,
pela confiança em mim depositada.

Agradecimentos

Ao Prof. Dr. Marco Antônio Penalva Reali pela orientação fornecida, apoio, confiança e incentivo durante a realização do trabalho.

À Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo - Fapesp, pela bolsa de estudos concedida.

Ao Conselho Nacional de Pesquisa - CNPq e à Financiadora de Estudos e Projetos - Finep, que, através do PRONEX/97, forneceram suporte financeiro para a realização da pesquisa.

Aos técnicos Francisco Carlos Bergamini e especialmente Edson Corneta, pela montagem e instalação de equipamentos utilizados na realização da pesquisa.

Aos colegas que operaram o reator anaeróbio biológico de leito expandido utilizado na realização da pesquisa, especialmente ao Neyson.

Ao Prof. Eduardo Cleto Pires pelo empréstimo da unidade de filtração em membrana utilizada na pesquisa.

Aos colegas Renata, Fernando e Cacá pela imensa ajuda e a Marilu pelo constante apoio.

Ao Gustavo pela paciência e compreensão.

À equipe técnica dos laboratórios de Processos Biológicos e de Saneamento, em especial à Prof^a Bete Moraes e ao Júlio Troffino.

Ao meu pai Prof. Rodrigo de Melo Porto pela grande ajuda oferecida.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	i
LISTA DE TABELAS	ii
LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS	v
RESUMO	vi
ABSTRACT	vii
1 INTRODUÇÃO.	01
2 OBJETIVOS.	04
3 REVISÃO DA LITERATURA.	05
3.1 Considerações iniciais.	05
3.2 Utilização da tecnologia de osmose reversa.	14
3.3 Métodos de disposição final do concentrado em um processo de osmose reversa.	15
3.4 Descrição e fundamentos do processo de osmose reversa	17
3.5 Tipos de membranas	19
3.6 Eficiência do sistema de osmose reversa	23
3.7 Projeto de um sistema de osmose reversa	31
3.8 Problemas que podem surgir em um sistema de osmose reversa	32
3.9 Pré-tratamento, limpeza e regeneração das membranas de um sistema de osmose reversa	37
3.10 Filtração de esgoto sanitário, pré-tratado biologicamente ou não, em filtro de areia.	41
3.11 Considerações sobre reuso de águas residuárias	47
4 MATERIAIS E MÉTODOS.	57
4.1 Considerações iniciais.	57
4.2 Descrição das instalações utilizadas.	60
4.2.1 Reator anaeróbio biológico.	60
4.2.2 Instalação de flotação por ar dissolvido em escala de laboratório (flotatest).	64
4.2.3 Unidade de filtração em areia.	66
4.2.4 Unidade de filtração em filtro de cartucho.	70
4.2.5 Unidade de filtração em membrana.	70
4.2.6 Equipamento utilizado para a realização do teste de SDI.	71
4.2.7 Equipamento de microfiltração tangencial.	73
4.2.7.1 Módulo de membrana utilizado no equipamento de microfiltração tangencial.	75
4.2.8 Equipamento de osmose reversa.	76
4.2.9 Outros equipamentos utilizados.	78

4.3 Procedimentos adotados para a realização dos ensaios.	80
4.3.1 Coleta e armazenamento de amostras do esgoto bruto.	80
4.3.2 Procedimentos adotados para a etapa de flotação.	80
4.3.3 Procedimentos adotados para a etapa de filtração em areia.	81
4.3.4 Procedimentos adotados para a etapa de filtração em filtro de cartucho.	82
4.3.5 Procedimentos adotados para a etapa de filtração em membrana.	83
4.3.6 Procedimentos adotados para a realização do ensaio de SDI.	84
4.3.7 Procedimentos adotados durante a realização da segunda etapa de estudos utilizando o equipamento de Microfiltração em escala industrial.	85
4.3.8 Procedimentos adotados durante a realização da segunda etapa de estudos utilizando o equipamento de Osmose Reversa em escala industrial.	86
4.3.9 Armazenamento das amostras.	88
4.4 Ensaios realizados.	88
4.4.1 Primeira e Segunda baterias de ensaios.	88
4.4.2 Terceira e quarta baterias de ensaios.	89
4.4.3 Quinta bateria de ensaios.	90
4.4.4 Bateria extra de ensaios.	91
 5 RESULTADOS E DISCUSSÕES	 92
5.1 Primeira fase de estudos.	92
5.1.1 Primeira e Segunda baterias de ensaios.	92
5.1.2 Terceira e quarta baterias de ensaios.	101
5.1.3 Quinta bateria de ensaios.	116
5.2 Segunda fase de estudos.	123
5.3 Possibilidade de reuso.	130
5.3.1 Reuso agrícola.	133
5.3.1.1 Cinco primeiras baterias de ensaios.	133
5.3.1.2 Bateria extra.	134
5.3.2 Reuso industrial.	135
5.3.2.1 Cinco primeiras baterias de ensaios.	135
5.3.2.2 Bateria extra.	136
5.4 Efluente da osmose reversa e Resolução Conama.	137
 6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	 140
 7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	 145

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 Capacidade de separação dos vários tipos de membrana.	06
Figura 3.2 Água de alimentação para osmose reversa utilizada mundialmente.	14
Figura 3.3 Utilização mundial da água produzida por osmose reversa.	15
Figura 3.4 Relação entre % de água recuperada e fator de concentração.	18
Figura 3.5 Esquema simplificado de um sistema de osmose reversa.	18
Figura 3.6 Módulo de osmose reversa, tipo spiral wound.	22
Figura 3.7 Distribuição granulométrica das 3 areias utilizadas.	42
Figura 3.8 Efeito da espessura da camada de areia do filtro de areia fina sobre a eficiência de remoção de partículas finas suspensas na água.	44
Figura 3.9 Efeito da espessura da camada de areia do filtro de areia média sobre a eficiência de remoção de partículas finas suspensas na água.	44
Figura 3.10 Efeito da espessura da camada de areia do filtro de areia grossa sobre a eficiência de remoção de partículas finas suspensas na água.	45
Figura 4.1 Fluxograma ilustrativo dos sistemas de tratamento investigados nas duas etapas de estudo.	59
Figura 4.2 Esquema da instalação piloto do Ralex, implantada no Campus da EESC-USP.	61
Figura 4.3 Corte do reator anaeróbio de leito expandido que foi utilizado para o tratamento de esgoto sanitário no Campus da USP, em São Carlos.	62
Figura 4.4 Aspecto externo do reator anaeróbio de leito expandido que foi utilizado para o tratamento de esgoto sanitário no Campus da USP, em São Carlos.	63
Figura 4.5 Flotatestes - em escala de laboratório.	65
Figura 4.6 Fotografia do flotatestes.	65
Figura 4.7 Distribuição granulométrica da areia utilizada como meio filtrante.	66
Figura 4.8 Esquema ilustrativo da camada suporte.	67
Figura 4.9 Fotografia do filtro de areia em escala de laboratório.	68
Figura 4.10 Esquema ilustrativo do filtro de areia em escala de laboratório.	69
Figura 4.11 Esquema ilustrativo do equipamento de filtração em membrana.	70
Figura 4.12 Fotografia do equipamento em escala de laboratório, utilizado para a realização da filtração em membrana.	71
Figura 4.13 Fotografia do equipamento utilizado para o teste de SDI.	73
Figura 4.14 Desenho detalhado do sistema de microfiltração tangencial.	74
Figura 4.15 Fotografia do sistema de microfiltração tangencial.	74
Figura 4.16 Fotografia do módulo de membrana utilizado no sistema de microfiltração tangencial.	75
Figura 4.17 Esquema do módulo de membrana utilizado no sistema de microfiltração tangencial.	76
Figura 4.18 Aspecto interno do módulo de membrana utilizado no sistema de microfiltração tangencial.	76
Figura 4.19 Fotografia do equipamento de osmose reversa utilizado	77
Figura 4.20 Esquema do equipamento de osmose reversa utilizado	78

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1	Qualidade e quantidade de água produzida em cada etapa do sistema de tratamento proposto por Miller & Pottes.	10
Tabela 3.2	Concentração de metais no afluente e no efluente do sistema bioreator-membrana utilizado por Cicek et al.	11
Tabela 3.3	Desempenho biológico do sistema bioreator-membrana utilizado por Cicek et al.	11
Tabela 3.4	Parâmetros do efluente do sistema bioreator-membrana utilizado por Cicek et al.	12
Tabela 3.5	Comparação dos tipos de membranas, aplicação e disposição do concentrado.	16
Tabela 3.6	Remoção de solutos pela membrana de osmose reversa Filmtec TW30-2026	24
Tabela 3.7	Definição dos tipos de membrana e fabricantes utilizados na pesquisa de Awadalla, Striez e Lamb.	25
Tabela 3.8	Remoção de NH_4^+ , NO_3^- , Ca^{++} e SO_4^{-2} .	25
Tabela 3.9	Características do afluente e dos efluentes do sistema de osmose reversa utilizado por Comb.	26
Tabela 3.10	Qualidade de efluentes do sistema de tratamento analisado por Chin et al.	28
Tabela 3.11	Características dos efluentes gerados pelo sistema de tratamento analisado por Chin et al.	30
Tabela 3.12	Áreas irrigadas com água residuária. Panorama global.	49
Tabela 3.13	Limites recomendados para elementos traços na água de reuso para irrigação.	50
Tabela 3.14	Orientação para a qualidade da água para irrigação.	51
Tabela 3.15	Critérios da Califórnia para reuso de água.	52
Tabela 3.16	Padrões para água reusada para irrigação na Tunísia.	52
Tabela 3.17	Padrões para água reusada para irrigação no Kuwait.	53
Tabela 3.18	Fatores a observar quanto à qualidade da água para reuso industrial.	53
Tabela 3.19	Critérios recomendados para água de reposição em torres de refrigeração.	54
Tabela 3.20	Qualidade da água requerida para utilização em caldeiras.	55
Tabela 3.21	Qualidade da água requerida para processos industriais.	56
Tabela 4.1	Características das unidades da instalação piloto Ralex utilizada.	61
Tabela 4.2	Características da membrana de nanofiltração utilizada na pesquisa.	83
Tabela 5.1	Resultados das análises realizadas na primeira bateria de ensaios (13/09/2000), utilizando o seguinte sistema de tratamento de esgoto sanitário: Ralex com TDHm=3,2 horas e Vasc.=10,5m/h; flotação com Tmr=20s, Gmr=800s ⁻¹ , DCF=65mg/L, Tf=15min, Gf=80s ⁻¹ , Tft=10min e R=20% (em volume); filtração em areia com taxa entre 200 e 250m ³ /m ² .dia; filtração em cartucho de 5µm e filtração em membrana HP09.	93
Tabela 5.2	Resultados das análises realizadas na segunda bateria de ensaios (20/09/2000), utilizando o seguinte sistema de tratamento de esgoto	

sanitário: Ralex com TDHm=3,2 horas e Vasc.=10,5m/h; flotação com Tmr=20s, Gmr=800s ⁻¹ , DCF=65mg/L, Tf=15min, Gf=80s ⁻¹ , Tft=10min e R=20% (em volume); filtração em areia com taxa entre 200 e 250m ³ /m ² .dia; filtração em cartucho de 5µm e filtração em membrana HP09.	94
Tabela 5.3 Resultados das análises realizadas na terceira bateria de ensaios (25/01/2001), utilizando o seguinte sistema de tratamento de esgoto sanitário: Ralex com TDHm=3,2 horas e Vasc.=10,5m/h; flotação com Tmr=20s, Gmr=800s ⁻¹ , DCF=65mg/L, Tf=15min, Gf=80s ⁻¹ , Tft=10min e R=20% (em volume); filtração em areia com taxa entre 200 e 250m ³ /m ² .dia; filtração em cartucho de 5µm, filtração em papel de filtro de 1,2µm e filtração em membrana HP09.	102
Tabela 5.4 Resultados da análise de íons metálicos realizadas na terceira bateria de ensaios (25/01/2001), utilizando o seguinte sistema de tratamento de esgoto sanitário: Ralex com TDHm=3,2 horas e Vasc.=10,5m/h; flotação com Tmr=20s, Gmr=800s ⁻¹ , DCF=65mg/L, Tf=15min, Gf=80s ⁻¹ , Tft=10min e R=20% (em volume); filtração em areia com taxa entre 200 e 250m ³ /m ² .dia; filtração em cartucho de 5µm, filtração em papel de filtro de 1,2µm e filtração em membrana HP09.	103
Tabela 5.5 Resultados das análises realizadas na quarta bateria de ensaios (12/02/2001), utilizando o seguinte sistema de tratamento de esgoto sanitário: Ralex com TDHm=3,2 horas e Vasc.=10,5m/h; flotação com Tmr=20s, Gmr=800s ⁻¹ , DCF=65mg/L, Tf=15min, Gf=80s ⁻¹ , Tft=10min e R=20% (em volume); filtração em areia com taxa entre 200 e 250m ³ /m ² .dia; filtração em cartucho de 5µm, filtração em papel de filtro de 1,2µm e filtração em membrana HP09.	104
Tabela 5.6 Resultados da análise de íons metálicos realizadas na quarta bateria de ensaios (12/02/2001), utilizando o seguinte sistema de tratamento de esgoto sanitário: Ralex com TDHm=3,2 horas e Vasc.=10,5m/h; flotação com Tmr=20s, Gmr=800s ⁻¹ , DCF=65mg/L, Tf=15min, Gf=80s ⁻¹ , Tft=10min e R=20% (em volume); filtração em areia com taxa entre 200 e 250m ³ /m ² .dia; filtração em cartucho de 5µm, filtração em papel de filtro de 1,2µm e filtração em membrana HP09.	105
Tabela 5.7 Resultados das análises realizadas na quinta bateria de ensaios (01/03/2001), utilizando o seguinte sistema de tratamento de esgoto sanitário: Ralex com TDHm=3,2 horas e Vasc.=10,5m/h; flotação com Tmr=20s, Gmr=800s ⁻¹ , DCF=80mg/L, Tf=15min, Gf=80s ⁻¹ , Tft=10min e R=20% (em volume); filtração em areia com taxa entre 200 e 250m ³ /m ² .dia; filtração em cartucho de 5µm, filtração em cerâmica microporosa e filtração em membrana HP09.	117
Tabela 5.8 Resultados da análise de íons metálicos realizadas na quinta bateria de ensaios (01/03/2001), utilizando o seguinte sistema de tratamento de esgoto sanitário: Ralex com TDHm=3,2 horas e Vasc.=10,5m/h; flotação com Tmr=20s, Gmr=800s ⁻¹ , DCF=80mg/L, Tf=15min, Gf=80s ⁻¹ , Tft=10min e R=20% (em volume); filtração em areia com taxa entre 200 e 250m ³ /m ² .dia; filtração em cartucho de 5µm, filtração em cerâmica microporosa e filtração em membrana HP09.	118
Tabela 5.9 Resultados das análises realizadas na bateria extra de ensaios	

(30/03/2001), utilizando o seguinte sistema de tratamento de esgoto sanitário: Ralex com TDHm=3,2 horas e Vasc.=10,5m/h; flotação com Tmr=20s, Gmr=800s⁻¹, DCF=70mg/L, Tf=15min, Gf=80s⁻¹, Tft=10min e R=20% (em volume); microfiltração tangencial e osmose reversa.

124

Tabela 5.10 Resultados da análise de íons metálicos realizadas na bateria extra de ensaios (30/03/2001), utilizando o seguinte sistema de tratamento de esgoto sanitário: Ralex com TDHm=3,2 horas e Vasc.=10,5m/h; flotação com Tmr=20s, Gmr=800s⁻¹, DCF=70mg/L, Tf=15min, Gf=80s⁻¹, Tft=10min e R=20% (em volume); microfiltração tangencial e osmose reversa.

125

Tabela 5.11 Resultados (mínimo e máximo) das análises realizadas nas cinco primeiras baterias de ensaios.

131

Tabela 5.12 Resultados (mínimo e máximo) das análises de íons metálicos realizadas nas cinco primeiras baterias de ensaios.

132

Tabela 5.13 Comparação entre os limites exigidos para água classe I e características do efluente da osmose reversa.

139

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ASTM - American Society For Testing and Materials.
AWWA - American Water Works Association.
COT - Carbono orgânico total.
CONAMA - Conselho Nacional do Meio Ambiente.
DBO - Demanda bioquímica de oxigênio da amostra (mg/L).
DQO - Demanda química de oxigênio da amostra (mg/L).
DQOfiltr - Demanda química de oxigênio da amostra filtrada em papel de filtro de 0,45µm (mg/L).
DCF - Dosagem de cloreto férrico (mg/L).
EESC - Escola de Engenharia de São Carlos.
Gf - Gradiente médio de velocidade de floculação (s^{-1}).
Gmr - Gradiente médio de velocidade de mistura rápida (s^{-1}).
LATAR - Laboratório de tratamento avançado e reuso de água.
m.c.a - metro de coluna de água.
NTK - Nitrogênio total Kjeldahl.
OMS - Organização mundial da saúde.
PD - Teste de demanda de permanganato.
pH - Potencial hidrogeniônico.
R - Fração de recirculação pressurizada.
Ralex - Reator anaeróbio biológico de leite expandido.
SDI - Silty density index.
SDT - Sólidos dissolvidos totais (mg/L).
SS - Sólidos suspensos (mg/L).
SSF - Sólidos suspensos fixos (mg/L).
SSV - Sólidos suspensos voláteis (mg/L).
ST - Sólidos totais (mg/L).
STF - Sólidos totais fixos (mg/L).
STV - Sólidos totais voláteis (mg/L).
TDHm - Tempo médio de detenção hidráulica (horas).
Tf - Tempo de floculação (min).
Tft - Tempo de flotação (min).
Tmr - Tempo de mistura rápida (s).
USP - Universidade de São Paulo.
Vasc. - Velocidade ascensional (m/h).
WPCF - Water Pollution Control Federation.

RESUMO

PORTO, T.G.(2001). Tratamento Avançado de Esgoto Sanitário em Sistema Sequencial Composto por Processo Biológico Anaeróbio, Flotação e Filtração em Areia e em Membranas. São Carlos, 2001. 150 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

Neste trabalho avaliou-se a eficiência de dois sistemas sequenciais de tratamento de esgoto sanitário envolvendo processo biológico anaeróbio (em escala piloto) com processos físico-químicos de flotação (escala de laboratório), filtração (escala de laboratório), nanofiltração (escala de laboratório), microfiltração tangencial (escala industrial) e osmose reversa (escala industrial). Foram realizadas cinco baterias de ensaios (primeira etapa de estudos) utilizando um sistema sequencial composto por: reator anaeróbio biológico, flotação por ar dissolvido, filtração em areia, filtração em cartucho de 5 μ m, filtração em papel de filtro de 1,2 μ m/filtração em cerâmica microporosa e filtração em membrana de nanofiltração. Numa segunda etapa de estudos foi realizada uma bateria de ensaios utilizando um sistema sequencial composto por: reator anaeróbio biológico, flotação por ar dissolvido, microfiltração tangencial e osmose reversa. Todos os efluentes gerados pelos dois sistemas de tratamento foram avaliados, e a possibilidade de reuso (agrícola e industrial) dos mesmos foi investigada. Os efluentes da filtração em areia, filtração em cartucho, filtração em papel de filtro/filtração em cerâmica e nanofiltração (primeira etapa de estudos) apresentaram características compatíveis com água para irrigação, porém, apresentaram-se incompatíveis com a água necessária para a maioria dos processos industriais. Por outro lado, os efluentes da microfiltração tangencial e da osmose reversa (segunda etapa de estudos) se mostraram como uma boa alternativa para reuso agrícola e também para reuso industrial (principalmente o efluente da osmose reversa).

Palavras-chave: filtração em membrana, sistema sequencial de tratamento, esgoto sanitário, reuso.

ABSTRACT

PORTO, T.G. (2001). Advanced Treatment of Sewage by Sequence System Formed with Anaerobic Biological Process, Flotation, Sand and Membranes Filtration. São Carlos, 2001. 150 p. Dissertation (Master) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

This work evaluates the efficiency of two sequence systems of treatment of sewage involving anaerobic biological and physical-chemical processes. Five sets of experiments were done in the first stage of the study, using a sequence system formed with: anaerobic biological reactor, dissolved - air flotation, sand filtration, cartridge filtration (5 μ m), filter paper filtration (1,2 μ m)/ceramic filtration and nanofiltration. Another set of experiments was carried out using a different sequence system formed with: anaerobic biological reactor, dissolved-air flotation, crossflow microfiltration and reverse osmosis. Every effluent resulted from the two treatment systems was evaluated and the reuse possibility (agricultural and industrial) was investigated. The sand filtration, cartridge filtration, filter paper filtration/ceramic filtration and nanofiltration effluents (of the first step of studies) showed compatible characteristics with irrigation water but they were not compatible with water used in the majority industrial processes. On the other hand the crossflow microfiltration and reverse osmosis effluents (of the second step of studies) can be said as a good alternative to agricultural reuse and industrial reuse as well (mainly the reverse osmosis effluent).

Keywords: membrane filtration, sequence treatment, sewage, reuse.

1. INTRODUÇÃO

O crescimento demográfico mundial e o conseqüente aumento de consumo de água vêm colocando o planeta em uma situação delicada. "Nesses últimos 50 anos a população mundial aumentou em mais de três bilhões de pessoas; e estima-se que nos próximos 50 anos vai aumentar em torno de 2 bilhões e 700 milhões de pessoas" (THAME) 2000. Considerando que todas essas pessoas além de consumirem água, também contribuem para a poluição dos recursos hídricos através do esgotamento de resíduos nos mesmos, fica fácil observar que o planeta não conseguirá manter a oferta necessária de água por muito tempo.

Visando amenizar essa situação a recuperação e o reuso de água têm sido utilizados? Segundo ASANO (1998) no final dos anos 90, o aumento pelo interesse no reuso de águas residuárias em várias partes do mundo ocorreu em resposta à crescente demanda por alta qualidade e confiável suprimento de água para agricultura, indústria e utilidade pública. De acordo com o autor, é tecnicamente provado que atualmente o tratamento de águas residuárias e os processos de purificação existentes são capazes de produzir praticamente qualquer qualidade de água.

O presente estudo avaliou a recuperação de uma água residuária com finalidade de avaliar a possibilidade de reutilização da mesma. A água residuária investigada foi o esgoto sanitário da cidade de São Carlos. De acordo com THAME (2000), os esgotos domésticos, em termos de volume, são um dos maiores responsáveis pela degradação das águas. Sendo assim, além de se tornar uma alternativa para a obtenção de água, o reuso do esgoto sanitário diminui a poluição ambiental.

O sistema utilizado na presente pesquisa foi alimentado com esgoto sanitário proveniente de um interceptor da cidade de São Carlos, sendo constituído por um reator biológico anaeróbio de leito expandido (RALEX) seguido de uma unidade de tratamento

físico-químico por flotação, filtração em areia, filtração em filtro de cartucho de 5µm e filtração em membranas (nanofiltração, microfiltração tangencial e osmose reversa). O reator anaeróbio de leito expandido encontra-se construído e instalado em área de pesquisa do Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo - (SHS/EESC/USP), as outras etapas seqüenciais do tratamento foram realizadas em escala de laboratório e encontram-se instaladas no Laboratório de Tratamento Avançado e Reuso de Água (LATAR), no mesmo departamento citado anteriormente.

Sistemas de tratamento de esgoto sanitário a nível secundário, através da associação do processo biológico anaeróbio com pós-tratamento físico-químico por flotação, vem sendo, desde 1995, objeto de estudos intensivos realizados por pesquisadores do SHS/EESC/USP. Os resultados dessas investigações têm demonstrado que a referida associação apresenta excelentes resultados para o tratamento de esgotos sanitários a nível secundário, com remoção de DQO na faixa de 85 a 91%, de sólidos suspensos totais em torno de 94%, fosfato total entre 95 e 96%, cor aparente na faixa de 90 a 93% e remoção de turbidez em torno de 96% (CAMPOS et al., 1996, PENETRA et al., 1999, REALI et al., 2000 e PENETRA, 1999).

Dessa forma, observa-se que, nas situações em que se pretende reuso mais nobre, como o industrial por exemplo, do efluente desse tipo de sistema (reator anaeróbio associado à unidade de flotação por ar dissolvido), torna-se necessário o tratamento adicional através de processos mais avançados, como processos de filtração em meios porosos e/ou através de membranas, com vistas a se obter efluente final com qualidade compatível com o reuso pretendido.

De acordo com CHEREMISINOFF (1995), através de processos de separação por membranas, substâncias dissolvidas e/ou partículas finas dispersas podem ser separadas de líquidos. Esse processo de separação ocorre pela passagem de solutos e/ou solventes através de pequenos poros da membrana.

A filtração em membranas promove a separação em faixas iônicas e moleculares, assim como macromolecular. Assim, a filtração em membranas é capaz de remover íons, sais dissolvidos, vírus, bactérias, sólidos suspensos, coliformes, entre outros.

Assim, o presente trabalho teve como proposta a avaliação da qualidade do efluente obtido em cada etapa de um sistema de tratamento seqüencial constituído de: pré-tratamento (grade e caixa de areia), reator anaeróbio, unidade coagulação/floculação e flotação, unidade de filtração em areia, filtração em cartucho, e filtração em membranas (nanofiltração, microfiltração tangencial e osmose reversa); visando com isso a obtenção de água com qualidade adequada ao reuso.

Vale salientar que o projeto de pesquisa desenvolvido constituiu parte do PRONEX (Programa de Apoio a Núcleos de Excelência) desenvolvido pelo Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos - USP. Esse grande projeto intitula-se "Desenvolvimento e otimização de sistemas não convencionais de tratamento de águas residuárias, constituídos de reatores biológicos e físico-químicos dispostos em série".

2. OBJETIVOS

O presente trabalho teve como objetivo:

- Avaliar a qualidade do efluente obtido em cada etapa de um sistema seqüencial de tratamento de esgoto sanitário constituído de reator biológico anaeróbio de leito expandido, unidade de flotação por ar dissolvido, filtração em areia, filtração em cartucho de 5 μ m, e etapa final de tratamento em membranas de nanofiltração, microfiltração tangencial e osmose reversa.

3. REVISÃO DA LITERATURA

3.1 - Considerações Iniciais.

De acordo com WIESNER & CHELLAM (1999), aproximadamente 40% das vendas de membranas é destinada para aplicações em água e tratamento de águas residuárias. O alcance das aplicações está sendo aumentado, e os custos estão sendo diminuídos através do desenvolvimento de membranas que têm espessura diminuída, maior estabilidade a pH e temperaturas extremas, e grande compatibilidade com oxidantes.

Há vários tipos de membranas que são utilizadas para promover separação de solutos. MISSIMER (1994), nomeia as membranas segundo sua capacidade de separação, de acordo com a figura 3.1.

Figura 3.1 - Capacidade de separação dos vários tipos de membranas.

Fonte: Missimer (1994).

O Processo de filtração em membranas não é um simples processo de filtração no qual todo volume afluente passa por (atravessa) um meio filtrante e torna-se um efluente "limpo". Segundo PAULSON & JONDAHL, o processo de filtração em membranas é um processo diferente, no qual o fluxo afluente é separado em dois diferentes fluxos denominados permeado e concentrado. Permeado é a parcela do fluxo afluente que passou através da membrana (membrana semi-permeável). Por sua vez, o concentrado é a parcela que fica enriquecida com solutos, ou sólidos suspensos, os quais não passam através da membrana.

As técnicas tradicionais de filtração em membrana são: eletrodialise, microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose reversa.

Eletrodialise é uma técnica de filtração em membranas que utiliza corrente elétrica para promover a filtração. É geralmente utilizada para tratar água salobra com baixa concentração de sólidos dissolvidos e remove apenas compostos ionizados (AMERICAN WATER WORK ASSOCIATION, 1998).

De acordo com METCALF & EDDY (1991), no processo de eletrodialise os compostos iônicos da solução são separados através de membranas semi-permeáveis/ion-seletivas. A aplicação de um potencial elétrico entre dois eletrodos (membranas) gera uma corrente elétrica que passa através da solução, o que causa alternadamente a migração de cátions para o eletrodo negativo e de ânions para o eletrodo positivo. Por causa do espaçamento alternado de membranas aniônicas e catiônicas, são formadas células com altas concentrações de sais e células com baixas concentrações de sais.

Ultrafiltração e microfiltração são processos de filtração em membranas que utilizam a pressão para "filtração" de uma solução. Essas membranas não rejeitam sais. A microfiltração opera com pressões entre 7 e 17 psi, enquanto que a ultrafiltração opera com pressões entre 10 e 40 psi (SURATT, 1997).

De acordo com AMERICAN WATER WORK ASSOCIATION (1998), a microfiltração remove partículas maiores que aproximadamente 0,5 μm , sendo assim uma barreira para bactérias, cistos de *Giardia* e de *Criptosporideo*. O processo pode, por isso, reduzir a necessidade de desinfecção. Por outro lado, a ultrafiltração trabalha em uma faixa menor de porosidade (0,002 a 0,1 μm) e além de bactérias, cistos de *Giardia* e *Criptosporideo* remove também óleos, colóides e moléculas orgânicas com alto peso molecular. A microfiltração e a ultrafiltração são diferentes da osmose reversa não apenas pelo tamanho das partículas removidas, mas também pela pressão utilizada e pelas características do resíduo gerado. A microfiltração e a ultrafiltração operam em pressões bem mais baixas do que a osmose reversa e produzem um rejeito menos concentrado.

A osmose reversa e a nanofiltração são processos que funcionam da mesma maneira, porém as membranas de nanofiltração apresentam menor capacidade de

rejeição de sais e trabalham com uma pressão menor do que a pressão utilizada na osmose reversa. A nanofiltração trabalha com a pressão entre 75 e 100 psi e apresenta cerca de 65% de rejeição de sólidos dissolvidos totais. A osmose reversa trabalha com pressões entre 100 e 250 psi e tem capacidade de mais de 99% rejeição de sais. A taxa de recuperação, isto é, a porcentagem da água de alimentação que é permeada (que passa pela membrana) é de 75 a 85% na osmose reversa e mais de 90% na nanofiltração (SURATT, 1997).

De acordo com MISSIMER (1994), as membranas de nanofiltração apresentam porosidade entre 0,0008 e 0,008 μ m e as de osmose reversa apresentam porosidade menor do que 0,001 μ m.

É claro que as características dos processos de filtração em membranas apresentadas acima são apenas algumas das muitas existentes. Não é o intuito desse trabalho a descrição completa de cada processo. Assim, optou-se pela ênfase no processo de osmose reversa, devido à importância que tal processo possui considerando-se o sistema de tratamento objeto da presente pesquisa.

MILLER & POTTS (1995) mostram a versatilidade de um sistema de tratamento com membranas operando em uma refinaria de açúcar na Flórida. Foi construído um sistema muito versátil o qual permitia a produção de três tipos de água para diferentes linhas de utilização: alimentação de caldeira, utilização no processo e água potável. A quantidade de água necessária para cada linha era diferente, e também variava de acordo com o processo produtivo da indústria. Durante a época de moagem de cana não era necessária demanda de água para alimentação da caldeira, mas havia um aumento da demanda de água para o processo industrial. Por outro lado, quando não era época de moagem de cana havia demanda de água para a caldeira e a quantidade de água para o processo era menor. Para atingir a qualidade necessária para a alimentação da caldeira, a água após passar pelo tratamento das membranas passou também por um sistema de troca iônica.

O sistema de tratamento em membranas utilizava o processo de osmose reversa, o qual foi projetado para suprir a variação de qualidade e de quantidade necessárias de permeado. O sistema de tratamento era composto por dois estágios.

Sete elementos filtrantes dispostos em série foram projetados para produzir fluxos de permeado separadamente no primeiro e no segundo estágio.

Durante a época do ano em que não ocorria a moagem da cana, a unidade de tratamento por membranas fornecia uma água de elevada qualidade oriunda do primeiro estágio, a qual era utilizada para a alimentação da caldeira; e fornecia também uma água de menor qualidade vinda do segundo estágio a qual era utilizada como água processo/potável. Por outro lado, na época da moagem da cana os fluxos de permeado produzidos no primeiro e no segundo estágios eram combinados e misturados com a água de alimentação do sistema de tratamento; produzindo assim uma grande quantidade de água que era utilizada como água processo/potável.

A qualidade de água para cada linha foi fácil de ser identificada, pois a água para alimentação de caldeiras deve seguir certos parâmetros predeterminados, e a água para processo/potável deveria respeitar apenas os parâmetros de água potável.

A tabela 3.1 ilustra a qualidade/quantidade de cada tipo de água. Na segunda coluna estão apresentadas as características da água bruta utilizada (água retirada de poço). Na terceira estão as características da água para produção/potável produzida na época em que a caldeira não se encontrava em funcionamento. Na quarta coluna estão as características da água produzida para a alimentação da caldeira. E a quinta coluna contem as características da água para processo/potável produzida na época em que a caldeira encontrava-se em funcionamento.

Tabela 3.1 – Qualidade e quantidade de água produzida em cada etapa do sistema de tratamento proposto por Miller & Potts.

Parâmetros (mg/L)	Água bruta	Processo/potável (sem caldeira)	Alimentação caldeira	Processo/potável (com caldeira)
Ca	165	26	0,5	9
Mg	72	11	0,2	4
Na	385	73	7,2	36
K	9,9	2	0,2	1
NH ₄	0	0	0	0
CO ₃	0	0	0	0
HCO ₃	644	118	11	57
SO ₄	215	33	0,6	12
Cl	605	104	6,3	45
NO ₃	0	0	0	0
F	0	0	0	0
SiO ₂	11	2	0,01	1
Sr	5,5	1	0,02	0
Ba	0,1	0	0	0
TDS	2113	370	26	165
Vazão (gal/dia)	-	500.000	260.000	400.000

Fonte: Miller & Potts (1995).

Os autores afirmam ainda que o processo de tratamento utilizando membranas pode ser configurado para se adaptar às necessidades específicas do projeto, de acordo com necessidade de qualidade e/ou quantidade de água.

CICEK et al. (1998) estudaram as potencialidades de um sistema com bioreator e membranas para a possibilidade de reuso indireto do esgoto municipal. Essa tecnologia combina um reator de lodos ativados com uma unidade de filtração em membrana.

O estudo foi realizado em escala piloto, com reator aeróbio com volume de 40 litros, tempo de detenção hidráulica de 6 horas, com taxa de escoamento para a membrana de 78,8 L/h.m². A concentração de oxigênio dentro do reator foi mantida por volta de 6mg/L. Foi utilizada uma membrana cerâmica de ultrafiltração com um

total de $0,085\text{m}^2$ de superfície, na qual era aplicada uma pressão transmembrana de cerca de 4,4psi. O estudo foi realizado em regime permanente por um período de 500 dias

A água residuária utilizada foi uma água sintética, não o esgoto natural. Essa água foi preparada para simular a fração orgânica do esgoto natural (compostos com alto peso molecular).

Os resultados obtidos com esse estudo estão apresentados nas tabelas 3.2, 3.3. e 3.4.

Tabela 3.2 Concentração de metais no afluente e no efluente do sistema bioreator - membrana utilizado por Cicek et al.

Parâmetro	Mg(mg/l)	Ca(mg/l)	Fe(mg/l)	Zn(mg/l)	Mn(mg/l)	Co(mg/l)	K(mg/l)
Afluente	$17,1 \pm 0,1$	$33,15 \pm 0,01$	$3,98 \pm 0,11$	$0,12 \pm 0,03$	$0,049 \pm 0,05$	$0,101 \pm 0,01$	$5,67 \pm 0,04$
Efluente	$12,98 \pm 0,57$	$31,6 \pm 1,3$	$<0,03$	$<0,005$	$0,049 \pm 0,004$	$<0,05$	$4,76 \pm 1,27$

Fonte : Cicek et al.(1998).

Tabela 3.3 Desempenho biológico do sistema bioreator - membrana utilizado por Cicek et al.

Parâmetros (mg/L)	Água de alimentação	Efluente do bioreator-membrana	Eficiência de remoção (%)
SST	64 ± 22	0	99,9
SSV	58 ± 18	0	99,9
DQO	325 ± 13	$3,24 \pm 1,19$	99,0
COT	$35,9 \pm 5,4$	$1,1 \pm 0,35$	96,9
NTK	46,8	$1,23 \pm 0,6$	97,4
NH ₃	$20,2 \pm 1,7$	$0,17 \pm 0,1$	99,2
NO ₃	$<0,6$	$24,74 \pm 1,61$	
P total	$2,0 \pm 0,1$	$0,07 \pm 0,02$	96,6

Fonte: Cicek et al (1998).

Tabela 3.4 Parâmetros do efluente do sistema bioreator- membrana utilizado por Cicek et al.

Parâmetro	Valor no efluente
Turbidez (U.T)	$0,225 \pm 0,037$
Absorbância (UV m^{-1})	$2,64 \pm 0,34$
Absorbância UV específica ($m^{-1}/mg/L$ COT)	$2,45 \pm 0,38$
pH	$7,65 \pm 0,15$
Oxigênio dissolvido (mg/L)	$4,5 \pm 1,0$
Cor	Não detectada
Odor	Não detectado

Fonte: Cicek et al. (1998).

De acordo com os autores, analisando a tabela 3.3 observa-se que mais de 95% da matéria orgânica, da amônia e do NTK foram removidos. O efluente do sistema de tratamento bioreator - membrana não apresenta sólidos suspensos e apresenta uma baixa concentração de carbono orgânico total (COT). Desconsiderando a alta concentração de nitrato, o conteúdo orgânico do efluente do sistema de tratamento permite sua utilização para recarga indireta de reservatório de água subterrânea ou, o mesmo poderia ser reciclado para abastecer o sistema de água para abastecimento público.

Os autores afirmam que a tabela 3.4 mostra que a turbidez, a absorbância, e a absorbância específica do efluente do sistema de tratamento bioreator - membrana estavam de acordo com os padrões de qualidade para água potável. O pH e a quantidade de oxigênio dissolvido existente no efluente permitem sua utilização para recarga direta de reservatórios naturais de água de abastecimento; e a ausência de cor e de odor reflete a alta qualidade da água produzida. No total, a qualidade estética da água é suficiente para reuso como água potável ou recarga de reservatório de água subterrânea.

Segundo os autores, águas com concentrações de metal semelhante às presentes na água utilizada podem ser tratadas por um processo de bioreator – membrana para atingir os padrões necessários para o reuso indireto. Bactérias heterótrofas e MS2 vírus foram completamente retidos pela membrana, reduzindo assim o custo da desinfecção final.

YALCIN et al. (1999) investigaram a remoção de cor de um efluente de uma indústria de papel e celulose localizada na província de Tekirdag, na Turquia. O sistema de tratamento analisado era composto por: tratamento biológico (anaeróbio seguido de aeróbio) e posterior tratamento com membranas (ultrafiltração seguido de osmose reversa). Os experimentos foram realizados em escala piloto.

Os estudos mostraram que esse sistema de tratamento combinado trouxe uma alta remoção de DQO, cor e condutividade elétrica. Essa remoção foi superior a 98-99%. O experimento demonstrou o bom desempenho de um sistema de pós-tratamento que combina ultrafiltração e osmose reversa.

GAGLIARDO et al (1998), apresentam um estudo realizado para a cidade de San Diego, na Califórnia (EUA). A cidade de San Diego encontra-se numa região seca e, por isso, sofre com a escassez de água. Para atender às suas necessidades cerca de 90% da água da cidade é importada de locais distante centenas de milhas. Visando diminuir essa importação estudos vêm sendo realizados desde o início da década de 80.

A cidade vem conduzindo suas pesquisas em direção ao tratamento avançado e utilização de águas recuperadas como complemento da oferta de água potável. A North City Water Reclamation Plant (NCWRP), localizada na North University City em San Diego é uma instalação que recupera esgoto tratado em nível terciário. Para tornar mais eficiente a utilização dessa "fonte" de água, a cidade tem investigado o tratamento avançado de uma parcela da água recuperada na NCWRP e o transporte dessa água com elevado grau de tratamento até um dos principais reservatórios da cidade (San Vicent Reservoir). No reservatório essa água recuperada, altamente tratada, é misturada com a água de abastecimento, antes da filtração convencional e desinfecção e posterior distribuição para os consumidores.

Esse conceito de reuso potável indireto tem sido denominado como "repurificação". Esse projeto de repurificação foi aprovado pelo Departamento de Serviço de Saúde da Califórnia em 4 de março de 1998. O projeto aprovado consiste em: pré-tratamento para osmose reversa (microfiltração ou ultrafiltração), osmose

reversa, troca iônica e ozonização. Esse projeto demonstrou que as características da água repurificada são melhores do que os padrões de qualidade exigidos para água potável pelo Estado da Califórnia.

De acordo com os autores, a osmose reversa é a base da tecnologia de tratamento de repurificação de água.

3.2 - Utilização da tecnologia de osmose reversa.

De acordo com CAETANO et al (1995), a tecnologia de osmose reversa vem sendo utilizada conforme as figuras 3.2 e 3.3 apresentadas a seguir.

Figura 3.2 - Água de alimentação para osmose reversa utilizada mundialmente.

Fonte: Caetano (1995).

Figura 3.3 - Utilização mundial da água produzida por osmose reversa.

Fonte: Caetano (1995).

3.3 - Métodos de disposição final do concentrado em um processo de membranas.

Segundo MISSIMER (1994), o principal problema que limita a utilização da tecnologia de membranas para o tratamento de água pode ser a disposição final do concentrado (o resíduo do processo). Quando um processo de membranas é utilizado para tratar água, há dois fluxos de água deixando a instalação: um é a água produzida (água limpa) e o outro é o concentrado. A composição química do concentrado varia de acordo com as características da água utilizada para alimentação do sistema (afluente) e também com o tipo de processo de membrana utilizado. Como há variação na porcentagem de remoção de vários íons e compostos, a composição química do concentrado é diferente de uma água de mar diluída, pois é enriquecida com íons com elevadas massas atômicas.

Embora o concentrado seja apenas a água residuária de um sistema de tratamento de água, ele é classificado, nos Estados Unidos, como água residuária industrial. Essa classificação torna a disposição final do concentrado mais controlada

do que a disposição final da água residuária doméstica. Por isso, as opções de disposição final são limitadas. Dependendo da concentração de sólidos dissolvidos e do volume de descarte do concentrado, as opções de disposição final são: descarte em águas superficiais, injeção em poços profundos, evaporação/concentração, lagoas de percolação, mistura e irrigação por aspersão, e mistura com água residuária doméstica. A tabela 3.5 apresentada a seguir pode ser utilizada como um guia geral para a disposição final do concentrado.

Tabela 3.5 - Comparação dos tipos de membrana, aplicação e disposição do concentrado.

Tipo de membrana	SDT típico da água de alimentação (mg/L)	Alternativas de disposição do concentrado
Osmose reversa (água do mar)	20 - 30.000	Descarte na água do mar; injeção em poços profundos; evaporação.
Osmose reversa (água salobra)	1500 - 10.000	Descarte na água do mar; injeção em poços profundos; evaporação; mistura com água residuária; estuário ou descarte de água salobra.
Nanofiltração	400 - 1.500	Injeção em poços, descarte em águas superficiais; mistura e irrigação por aspersão; mistura com água residuária; estuário ou descarte de água salobra.
Ultrafiltração/microfiltração	100 - 400	Descarte em águas superficiais; mistura e irrigação por aspersão; direto para estação de tratamento de águas residuárias.

Fonte: Missimer (1994).

É importante salientar que antes da disposição final muitas vezes é necessário que o concentrado seja submetido a tratamento. Esse tratamento visa a adequação de seus parâmetros para uma determinada disposição.

3.4 - Descrição e fundamentos do processo de osmose reversa.

De acordo com BILSTAD (1997), a membrana de osmose reversa age como uma barreira para a maioria dos sais dissolvidos e moléculas inorgânicas, assim como para moléculas orgânicas com massas moleculares maiores do que 100 Daltons.

Segundo APPLEGATE (1984), o processo de osmose é conhecido há mais de 200 anos, é um processo natural envolvendo um fluido e uma membrana semipermeável.

A membrana semipermeável é seletiva em relação a certos componentes da solução (fluido), normalmente o solvente atravessa a membrana e os sólidos dissolvidos ficam retidos. O sentido do fluxo de solvente é determinado pela diferença de concentração entre as duas soluções.

Se for colocada em contato com cada lado da membrana semipermeável a mesma solução (mesma concentração), mantendo-se pressão e temperatura constantes, não ocorrerá fluxo através da mesma. Por outro lado, o fluxo osmótico ocorre quando há uma diferença de concentração entre as soluções (cada uma de um lado da membrana). O fluxo osmótico ocorre do lado de menor concentração para o de maior concentração, isso ocorre até que o equilíbrio seja estabelecido, ou seja, ambos os lados estejam com a mesma concentração. Ocorrendo o equilíbrio, a diferença de nível entre os dois lados é igual à pressão osmótica. Essa pressão osmótica é característica da solução, e não da membrana.

A aplicação, no lado de maior concentração, de uma pressão externa igual à pressão osmótica também resultará no equilíbrio. Quando se aplica uma pressão externa maior do que a pressão osmótica no lado de maior concentração, ocorre a passagem de solvente pela membrana saindo do lado de maior concentração indo para o lado de menor concentração. Ocorrendo assim uma inversão de fluxo. Esse fenômeno é denominado osmose reversa.

Como o sistema de osmose reversa está constantemente concentrando contaminantes, há um parâmetro o qual deve ser levado em consideração: o fator de concentração. O fator de concentração é um simples fenômeno físico - removendo água purificada de uma solução aquosa, o soluto remanescente torna-se mais

concentrado. Por exemplo, removendo 50% de água, os sólidos remanescentes são concentrados por um fator 2; se 75% de água for removida, o fator é 4, e assim por diante (ver figura 3.4) COMB (1990).

Figura 3.4 - Relação entre % de água recuperada e fator de concentração.

Fonte: Comb (1990).

Um esquema simplificado de um sistema de osmose reversa está apresentado na figura 3.5.

Figura 3.5 – Esquema simplificado de um sistema de osmose reversa

Fonte: Applegate (1984).

Ainda conforme APPLEGATE (1984), a vazão de água que atravessa a membrana pode ser calculada por:

$$Q_w = (\Delta P - \Delta \pi) \cdot K_w \cdot A / \gamma \quad (3.1).$$

em que: Q_w = Vazão de água que atravessa a membrana (L/dia);

K_w = Coeficiente de permeabilidade da membrana em relação à água (L/dia.kPa.m);

A = Área da membrana (m²);

γ = Espessura da membrana (m);

ΔP = Diferença de pressão hidráulica (kPa);

$\Delta \pi$ = Diferença de pressão osmótica (kPa);

De acordo com WEBER and BOWMAN (1986), as principais utilizações do processo de osmose reversa são: tratamento de águas oceânicas, tratamento de águas salobras, em estações municipais de tratamento de águas de abastecimento, em sistemas de tratamento de água caseiros, na produção de componentes químicos, para obtenção de água pura, em indústrias alimentícias e de bebidas e para tratamento de águas residuárias.

3.5 - Tipos de membranas.

De acordo com CHEREMISINOFF (1995) há quatro tipos de sistemas de membranas utilizadas em processos de osmose reversa, conforme descritos a seguir.

1 – “Plate and Frame (Placa modular)”.

Esse sistema é semelhante a um filtro prensa convencional. Folhas circulares de membrana são colocadas diretamente em cada um dos lados das chapas porosas. Vários desses discos, cada um com duas membranas são empilhados tendo um espaçador entre cada par de discos. A água de alimentação ocupa o espaço existente entre os discos, enquanto que o produto permeia através da membrana passando pelas

placas porosas que servem de suporte e flui radialmente para fora em um sistema de coleta.

Esse sistema é simples e grosseiro e não eficiente para uso em tratamento de água, devido à sua pequena área de membrana por unidade de volume do módulo (aproximadamente $430\text{m}^2/\text{m}^3$). Por essa razão, é pouco utilizado em projetos de tratamento de água, entretanto é amplamente utilizado em laboratórios.

2 - Tubular.

Uma membrana semipermeável é inserida internamente em um tubo poroso ou revestida externamente por ele, o qual é projetado para suportar a pressão de operação.

A alimentação é introduzida na extremidade do tubo com a pressão de operação necessária e o produto permeia através da membrana e do tubo poroso, e é coletado no lado externo do tubo poroso. O concentrado é eliminado pela outra extremidade.

Esse arranjo, devido à sua baixa área de membrana por unidade de volume (aproximadamente $290\text{m}^2/\text{m}^3$) não é economicamente indicado para tratamento de água, mas sim para indústrias farmacêutica e alimentícia.

3 - Projeto "Hollow-Fine-Fiber".

Esse sistema de osmose reversa, tipo cilindro vazado é um conjunto compacto formado por um "pacote" de milhares de fibras finas alinhadas longitudinalmente, circundando um núcleo de distribuição de água de alimentação. A água de alimentação sob pressão entra em uma extremidade do núcleo de distribuição e se move radialmente através dos poros ou fendas (furos) do núcleo (que rodeia o lado externo das fibras) em direção ao invólucro externo. A pressão (maior do que a pressão osmótica) força "essencialmente" água pura (produto) através das paredes da fibra para dentro do calibre da fibra. Esse produto percorre o comprimento de cada calibre de fibra até o final dela, onde as mesmas devem ser cortadas para permitir a saída do produto. O concentrado flui em direção ao perímetro externo e é removido através de um coletor de concentrado.

As fibras têm uma película densa e muito fina na superfície externa que é semipermeável (0,1 - 1,0 μ m). A membrana é reforçada com uma espessa camada porosa a qual permite que o produto (após passar pela membrana) flua livremente para o centro do núcleo. Esse dispositivo tem, em geral, uma relação de diâmetro externo e diâmetro interno de 2:1, que atua como um cilindro de parede grossa com resistência suficiente para suportar a alta pressão de operação. Devido à sua extrema densidade de empacotamento e relação área de membrana por unidade de volume do módulo alta (aproximadamente 1450m²/m³), esse arranjo tem sido usado com sucesso em aplicações em tratamento de água.

4 – “Spiral wound”

No sistema tipo spiral wound folhas planas de membrana são enroladas em um cilindro. Duas folhas planas retangulares de membranas são postas paralelas fazendo uma espécie de "sanduíche". O lado da folha que contém o filme fino responsável pela seletividade da membrana fica para o lado de fora do "sanduíche", enquanto que o recheio é formado por uma espécie de tecido o qual desempenha, juntamente com o espaço existente entre as membranas, o papel de um canal para o permeado. As duas folhas de membrana, juntamente com o tecido, são seladas (lacradas) em 3 de suas extremidades. Isso serve para impedir que a água de alimentação e o rejeito entrem em contato com o permeado. O tecido na quarta extremidade da membrana (a qual permanece aberta) é introduzido em um tubo perfurado coletor de permeado. Esse envelope formado (duas membranas e tecido) é enrolado ao redor do tubo perfurado, juntamente com uma tela de espaçamento (spacer). O espaço existente entre as duas membranas com a tela de espaçamento é denominado canal de alimentação.

A água de alimentação do sistema flui (pelo canal de alimentação) paralelamente ao tubo perfurado e à superfície da membrana. Esse modelo de fluxo de alimentação tende a promover uma polarização de concentração na membrana. A tela de espaçamento encontra-se presente no canal justamente para evitar a ocorrência

dessa polarização de concentração, uma vez que ela provoca uma certa turbulência no fluxo de alimentação.

A parcela da água de alimentação a qual é osmolisada (parcela que passa perpendicularmente pela membrana) é denominada permeado. O permeado, através do tecido existente entre as membranas (no canal do permeado), chega até o tubo central perfurado, onde é coletado.

A água de alimentação entra em uma das extremidades do cilindro formado de membranas e espaçadores, enquanto que o rejeito sai pela extremidade oposta.

Em sistemas de osmose reversa tipo spiral wound geralmente são utilizados mais de um elemento de membrana, os quais são dispostos em série. Nesses sistemas o rejeito do primeiro elemento serve como alimentação para o segundo e assim sucessivamente, enquanto que os permeados (produtos) dos vários elementos são combinados formando o produto gerado pelo sistema.

Esse tipo de sistema tem sido utilizado para aplicações em tratamento de água obtendo-se resultados confiáveis.

Figura 3.6 - Módulo de osmose reversa, tipo spiral wound.

Fonte: Tsutiya e Schneider (1999).

De acordo com COMB (1990), a configuração "spiral-wound" de membrana de osmose reversa é a que vem dominando o mercado, tanto para purificação da "água limpa" quanto para tratamento de águas residuárias. O sucesso dessa configuração se deve ao fato dela conter uma grande área superficial de membrana em um elemento relativamente pequeno (ocupando pouco espaço físico).

Considerando a utilização de um sistema spiral-wound para águas residuárias, de acordo com COMB (1990) alguns cuidados devem ser tomados.

1. Composição química de sólidos solúveis.

É necessário ter certeza de que não ocorrerá precipitação após a concentração da água de alimentação. Por exemplo, a utilização de uma água de alimentação com 500ppm de sulfato de cálcio com 90% (fator de concentração: 10vezes) de recuperação não funcionará por muito tempo. Isso ocorre, pois o sulfato de cálcio precipita em torno de 2.000ppm.

2. Filtração dos sólidos insolúveis.

Quanto mais sólidos insolúveis forem removidos da água de alimentação antes dela chegar à membrana, melhor será para a operação de um sistema de membranas. Geralmente, se uma filtração de 5 μ m for realizada as chances de sucesso são grandes. É necessário salientar que uma simples filtração usando apenas o filtro de cartucho geralmente não é suficiente. Uma pré-filtração em leitos filtrantes seguida de uma filtração em cartucho de 5 μ m é um sistema que funciona melhor.

3. Recuperação em cada elemento de membrana.

Quanto mais baixa for a porcentagem de recuperação em cada elemento de membrana de um sistema, maiores são as chances de sucesso. Porém deve ser levado em consideração o gasto com bombeamento necessário para promover essa baixa porcentagem de remoção. Vinte por cento de recuperação por elemento já é considerado um valor muito elevado.

4. Velocidade do fluxo através da superfície da membrana.

Sem levar em conta a porcentagem de recuperação que o elemento de membrana deve ter, a velocidade absoluta através da superfície da membrana deve ser considerada. Por exemplo, considerando um típico projeto para tratamento de águas residuárias, uma vazão de 75,7 L/min resultante de uma membrana de 8 polegadas de diâmetro, não é alta o suficiente.

3.6 - Eficiência do sistema de osmose reversa.

O fabricante de membranas Filmtec, um dos fornecedores de membranas a serem utilizadas para a presente pesquisa, através do boletim técnico (parte integrante do manual de instalação e manutenção da unidade de osmose reversa existente no laboratório de tratamento avançado e reuso de águas do SHS/EESC/USP) fornece os dados apresentados na tabela 3.6.

Tabela 3.6 - Remoção de solutos pela membrana de osmose reversa Filmtec TW 30-2026.

SOLUTOS	MASSA MOLAR	REMOÇÃO (%)
Fluoreto de sódio NaF	42	98
Cianeto de sódio Na CN(pH11)	49	97
Cloreto de sódio NaCl	58	98
Dióxido de sílica SiO ₂ (50PPM)	60	98
Bicarbonato de sódio NaHCO ₃	84	98
Nitrato de sódio NaNO ₃	85	93
Cloreto de magnésio MgCL ₂	95	98
Cloreto de cálcio CaCL ₂	111	99
Sulfato de magnésio MgSO ₄	120	99
Sulfato de níquel NiSO ₄	155	99
Sulfato de cobre CuSO ₄	160	99
Formaldeído (HCHO)	30	35
Metanol (CH ₃ OH)	32	25
Etanol (CH ₃ CH ₂ OH)	46	70
Isopropanol ((CH ₃)CHOH)	60	90
Uréia (CH ₄ N ₂ O)	60	70
Ácido láctico(pH2)-(C ₃ H ₆ O ₃)	90	94
Ácido láctico(pH5)-(C ₃ H ₆ O ₃)	90	99
Sacarose	342	99
Glicose (C ₆ H ₁₂ O ₆)	180	98
Pesticidas clorados	-	99

Fonte : Manual Técnico de instalação do sistema de O.R.(Terwal Máquinas LTDA.)

A tabela 3.6, apresentada anteriormente, fornece a porcentagem de remoção de soluto (aproximado) quando o sistema estiver com as seguintes características: 2000 PPM de soluto, 1,6MPa de pressão (média), e a 25⁰ C de temperatura.

AWADALLA, STREZ, e LAMB (1994), que estudaram a remoção de amônia e de nitrato na forma de íons, através do processo de osmose reversa, utilizando vários tipos de membranas e diferentes fabricantes, obtiveram o resultado apresentado na tabela 3.8.

Tabela 3.7 - Definição dos tipos de membranas e fabricantes utilizados na pesquisa de AWADALLA, STREZ e LAMB (1994)

Identificação da Membrana	Fabricantes da Membrana	Tipos de material
DS-3B	Desalination System Inc., Escondido, California.	Thin-film
FT	Filmtec Corp., Minneapolis, Minnesota	Thin-film
SU	Toray Ind., Japan	Thin-film
DU	Du Pont	Amide

Fonte : Awadalla et al.(1994).

Tabela 3.8 - Remoção de NH_4^+ , NO_3^- , Ca^{++} , SO_4^{-2} . Análises realizadas por Awadalla et al após 4 horas de operação do equipamento.

	Ca^{++}		SO_4^{-2}		NH_4^+		NO_3^-	
	Remoção		Remoção		Remoção		Remoção	
	Mg/L	(%)	mg/L	(%)	mg/L	(%)	Mg/L	(%)
Afluente	265	-	705	-	51,1	-	207	-
DS-3B	2,2	99,2	<9	>99	2,5	95,1	18,5	91,1
FT	4,7	98,2	11,1	98,4	3,1	93,9	17	91,8
SU	<1	>99	<9	>99	>0,2	>99	7	96,6
DU	<1	>99	<9	>99	1,8	96,5	23,1	88,8

Fonte : Awadalla et al.(1994).

COMB (1990) cita um caso ocorrido com a Pepsi-Cola. Em 1988 a Pepsi-Cola mudou-se para Westchester County, distrito da cidade de New York o qual mantinha rigoroso controle sobre águas residuárias. A empresa teve problemas

quanto à disposição final da purga da torre de resfriamento; teria um custo muito elevado para poder dispô-la adequadamente. Diante desse problema, encontrou na recuperação da água visando seu reuso uma solução muito atrativa. Para promover essa recuperação foi escolhida a osmose reversa por sua simplicidade de projeto, instalação e operação.

Duas unidades de osmose reversa foram instaladas, processando um total de 51,5 L/min de purga e retornando 37,9 L/min de água purificada. Assim, 70% da purga da torre de resfriamento foi recuperada para sua reutilização.

O sistema era composto por um filtro de dupla camada filtrante, seguido das unidades de osmose reversa. Essas unidades eram compostas por membranas de acetato-celulose (Sepa[®] CA) na configuração spiral-wound. A porcentagem de recuperação em cada elemento de membrana não excedeu 10%, e as velocidades do fluxo foram superiores a 26,5 L/min (para cada elemento de membrana).

A tabela 3.9 a seguir mostra as características químicas dos efluentes de cada etapa de tratamento.

Tabela 3.9 - Características do afluente e dos efluentes do sistema do osmose reversa utilizada por Comb.

	Purga da torre de resfriamento (mg/L CaCO ₃)	Concentrado da osmose reversa (mg/L CaCO ₃)	Permeado da osmose reversa (mg/L CaCO ₃)
Cálcio	300	660	4
Magnésio	180	400	0
Sódio	262	424	32
Alcalinidade	20	136	16
Sulfato	454	805	0
Cloreto	268	543	20
Sílica	37	69	7

Fonte: Lee Comb (1990).

A operação do sistema de osmose reversa era realizada de maio a outubro, e geralmente necessitava de uma limpeza semanal.

No total, cerca de 1.000.000 de galões (3.790.000 L) de água eram recuperados por ano.

CHIN et al (1992) relatam a experiência de Singapura com o reuso de esgoto sanitário. A área disponível para obtenção de água em Singapura é muito pequena para suprir a necessidade de 1,1 milhões de metros cúbicos diários, assim a reutilização da água passou a ser essencial para obtenção da quantidade necessária. Essa água é reutilizada em processos industriais.

Jurong Industrial Water Works tem capacidade para recuperar cerca de 45.000m³ diários do esgoto tratado pela estação de tratamento de esgoto de Ulu Pandan. Essa estação de tratamento recebe esgoto principalmente de áreas residenciais e utiliza o processo de lodos ativados para tratá-lo. O efluente tratado, não clorado, é despejado no rio Jurong, a meio quilometro de distância da Jurong Industrial Water Works.

O processo de tratamento utilizado pela Jurong Industrial Water Works inclui: (1) gradeamento e pré cloração; (2) clarificação química; (3) filtração rápida por gravidade; (4) aeração e (5) pós cloração. Para controle de crescimento de algas e de formação de "lodo" biológico, 2mg/L de cloro são utilizados na pré cloração. Como o efluente da estação de tratamento de esgoto Ulu Pandan varia de tempos em tempos, uma média de 20mg/L de sulfato de alumínio são utilizados para coagulação e floculação, com subsequente remoção dos flocos sedimentados em sedimentadores de placas paralelas inclinadas. O efluente dos sedimentadores é passado por 6 filtros rápidos de areia cada qual com área de 62m² e taxa de filtração de 1,4 L/m².s. O leito de areia é composto por duas camadas de areia cada qual com 400mm de espessura. A camada de fundo é composta por areia com grãos que passam na peneira 14-35 e a camada superior é composta por areia com grãos que passam na peneira 7-14. A retrolavagem do filtro é realizada quando a perda de carga chega a cerca de 2,5m. Para reaeração e remoção de matéria orgânica volátil, a água filtrada passa por um aerador em cascata (aerador em degraus). A água aerada é armazenada em dois reservatórios de concreto com capacidade de 272m³ cada, nos quais é realizada a cloração com cerca de 8 a 10mg/L de cloro. A água tratada é então bombeada para os reservatórios de água industrial para posterior distribuição. Essa água tratada geralmente atinge a qualidade requerida pela indústria, como mostra a tabela 3.10 a seguir.

Tabela 3.10 - Qualidade de efluentes do sistema de tratamento analisado por Chin et al.

Parâmetros	Efluente da Ulu Pandan	Qualidade da água requerida para a indústria	Qualidade da água produzida pela Jurong Indust. W. W
Cor (UC)	30	15 - 25	20
Turbidez (UT)	8,5	1 - 2	1
pH	7,1	7,3 - 7,3	7,1
DBO ₅ (mg/L)	26,3	1 - 3	1,9
DQO (mg/L)	78	25 - 37	32,4
OD (mg/L)	2,1	5 - 6	5,4
Amônia-N (mg/L)	12,6	9 - 17	11,9
SS (mg/L)	37,2	1,5 - 3,5	2,4
ST (mg/L)	610	350 - 800	565
Cloreto (mg/L)	209	100 - 310	202
Dureza (mg CaCO ₃ /L)	125	85 - 155	119
Fosfato (mg P/L)	3,1	1 - 3	2
Detergente (mg LAS/L)	0,13	0,1 - 0,3	0,12
Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)	101	80 - 120	87
Cloro res. (mg/L).	-	-	2,2
Col. Fecal (n ^o /100ml)	2,5 x 10 ⁶	-	ND
Col. Total(n ^o /100ml)	4,7 x 10 ⁶	-	ND

Fonte: Chin et al (1992)

Até 1992 cerca de 42 instalações industriais estavam utilizando essa água recuperada, principalmente para resfriamento (28%), lavagem geral (8%) e processos industriais (indústria de papel 43% e indústria têxtil 7%).

A qualidade da água produzida pela Jurong Industrial Water Works não era suficiente para atender todo tipo de indústria. A indústria eletrônica e certos tipos de caldeiras necessitam de água de melhor qualidade. Assim, cada indústria teve que instalar seu próprio processo de tratamento avançado, obtendo assim a qualidade de água desejada. Esse processo de tratamento avançado, para obtenção de água ultra-

pura, em geral inclui: (1) reservatório da água tratada pela Jurong Industrial Water Works; (2) filtros de areia; (3) filtro de cartucho; (4) unidade de osmose reversa ou eletrodialise reversa; (5) unidade de desmineralização (troca iônica).

Uma das instalações de osmose reversa vem sendo operada desde 1984. Essa instalação se encontra a mais de 5 quilômetros de distância da Jurong Industrial Water Works. O cloro residual da água de alimentação do sistema era, em geral, menor do que 1 mg/L. Crescimento biológico foi observado, provavelmente ocorrido nos dutos de distribuição e nos reservatórios. O reservatório dessa água de alimentação foi feito de aço e se encontrava severamente corroído após 3 anos de operação. Embora o tempo de detenção hidráulica fosse apenas de 2 a 3 horas, crescimento biológico era observado no reservatório. A turbidez, nessa etapa, chegava a 11UT. Na etapa inicial de tratamento até 5mg/L de cloreto de polialumínio era injetada na saída do reservatório, na água de alimentação que era bombeada para o filtro de areia. Como a instalação não foi projetada para remover os flocos formados, problemas operacionais ocorreram no filtro de areia. Bolas de lodo eram formadas e a retrolavagem era necessária diariamente. Para aumentar a vida útil da unidade de membrana, um filtro de cartucho de 5 μ m foi instalado antes da unidade de osmose reversa. O tempo médio de operação desse filtro antes de sua lavagem era de 30 dias. A unidade de osmose reversa era composta por membrana de acetato celulose na configuração spiral-wound e foi projetada para uma vazão de 48m³/h. com uma vida útil de 2 anos. No entanto, a experiência demonstrou que a vida útil era de cerca de 8 meses e a taxa de recuperação da água era de apenas 60%. As membranas eram limpas de tempos em tempos com ácidos orgânicos e antiincrustante era adicionado. A quantidade de nutrientes do esgoto era alta e o pH controlado em torno de 6 e 7 era ideal para o crescimento biológico. A colmatação biológica foi um sério problema. A água produzida com esse sistema atingiu a qualidade necessária para a alimentação de caldeiras. Uma unidade de desmineralização (zeólita) foi instalada após a unidade de osmose reversa, porém, sem acréscimo de qualidade da água como mostra a tabela 3.11.

Tabela 3.11 - Características dos efluentes gerados pelo sistema de tratamento analisado por Chin et al.

Parâmetros	Efluente Jurong Ind. W. W.	Efluente filtro de areia	Efluente filtro cartucho	Efluente osmose reversa	Efluente desminerali zado
pH	6,2 - 7,2	6,2 - 7,2	5,7 - 6,6	5,6 - 5,9	5,6 - 6,0
Turbidez (UT)	2 - 5	2 - 5	ND - 2	ND - 1	ND - 1
Alcalinidade (mgCaCO ₃ /L)	30 - 140	10 - 100	12 - 56	5 - 13	5 - 12
Dureza (mgCaCO ₃ /L)	70 - 170	66 - 170	66 - 150	ND - 2	ND - 4
Ca (mg/L)	20 - 35	21 - 32	21 - 30	ND - 0,4	ND - 0,9
K(mg/L)	10 - 25	14 - 20	14 - 19	0,7 - 1,9	0,7 - 1,5
Mg (mg/L)	3 - 23	3 - 21	3 - 18	ND - 0,2	ND - 0,3
Na (mg/L)	63 - 243	35 - 240	67 - 240	4 - 12	5 - 14
Cl (mg/L)	109 - 515	117 - 485	150 - 495	4 - 14	6 - 19
Amônia (mg/L)	3 - 21	4 - 12	3 - 12	0,4 - 1,7	0,9 - 2,0
Nitrato(mg/L)	2 - 43	6 - 35	5 - 33	1,3 - 5,5	1,6 - 7,7
Fosfato (mg/L)	ND - 8,3	ND - 5,3	ND - 5,6	ND	ND
Sulfato(mg/L)	47 - 137	48 - 127	46 - 114	0,3 - 0,7	0,4 - 8,0
Al (µg/L)	ND - 35	ND - 64	ND - 100	ND - 8	ND - 12
Cu (µg/L)	3 - 16	1 - 21	1 - 11	ND - 11	ND - 5
Cr (µg/L)	ND - 25	ND - 12	ND - 22	ND - 5	ND - 2
Fe (µg/L)	14 - 73	20 - 64	ND - 107	ND - 21	ND - 3
Mn (µg/L)	2 - 115	45 - 70	2 - 115	3 - 15	ND - 11
Ni (µg/L)	15 - 60	15 - 55	20 - 55	1 - 15	ND - 9
Pb (µg/L)	ND - 25	ND - 17	ND - 24	ND - 1	ND - 1
Zn (µg/L)	25 - 105	15 - 100	10 - 96	ND - 17	ND - 10
Condutividade (µg/cm)	600 - 1665	600 - 1660	625 - 1655	33 - 75	42 - 101

Fonte: Chin et al (1992)

Como descrito anteriormente, o tratamento (algumas vezes em nível avançado) do esgoto sanitário tem constituído a melhor alternativa para complementar o abastecimento de países como Singapura, que apresentam pouca quantidade de água disponível.

3.7 - Sistema de osmose reversa.

De acordo com APPLEGATE (1984), um projeto simplificado de um sistema de osmose reversa deve conter:

- Válvula no local de entrada do afluente, para eventuais manutenções;
- Filtro de cartucho de 5 ou 10 μ m, para remoção de partículas com dimensões maiores do que as aberturas dos filtros;
- Bomba de elevada pressão para pressurizar a entrada de água no sistema;
- Válvula na saída da bomba para controle de pressão;
- Válvula extravasora de pressão, para proteger a membrana de um eventual aumento de pressão;
- Controlador de temperatura, para proteger a membrana de eventuais picos de temperatura;
- Válvula para controle de fluxo na saída do resíduo;
- Dreno, para que a água tratada possa ser descartada durante a lavagem;
- Locais para se retirar amostras, para controle do sistema.

Ainda segundo o autor, os componentes apresentados anteriormente são somente para pequenos projetos; para grandes unidades de osmose reversa deve-se fazer ainda monitoramento contínuo dos seguintes fatores: temperatura, pH de entrada, condutividade de entrada, resíduo, efluente e energia consumida.

3.8 - Problemas que podem surgir em um sistema de osmose reversa.

De acordo com PAREKH (1988), cada membrana apresenta uma performance característica em função das condições operacionais. Os efeitos das principais variáveis operacionais estão apresentados a seguir:

i - O efeito da concentração:

A concentração de alimentação pode ter um efeito marcante na performance das membranas, o motivo desse efeito é o aumento da pressão osmótica com o aumento da concentração. Com o aumento da concentração o fluxo tende a diminuir.

ii - O efeito da pressão de operação:

O principal efeito do aumento da pressão de operação é o aumento da força que ocasiona a passagem do solvente através da membrana, afetando apenas marginalmente a força que tende a provocar a passagem do soluto. Com uma perfeita mistura no lado da membrana que apresenta alta pressão, a eficiência de remoção aumenta rapidamente com o aumento da pressão de operação e então, posteriormente, permanece em valores constantes.

iii - O efeito da velocidade de escoamento na alimentação do sistema:

O principal efeito da velocidade de escoamento é mudar as características de mistura no sistema. Por isso, a única influência que a velocidade de escoamento pode ter é no coeficiente de transferência de massa. É claro que, em grandes sistemas de membranas, a vazão de alimentação também afeta a queda de pressão através do canal de alimentação lateral.

iv - O efeito da temperatura:

O mais importante efeito da temperatura é sua relação direta com a velocidade do fluxo.

A constante de permeabilidade inicial da água na membrana (K_{wi}) e a constante inicial de permeabilidade do sal na membrana (K_{si}) são características da membrana utilizada e podem variar com mudanças no material e no processo de produção (manufatura) das membranas. A temperatura da água de alimentação tem um efeito significativo na performance de um sistema de osmose reversa. K_{wi} e K_{si}

são constantes que seguem apenas a temperatura. A vazão produzida aumenta com o aumento da temperatura. A rejeição de sal não varia significativamente com a temperatura, pois o fluxo de sal varia de acordo com o fluxo de água. O aumento da vazão produzido com acréscimo de temperatura não é uma vantagem como se imagina, pois o aumento da temperatura de operação causa uma diminuição da vida útil da membrana, assim como outros efeitos negativos. Membranas de acetato-celulose, por exemplo, hidrolisam em celulose e ácido acético. A taxa na qual ocorre essa hidrólise é função da temperatura e do pH da alimentação. A hidrólise resulta na redução da capacidade da membrana de rejeição de sal. A taxa de hidrólise aumenta com o aumento da temperatura. CHEREMISINOFF (1995).

v - O efeito do pH:

Em muitos casos o efeito do pH pode ser ignorado do ponto de vista dos modelos de transporte. Porém, há dois casos nos quais o efeito do pH deve ser considerado. Se o pH é muito alto ou baixo para a membrana, então sua performance pode cair irreversivelmente e a membrana deve ser trocada. Por isso os fabricantes costumam estabelecer limites de pH entre os quais deve-se utilizar a membrana.

O outro caso é quando o soluto se torna ionizado por causa de uma mudança no pH. Um exemplo disso é o caso do fenol com membranas de acetato celulose. Em pH baixo o fenol é completamente não dissociado e a eficiência de remoção é aproximadamente zero. Com o aumento do pH o fenol se dissocia e a eficiência de remoção aumenta até o $\text{pH} = 12$. Com $\text{pH} > 12$, o fenol é totalmente dissociado e a eficiência de remoção passa a independe do pH.

vi - Colmatação.

Colmatação é um processo que geralmente se manifesta com a redução da taxa de produção de permeado ou com outros parâmetros, como a rejeição de sal com o tempo. A colmatação geralmente cria dificuldades para a manutenção do regime permanente e reduz o tempo de vida da membrana. A colmatação pode ter vários causadores, que geralmente são constituintes da água de alimentação. A seguir serão apresentados os principais causadores da colmatação.

1- Polarização de concentração:

Polarização de concentração é um fenômeno reversível inerente a todos os processos de separação de massa. É causado por uma rejeição preferencial de soluto e remoção de solvente, criando um gradiente de concentração a partir do líquido de alimentação para a superfície da membrana através do transporte convectivo tanto do soluto quanto do solvente. Para que o processo de membrana alcance o estado de equilíbrio dinâmico, o transporte de soluto para fora da membrana por difusão deve ocorrer em conjunção com a difusão em direção à membrana (através da membrana). Para que ocorra a difusão no sentido inverso (para trás), deve haver uma grande concentração de soluto na superfície da membrana. Essa alta concentração no filme estabelecido na interface reduz o fluxo e a qualidade do permeado, devido a uma grande pressão osmótica local, para uma dada pressão aplicada. A polarização de concentração também pode afetar a rejeição de espécies com menor massa molecular. Uma vez que nenhuma membrana é verdadeiramente semipermeável, o fluxo de soluto que penetra na membrana deve ser diretamente proporcional à concentração de soluto na superfície da membrana. Enquanto a polarização de concentração progride, a quantidade de soluto no filme estabelecido na interface atinge assintoticamente o valor limite ou um limite de solubilidade, aquele o qual for menor. Novamente, esse efeito depende da pressão aplicada relativa à pressão osmótica local. O processo de polarização diz respeito a sais dissolvidos, assim como a substâncias coloidais e suspensas.

2 - Formação de gel:

Gel compressível

Colmatação de membranas é freqüentemente causada pela formação de géis em sua superfície. A extensão da formação de gel compressível depende da combinação membrana/alimentação, assim como do regime de operação da membrana, se transitório ou regime permanente, recuperação, etc. A formação de gel compressível ocorre geralmente quando moléculas com muito baixo coeficiente de difusão estão presentes. As mais comuns espécies desse tipo incluem: lodo biológico, fenóis, pesticidas (e outros compostos industriais) e macromoléculas como substâncias húmicas, óleos, proteínas, carboidratos, gorduras e surfactantes.

Esses componentes bloqueiam os poros das membranas. No caso das proteínas e de outras macromoléculas, as taxas de difusão são extremamente baixas; uma vez que essas moléculas penetram na camada de fronteira das membranas e tendem a ficar lá. Espécies carregadas (eletricamente), como surfactantes, apresentam um potencial de colmatção adicional, pois possuem algumas propriedades hidrófobas.

Gel não compressível

A formação de gel não compressível está relacionada com a precipitação na superfície das membranas. Os compostos mais comuns que formam esses géis são CaSO_4 , CaCO_3 , Mg(OH)_2 , SrSO_4 , Fe(OH)_3 , e BaSO_4 . Muitos outros hidróxidos metálicos têm alguma tendência a formação de gel também. Sílica amorfa é um dos piores colmatantes, pois é muito difícil de ser removida da água de alimentação e mais difícil ainda de ser removida da membrana, uma vez ocorrida a formação do gel. A mais alta concentração de sílica permitida na água de alimentação é 10ppm para a forma cristalina e 120ppm para o estado amorfo.

3 Precipitação:

A precipitação é similar à formação de gel não compressível uma vez que sofre a ação de muitos colmatantes iguais. Nesse caso, entretanto, a colmatção ocorre através da formação de uma crosta que diminui a permeabilidade da membrana. É geralmente aceito que o mecanismo causador da colmatção é a solubilidade excessiva do colmatante na água. As espécies que comumente são encontradas em precipitados são Ca^{+2} , Mg^{+2} , CO_3^{-2} , SO_4^{-2} , sílicas e a maioria das formas de ferro.

4 Tamponamento

Tamponamento em processos de membranas é geralmente causado por sólidos em suspensão ou finamente dispersos. Os principais causadores do tamponamento de membranas são ferro, coloides orgânicos e inorgânicos, e substâncias húmicas. Ácidos húmicos são problemáticos, pois podem reagir com cloro e cloretos formando compostos halogenados como CHCl_3 . Alguns colóides, incluindo sílica, tendem a ser mais problemáticos do que as substâncias húmicas, pois são mais difíceis de serem removidos da água de alimentação.

5 Colmatação biológica

A colmatação biológica ocorre por dois mecanismos. Um é o bloqueio, muito parecido com o que ocorre com particulados e precipitantes. A diferença é o tipo de material que bloqueia os poros das membranas. Na colmatação biológica, os principais colmatantes são células, paredes celulares, vírus, e ácidos húmicos. O segundo mecanismo de colmatação biológica é o ataque direto dos microorganismos à membrana, causando decomposição da mesma.

6 Degradação de membrana

A mais comum causa da degradação de membranas é interação química com espécies orgânicas ou inorgânicas. Cloro é freqüentemente utilizado como pré-tratamento para osmose reversa, para prevenir a bio-colmatação. Utilizado em processos de membranas pode modificar a estrutura polimérica de membranas de acetato celulose. Uma membrana que suporta altas concentrações de cloro geralmente é mais quebradiça do que membrana de baixa concentração de cloro. Baixas concentrações de amônia levam a formação de cloro livre, o qual rapidamente pode danificar membranas de osmose reversa, especialmente aquelas feitas de poliamidas aromáticas. O cloro livre destrói a membrana de poliamida dissolvendo a camada semipermeável, criando depressões e buracos no polímero.

Alguns organoclorados secundários, em baixas concentrações, modificam diretamente a estrutura molecular da membrana de acetato celulose, levando à diminuição da vazão do permeado. Concentrações significantes de fenol plastificam a membrana com eliminação de estrutura assimétrica.

De acordo com CHEREMISINOFF (1995), todas as membranas de osmose reversa são submetidas a um declínio no fluxo produzido com o tempo de operação (quantidade de tempo que o sistema foi utilizado), independente das características da água da alimentação, mesmo que ela sofra pré tratamento para prevenir colmatação. Esse declínio é devido à compactação da estrutura da membrana sob o stress da pressão de operação. O aumento da pressão e da temperatura aumenta os efeitos da compactação. O termo diminuição de fluxo é mais utilizado do que o

termo compactação, pois, na realidade, o declínio do fluxo com o tempo é geralmente um efeito da compactação e de alguma ligeira colmatação da membrana.

3.9 - Pré-tratamento, limpeza e regeneração das membranas de um sistema de osmose reversa.

Segundo APPLEGATE (1984), para um melhor funcionamento, o afluente do sistema de osmose reversa deve ser previamente tratado para remover sólidos grosseiros e para prevenir a colmatação da membrana por precipitação ou crescimento biológico.

Normalmente o pré-tratamento consiste em filtração para remoção de partículas grandes, acrescidas de uma ou mais das seguintes operações:

- Ajustes dos parâmetros de solubilidade, para prevenir a colmatação da membrana provocada pela precipitação de sais;
- Coagulação dos colóides (coagulação química);
- Tratamento químico para prevenir crescimento biológico.

CHEREMISINOFF (1995), afirma que o cloro residual na água de alimentação pode ser um grande problema. Para membranas de acetato-celulose e triacetato-celulose o máximo valor tolerável de cloro residual é de 1ppm. Para membranas de poliamida aromática, o fabricante recomenda remoção completa do cloro residual, porém 0,1ppm é considerado o máximo nível tolerado. O cloro reage com os anéis aromáticos da membrana, e se essa reação prosseguir por tempo suficiente a membrana pode ser destruída.

De acordo com o fabricante de membranas (Dow Química S.A.), além do pré-tratamento da água a ser tratada é necessário que o SDI da mesma seja inferior a 5 (porém, é aconselhável que seja inferior a 3). O teste do SDI (Standard Test Methods for Silt Density Index) detecta finos, colóides, etc. É um teste padronizado pela ASTM.

De acordo com PAREKH (1988), há dois testes que são aceitos como indicativos de possibilidade de colmatção da membrana, SDI (Standard Methods for Silt Density Index) e PD (Demanda de Permanganato).

O SDI é um teste bastante utilizado para prever a possibilidade de colmatção da membrana. Ele é baseado no tempo requerido para filtrar um volume de solução de alimentação através da membrana, com uma pressão fixa. O aparato de filtração consiste em membrana de acetato celulose de 0.45 μm e uma pressão de alimentação de 30 psi. Duas variáveis são medidas no procedimento: a primeira é o tempo necessário para filtrar 500ml da água de alimentação através da membrana filtrante. A filtração continua por tempo adicional de 5 a 15 minutos, dependendo da qualidade da água de alimentação. Então, após esse tempo adicional (5 a 15 minutos), é determinado o tempo necessário para filtrar uma nova alíquota de 500ml da mesma água de alimentação. Os dois tempos estabelecidos são utilizados para a determinação do índice SDI, da seguinte maneira:

$$\text{SDI} = \frac{100 \left(1 - \frac{t_1}{t_2} \right)}{T}$$

na qual

t_1 = tempo requerido para filtrar os primeiros 500ml da solução de alimentação (min).

t_2 = tempo requerido para filtrar os outros 500ml da solução de alimentação, depois do tempo total (T) de filtração (min).

T = tempo total de filtração, geralmente 15 minutos (min).

O valor de T é reduzido se $[1 - (t_1/t_2)]$ for maior do que 0,75.

As vantagens do SDI são a simplicidade e a rapidez com que o teste pode ser realizado. É um teste amplamente aceito. Porém, ainda de acordo com o autor, há desvantagens na utilização do SDI. Ele é muito conservativo na estimativa do potencial de colmatção da membrana, não responde linearmente às espécies húmicas nem consegue estimar o tempo de vida útil da membrana.

De acordo com PAREKH (1988), o PD teste foi criado depois de Cruver e Nusbaum terem estudado a colmatação devido à espécies hidroxilas aromáticas na alimentação da membrana. Permanganato abaixa o potencial de colmatação através de muitas reações. As possíveis reações são: abstração de elétrons, remoção de íon hidroxila, doação de oxigênio para compostos orgânicos, e formação do íon manganoso em soluções ácidas. Estudos têm mostrado que o permanganato oxida muitas substâncias.

A vantagem do teste da demanda de permanganato é a versatilidade. Concentrações de permanganato são rapidamente detectadas através de análise espectrofotométrica, com $\lambda = 522\text{nm}$, e o total de manganato é medido com igual facilidade, com $\lambda = 426\text{nm}$.

BINOVI (1984), apud PAREKH (1988), realizou uma extensiva investigação sobre o PD. O procedimento utilizado era medir a diferença de absorbância entre o fluxo de alimentação e o fluxo permeado (como descrito a seguir). Essa medida (diferença de absorbância) é uma função logarítmica da absorbância versus concentração. Onde havia formação de uma camada de gel, a diferença de absorbância caracterizava a diminuição do fluxo de permeado ou o acúmulo de soluto na superfície da membrana. Ambos os fatores levam a um aumento da pressão osmótica local.

O primeiro passo no teste da demanda de permanganato é a introdução de uma quantidade conhecida de MnO_4^- na amostra da água de alimentação. Essa mistura é levada para reagir em banho de água em ebulição (100°C) por duas horas. A mistura então é esfriada em água por dez minutos, seguindo para filtração em fibra de vidro para remover o manganato da amostra. A absorbância dessa amostra filtrada é medida. O mesmo procedimento é repetido para o permeado. Essa diferença de absorbância (abs alimentação - abs permeado) é a denominada demanda de permanganato.

Depois da mensuração da demanda de permanganato, BINOVI, concluiu que o fator decisivo na colmatação é a presença de ácido húmico na solução de alimentação. Ácido húmico colmatou seu módulo de membrana através da formação de gel. A demanda de permanganato indica a taxa de colmatação em um sistema de

membrana spiral-wound; a taxa do fluxo diminui aparentemente como resposta linear em relação a demanda de permanganato, ou seja quanto maior a demanda de permanganato maior diminuição do fluxo (maior colmatação da membrana).

O cuidado com a preparação da amostra, requerido para eliminar a interferência, é a desvantagem do procedimento.

É importante salientar que a necessidade do tipo de pré-tratamento é determinada pela composição do afluente. Com um sistema de pré-tratamento adequado, com limpezas periódicas, o rendimento é maior e a vida útil das membranas é prolongada.

Segundo CHEREMISINOFF (1995), o pré-tratamento mínimo necessário para sistemas de osmose reversa é a utilização de um filtro cartucho de 5 a 10 μ m. Esse pré-tratamento deve ser previsto em qualquer tipo de aplicação da osmose reversa.

EBRAHIM (1996) comenta que a colmatação das membranas é o maior problema no tratamento de águas salobras, oceânicas e residuárias, quando o processo utilizado for o de osmose reversa. Portanto, o pré-tratamento do afluente torna-se indispensável. Os principais tipos de impurezas encontradas nas superfícies das membranas em um sistema de osmose reversa são: sólidos suspensos, colóides, lodos biológicos, microrganismos, óleos e graxas. Ainda segundo o autor, a limpeza das membranas é recomendada quando algum dos seguintes casos ocorrer:

- Quando a temperatura do afluente se mantiver constante, e a pressão da bomba sofrer um aumento de 8-10%; visando se garantir a taxa de fluxo nas membranas;
- Quando o fluxo através da membrana e a temperatura se mantiverem constantes e a diferença de pressão entre a entrada e a saída do sistema estiver entre 25% e 50%.

De acordo com o fabricante de membranas (Dow Química S.A), elas devem ser limpas sempre quando:

- O diferencial de pressão aumentar 10% ou
- O fluxo do permeado diminuir de 10% ou

- A qualidade do permeado cair 5%.

O processo de limpeza consiste em:

1. Recircular o permeado (flush);
2. Preparar a solução de limpeza;
3. Bombear a solução de limpeza, utilizando uma pressão muito baixa (cerca de 40 psi);
4. Recircular a solução de limpeza e/ ou deixar a membrana de molho;
5. Recircular água permeada.

A limpeza vai sendo realizada enquanto a coloração da solução de limpeza na saída do sistema estiver diferente da solução de limpeza na entrada do mesmo. A limpeza é encerrada quando as cores estiverem bem parecidas.

3.10 – Filtração de esgoto sanitário, pré-tratado biologicamente ou não, em filtros de areia.

MAEDA et al. (1996) citam um distrito de Tokyo chamado Shinjuku que reutiliza esgoto sanitário. A água gerada tem características de água não potável, pois segundo o próprio autor, a água reutilizada só pode ser considerada potável se ela passar por um processo muito avançado de tratamento como osmose reversa. A água residuária utilizada (esgoto) sofre o seguinte processo de tratamento: o esgoto passa por tratamento primário e secundário (sistema convencional de tratamento de esgoto), e depois passa por filtros de areia rápidos e em seguida por um sistema de desinfecção. Os filtros de areia rápidos utilizados têm capacidade total de 450.000m³ por dia, são de fluxo ascendente, possuem leito filtrante simples, taxa de filtração de 200m/dia e são retro-lavados diariamente.

A qualidade da água produzida por esse sistema pode ser analisada observando-se os seguintes dados do ano de 1994. O pH variou entre 6,8 e 7,5; a quantidade de cloro residual variou entre 0,2 e 1,5 mg/L; a DBO de 1,0 a 3,0 mg/L; a DQO de 5,3 a 9,2 mg/L; nitrogênio de 9,6 a 16,0 mg/L e fósforo de 0,48 a 1,0 mg/L.

O número de coliformes totais e a quantidade de sólidos suspensos permaneceram nulos. A aparência e o odor permaneceram em níveis não desagradáveis.

Esses dados mostram que filtros de areia rápidos podem ser utilizados para tratamento de esgoto sanitário, visando sua reutilização.

AMINI (1996) estudou a relação entre a profundidade de um filtro de areia e sua eficiência em remover partículas finas suspensas na água. Para a realização do estudo foram feitos testes de laboratório utilizando um modelo de filtro de areia. Três tipos de areia denominados: fina, média e graúda, e três profundidades de areia 15cm; 22,5cm e 30cm (6", 9" e 12") foram estudados. A distribuição granulométrica de cada areia está apresentada na figura 3.7, a seguir.

Figura 3.7 - Distribuição granulométrica das 3 areias utilizadas.

Fonte: Amini (1996).

O equipamento utilizado para o estudo foi construído em acrílico, e era formado por um filtro de areia com profundidade variável, 5cm de camada de pedregulho e uma manta filtrante (geotextil) para separar a areia do pedregulho. No

leito de pedregulho, um tubo perfurado era utilizado para descarte e para direcionar o fluxo para a tubulação de saída.

Para a realização das análises foi utilizada a água obtida de vários canais de drenagem do distrito de Columbia (EUA). Para garantir as mesmas condições para todos os testes, houve a preocupação em homogeneizar a água antes dos mesmos. A cada 30 minutos duas amostras eram obtidas do filtro, uma a 0,15m acima da camada filtrante, representando a concentração de entrada, e outra na saída do filtro, representando a concentração de saída. Cada série de testes durou cerca de 4 horas.

Para cada tipo e profundidade de areia, duas séries de testes eram realizadas, visando assim obter a concentração média de sedimentos tanto para a entrada quanto para a saída. Para a obtenção da massa de sedimentos (partículas), em cada amostra foi realizada uma filtração através de um filtro com tamanho de poro de cerca de 1,0 μ m. Os filtros, juntamente com os sedimentos, foram para fornos a 110°C e depois de secos eram pesados. A diferença entre a massa do (filtro + sedimentos) seca e a massa do filtro é o peso dos sedimentos. A concentração de entrada geralmente variava de 500 a 4.000ppm, enquanto que a concentração de saída variava de 200 a 750ppm.

A Eficiência (η) foi determinada para cada teste, utilizando a equação 3.2 representada a seguir.

$$\eta = 1 - Q_{out}C_{out} / Q_{in}C_{in} \quad (3.2)$$

Onde: η = eficiência (%);

C_{out} = concentração de saída;

C_{in} = concentração de entrada;

Q_{out} = vazão de saída;

Q_{in} = vazão de entrada.

Os resultados obtidos através das análises estão apresentados nas figuras 3.8, 3.9 e 3.10, apresentadas a seguir.

Figura 3.8 - Efeito da espessura da camada de areia do filtro de areia fina sobre a eficiência de remoção de partículas finas suspensas na água.

Fonte: Amini (1996).

Figura 3.9 - Efeito da espessura da camada de areia do filtro de areia média sobre a eficiência de remoção de partículas finas suspensas na água.

Fonte: Amini (1996).

Figura 3.10 - Efeito da espessura da camada de areia do filtro de areia grossa sobre a eficiência de remoção de partículas finas suspensas na água.

Fonte: Amini (1996).

Os resultados indicam que a eficiência de remoção de sedimentos, para todas as espessuras de areia analisadas, diminui com o tempo.

De acordo com o autor, a tecnologia do filtro de areia pode ser utilizada em áreas de grande desenvolvimento, onde outras opções são inviáveis. Dentro da faixa de variáveis estudadas, um meio filtrante mais espesso resulta em um filtro de areia mais eficiente.

MICHELS (1996), analisou a eficiência do tratamento da água residuária da cidade de Ixonia, Wisconsin (EUA). Ixonia com uma população de 400 habitantes instalou em 1980 um sistema de filtração lenta em areia para tentar atingir o rigoroso padrão de qualidade que, na época, exigia tratamento terciário.

De acordo com o autor, o sistema utilizado é uma re-aplicação da tecnologia de filtração em areia intermitente utilizada nos anos de 1800 na Europa e nos Estados Unidos. Esse sistema é particularmente apropriado para tratar águas residuárias de pequenas comunidades e oferece várias vantagens econômicas e operacionais sobre as tecnologias convencionais. Apresenta a simplicidade operacional de lagoas, porém, sem depender das específicas condições climáticas locais e necessita de

menor área do que lagoas de estabilização e lagoas aeradas. O baixo consumo de energia elétrica também é uma característica do sistema. Os mecanismos biológicos e físicos funcionam através da percolação da água residuária por areia, pequenos pedregulhos e pedregulhos graúdos. Os mecanismos físicos, químicos e biológicos do sistema de filtração (coagem, adsorção e oxidação química), proporcionaram um bom nível de tratamento.

O filtro de areia da cidade de Ixonia apresenta as seguintes características:

- Tratamento preliminar antes da sedimentação primária:
triturador de esgoto, grade de barras.
- Composição:
6 células de 465m^2 de área cada uma ($30,5\text{m} \times 15,25\text{m}$), sendo 1 célula designada para ser utilizada somente quando da manutenção do filtro, porém, atualmente todas as 6 são utilizadas rotineiramente.
- Carga hidráulica:
5 células: $0,14\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{dia}$.
- Carga orgânica:
 $2,8 \times 10^{-2}\text{Kg DBO}_5/\text{m}^2 \cdot \text{dia}$.
- Camada filtrante:
Tamanho efetivo da areia: 1,5mm
Coeficiente de uniformidade: 3,5
Profundidade: 91,4cm
- Pedregulho pequeno:
Tamanho efetivo: 15,2mm
Profundidade: 6,4 a 9,5cm
- Pedregulho graúdo:
Tamanho efetivo: 12,7 a 38mm
Profundidade: 45,7cm

Os parâmetros característicos utilizados para o projeto do filtro foram:

- População equivalente: 853 habitantes
- Vazão média diária: 325m³/dia.
- Demanda bioquímica de oxigênio (DBO₅): 66mg/L.
- Sólidos suspensos: 77mg/L.

O filtro foi construído com uma capacidade de taxa de recirculação de 5:1, porém o sistema geralmente foi operado sem a rotina de recirculação, sem causar redução na eficiência do tratamento.

As instalações começaram a ser operadas em dezembro de 1983 e quase que imediatamente começaram a produzir efluente com qualidade superior à qualidade exigida para o descarte.

O sistema produziu constantemente, durante um período de 3 anos, um efluente com mais de 97% de remoção de sólidos suspensos, concentração de DBO₅ menor do que 6mg/L e concentração de sólidos suspensos menor do que 4mg/L. Adicionalmente, o sistema geralmente produziu efluente nitrificado. Embora dados sobre nitrogênio não tenham sido coletados rotineiramente, análises esporádicas das amostras mostraram que a concentração de nitrogênio amoniacal do efluente ficava em torno de 18mg/L. O sistema normalmente alcançava mais de 95% de nitrificação.

3.11 - Considerações sobre reuso de águas residuárias.

A crescente demanda pela água e a também crescente poluição dos recursos hídricos têm causado grandes preocupações para os profissionais da área de saneamento de todo o mundo.

"No ano 2000, muitos países terão a mesma quantidade disponível de água per capita que tinha em 1975, com uma demanda maior para a agricultura e para a indústria. Os futuros déficits de água provavelmente limitarão o crescimento dessas atividades, além de prejudicar a saúde, a nutrição e o desenvolvimento econômico". SETTI (1995).

O reuso de efluentes chega como uma alternativa para evitar a escassez de água e ao mesmo tempo evitar a contaminação dos recursos hídricos, uma vez que esses efluentes deixam de ser despejados neles.

O reuso de esgoto sanitário tem sido visto como uma boa alternativa. A cidade de San Diego (EUA), por exemplo, possui um projeto de "re-purificação" de esgoto sanitário com intuito de utilização como água potável. É claro que essa possibilidade causa várias reações na população incluindo repulsa, entusiasmo e medo. (BISCONER, 2000).

"Evidentemente quando se planeja o uso de esgotos tratados para uma determinada finalidade, a primeira coisa em que se pensa é o risco associado à essa prática. Embora seja uma preocupação procedente, dificilmente se pensa da mesma forma em relação às centenas de sistemas públicos que captam suas águas a partir de mananciais de superfície que foram utilizados a montante para afastamento de resíduos líquidos de várias cidades; e o que é mais grave, de forma aleatória, não planejada e não controlada" MANCUSO (1992).

O reuso da água pode ser classificado em: planejado; não planejado; direto; indireto; potável e não potável.

Será dado destaque ao reuso planejado não potável (agrícola e industrial), o qual é parte integrante da pesquisa em questão.

"O reuso planejado da água é resultado de uma ação consciente do homem e pressupõe a existência de um sistema de tratamento de efluentes para atender aos padrões de qualidade requeridos pelo reuso objetivado. O reuso planejado da água implica em uma menor geração de efluentes".LAVRADOR (1989).

As tabelas apresentadas a seguir são relacionadas com reuso de água para agricultura.

Tabela 3.12 - Áreas irrigadas com água residuária. Panorama global

País	Área irrigada (ha)
Argentina	3.700
Austrália	10.000
Alemanha	28.000
África do Sul	1.800
Arábia Saudita	4.400
Chile	16.000
China	1.330.000
Estados Unidos	14.000
Índia	73.000
Israel	10.000
Kuwait	12.000
México	250.000
Peru	4.300
Sudão	2.800
Tunísia	7.350

Fontes: Mara e Cairncross (1989); Strauss e Blumenthal (1989) apud Bastos (1999).

Tabela 3.13 - Limites recomendados para elementos traços na água de reuso para irrigação^(a)

Constituintes	Uso a longo prazo ^(b)	Uso a curto prazo ^(c)
Alumínio (mg/L)	5,0	20,0
Arsênio (mg/L)	0,10	2,0
Berílio (mg/L)	0,10	0,5
Boro (mg/L)	0,75	2,0
Cádmio (mg/L)	0,01	0,05
Cromo (mg/L)	0,1	1,0
Cobalto (mg/L)	0,05	5,0
Cobre (mg/L)	0,2	5,0
Fluoreto (mg/L)	1,0	15,0
Ferro (mg/L)	5,0	20,0
Chumbo (mg/L)	5,0	10,0
Lítio (mg/L)	2,5	25
Manganês (mg/L)	0,2	10,0
Molibdênio (mg/L)	0,01	0,05
Níquel (mg/L)	0,2	2,0
Selênio (mg/L)	0,02	0,02
Vanádio (mg/L)	0,1	1,0
Zinco (mg/L)	2,0	10,0

(a) Adaptado de: National Academy of Sciences - National Academy of Engineering (1973).

(b) Para uso contínuo da água em todos os solos.

(c) Para uso da água por um período de até 20 anos em solos neutros de textura fina ou em solos alcalinos.

Fonte: Crook (1993).

Tabela 3.14 - Orientações para avaliação da qualidade da água para irrigação.

Problemas potenciais na irrigação	Unidades	Nenhum	Ligeiros a moderados	Graves
Salinidade				
Condutividade elétrica	mho/cm	<0,7	0,7 - 3,0	>3,0
Sólidos dissolvidos totais	mg/L	<450	450-2000	>2000
Permeabilidade				
SAR(b,c)=0 - 3 e condutividade		>0,7	0,7 - 0,2	<0,2
de 3 a 6		>1,2	1,2 - 0,3	<0,3
de 6 a 12		>1,9	1,9 - 0,5	<0,5
de 12 a 20		>2,9	2,9 - 1,3	<1,3
de 20 a 40		>5,0	5,0 - 2,9	<2,9
Toxicidade específica de íons da absorção pelas raízes				
Sódio	SAR	<3,0	3,0 - 9,0	>9,0
Cloretos	mg/L	<140	140 - 350	>350
Boro	mg/L	<0,7	0,7 - 3,0	>3,0
Da absorção foliar				
Sódio	mg/L	<70	>70	
Cloretos	mg/L	<100	>100	
Efeitos diversos				
Nitrogênio (total N)	mg/L	<5,0	5,0 - 30	>30
Bicarbonato	mg/L	<90	90 - 500	>500
pH		faixa normal	6,5 - 8,4	
Cloro residual (irrigação por aspersão)	mg/L	<1,0	1,0 - 1,5	>5,0

(a) Adaptado de: Wescot e Ayers (1984)

(b) $SAR = \text{taxa de absorção de sódio ("sodium absorption ratio")} = Na / [(Ca + Mg) / 2]^{0,5}$
com Na, Ca e Mg em meq/L

(c) para águas residuárias é necessário que SAR seja ajustado para incluir uma estimativa mais correta de Ca no solo, depois da irrigação

Fonte: Pettygrove & Asano (1985).

Tabela 3.15 - Critérios da Califórnia para Reuso da água^(a).

Tipo de Uso	Limite para Coliformes Totais
Cultivo de forrageiras, plantas fibrosas e grão, irrigação superficial de árvores frutíferas e parreirais	-
Pasto para animais leiteiros, represamentos paisagísticos, irrigação paisagística (campos de golf, cemitérios, etc.)	23/100ml
Irrigação superficial de culturas alimentícias (b), represamentos recreacionais restritos	2,2/100ml
Irrigação (aspersão) de culturas alimentícias (b), irrigação paisagística (parques, playgrounds, etc.)	2,2/100ml
Represamentos recreacionais não restrito	N.T.: (não constam limites no original)

(a) Fonte: Estado da Califórnia (1978)

(b) podem ser feitas exceções nos requisitos para culturas que serão processadas industrialmente

Fonte: Crook (1993).

Tabela 3.16 - Padrões para água reusada para irrigação na Tunísia.

Parâmetros	Concentração Máxima (mg/L)
DBO	30
Sólidos suspensos	30
Cloro	2.000
Arsênio	0,1
Boro	3
Cádmio	0,01
Cobalto	0,1
Ferro	5
Manganês	0,5
Merúrio	0,001
Níquel	0,2
Selênio	0,05
Zinco	5
Parasitas intestinais ^(a)	< 1/ litro

(a) média aritmética do número de ovos por litro.

Fonte: Setti (1995).

Tabela 3.17 - Padrões para água reusada para irrigação no **Kuwait**.

Parâmetros	Forragens, plantas comestíveis cozidas e florestas	Plantas comestíveis cruas
Sólidos suspensos (mg/L)	10	10
DBO (mg/L)	10	10
Cloro residual após 12h a 20°C (mg/L)	1	1
Coliformes totais (nº/100ml)	10.000	100

Fonte: Hespanhol (1993) apud Setti (1995)

"Os reusos industriais da água incluem água para resfriamento, processamento, alimentação de caldeiras, lavagem, transporte de material, podendo também integrar o produto da indústria. Aproximadamente 75% de todo reuso industrial destina-se à refrigeração". CROOK (1993).

As tabelas a seguir apresentam informações sobre água de reuso industrial.

Tabela 3.18 - Fatores a observar quanto à qualidade da água para reuso industrial.

Resíduos Orgânicos	Reflorescimento bacteriológico; depósito de limo e incrustações; escumas.
Amônia	Corrosão de ligas baseadas em cobre; estímulo do crescimento biológico; interferência com a desinfecção.
Sólidos Suspensos	Deposições; entupimentos.
Cálcio, Magnésio, Ferro, Sílica.	Tuberculização

Fonte: Crook (1993).

Tabela 3.19 - Critérios recomendados para água de reposição em torres de refrigeração.

Parâmetro	Limite recomendado
Sílica (mg/L)	50
Cloretos (mg/L)	500
Sólidos dissolvidos totais (mg/L)	500
Dureza (mgCaCO ₃ /L)	650
Alcalinidade (mgCaCO ₃ /L)	350
Sólidos suspensos totais(mg/L)	100
Amônia (mgN-NH ₃ /L)	1,0
Alumínio (mg/L)	0,1
Ferro (mg/L)	0,5
Manganês (mg/L)	0,5
Cálcio (mg/L)	50
Magnésio (mg/L)	30
Bicarbonato (mg/L)	24
Sulfato (mg/L)	200
Fósforo (mg/L)	1,0
pH	6,8 - 7,2
Coliformes totais (NMP/100ml)	2,2

Adaptado da WPCF (1989) e Asano et al (1988).

Fonte: Crook (1993).

Tabela 3.20 - Qualidade da água requerida para utilização em caldeiras.

Qualidade da água antes da adição de produtos químicos usados para condicionamento interno				
Parâmetros	Indústria			Equipamentos elétricos
	Baixa pressão	Pressão média	Alta pressão	
SiO ₄	30	10	0,7	0,01
Al	5	0,1	0,01	0,01
Fe	1	0,3	0,05	0,01
Mn	0,3	0,1	0,01	0,01
Ca	a	0,4	0,01	0,01
Mg	a	0,25	0,01	0,01
NH ₄	0,1	0,1	0,1	0,07
HCO ₃	170	120	48	0,5
SO ₄	a	a	a	a
Cl	a	a	a	a,b
SDT	700	500	200	0,5
Cu	0,5	0,05	0,05	0,01
Zn	a	0,01	0,01	0,01
Dureza	350	1	0,07	0,07
Alcalinidade	350	100	40	1
pH	7,0-10,0	8,2-10,0	8,2-9,0	8,8-9,4
DQO	5	5	1	1
H ₂ S	a	a	a	a
O ₂	2,5	0,007	0,007	0,007
SST	10	5	0,5	0,05

Valores em mg/L, exceto pH

(a)nunca houve problemas com concentrações encontradas

(b)controlado por tratamento de outros constituintes

Fonte: Metcalf & Eddy (1991).

Tabela 3.21 - Qualidade da água requerida para processos industriais ^(a).

Parâmetros	Papel					Textil		
	Trituração mecânica de fibras	Química não clareadora	Clareamento de fibras e de papel	Química	Petroquímica e carvão	Suspensão com goma	Limpeza, clareamento e tingimento	Cimento
Cu						0,05	0,01	
Fe	0,3	1	0,1	0,1	1	0,3	0,1	2,5
Mn	0,1	0,5	0,05	0,1		0,05	0,01	0,5
Ca		20	20	68	75			
Mg		12	12	19	30			
Cl	1000	200	200	500	300			250
HCO ₃				128				
NO ₃				5				
SO ₄				100				250
SiO ₂		50	50	50				35
Dureza		100	100	250	350	25	25	
Alcalinidade				125				400
SDT				1000	1000	100	100	600
SST		10	10	5	10	5	5	500
COR	30	30	10	20		5	5	
pH	6,0-10	6,0-10,0	6,0-10,0	6,2-8,3	6,0-9,0			6,5-8,5

(a) Todos valores em mg/L, exceto cor e pH

Fonte: WPCF (1989)

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 - Considerações Iniciais.

O presente trabalho de pesquisa envolveu a avaliação do desempenho de um sistema seqüencial de tratamento de esgoto sanitário, constituído de reator biológico anaeróbio seguido de unidade de flotação, filtração em areia, filtração em cartucho e filtração em membrana, visando reuso de seu efluente final. Foi dada ênfase apenas na avaliação dos processos de filtração em leito de areia, em cartucho e filtração em membrana, uma vez que as outras unidades foram objetos de estudo de outras pesquisas. Numa primeira etapa de estudos foram realizadas cinco baterias de ensaios. Essas cinco baterias de ensaios não foram exatamente iguais. Algumas modificações foram realizadas no sistema de tratamento, de uma bateria para outra. Essas modificações foram realizadas com o intuito de aperfeiçoar o sistema de tratamento investigado, construído em escala de laboratório.

Além das cinco baterias realizadas utilizando o mesmo sistema sequencial de tratamento (reator biológico anaeróbio, flotação, filtração em areia, filtração em cartucho e filtração em membrana; todas em escala de laboratório, com exceção do reator), foi realizada também uma segunda etapa de estudos com uma bateria extra de ensaios utilizando um outro sistema sequencial de tratamento. Esse sistema adicional apresentou etapas iguais às das baterias anteriores, diferenciando-se, porém no que diz respeito à escala dos equipamentos de membrana (microfiltração e osmose reversa). Tais equipamentos utilizados nessa bateria extra apresentavam-se em escala industrial. Julgou-se importante a realização dessa bateria extra de ensaios envolvendo o emprego de unidades de membrana em maior escala, tendo em vista a possibilidade de comparação com o sistema em escala de laboratório utilizado nas baterias de ensaios realizadas anteriormente.

O reator biológico anaeróbio de leito expandido (RALEX) encontra-se em funcionamento em área de pesquisa do Departamento de Hidráulica e Saneamento da

Escola de Engenharia de São Carlos - USP. As unidades de flotação, filtração em areia, filtração em cartucho e filtração em membrana foram instaladas no Laboratório de Tratamento Avançado e Reuso de Águas (LATAR), do mesmo Departamento citado anteriormente.

O tratamento completo do esgoto sanitário envolveu, portanto as seguintes etapas (ver fluxograma da figura 4.1):

- 1- Tratamento biológico: realizado no reator biológico anaeróbio de leito expandido (RALEX) com escoamento contínuo (capacidade de $10\text{m}^3/\text{h}$);
- 2- Pós-tratamento físico-químico por flotação do efluente do reator RALEX: realizado em instalação de flotação em escala de laboratório (Flotateste) com alimentação por batelada, antecedida de coagulação/floculação com aplicação de cloreto férrico (coagulante);
- 3- Filtração rápida descendente em filtro de camada única de areia uniforme: realizada em coluna de filtração em escala de laboratório.
- 4- Polimento visando a proteção das membranas da unidade de filtração em membrana: realizado em laboratório com emprego de um filtro de cartucho de $5\text{ }\mu\text{m}$.
- 5- Tratamento final por membrana: realizado em unidade de filtração em membrana em escala de laboratório.

Foi investigada uma variação do sistema sequencial anterior, obtida com a substituição das fases de filtração em areia, filtração em cartucho e filtração em membrana por apenas duas fases constituídas por microfiltração e osmose reversa.

A figura 4.1 apresenta o fluxograma dos sistemas de tratamento propostos.

Figura 4.1 - Fluxograma ilustrativo dos sistemas de tratamento investigados nas duas etapas de estudo.

Na figura 4.1 são indicados os pontos onde foram coletadas as amostras utilizadas para a determinação de diversos parâmetros físico-químicos e bacteriológicos, descritos mais a diante.

A segunda etapa de estudos, ilustrada na figura 4.1, foi efetuada utilizando-se outro sistema de tratamento sequencial envolvendo as seguintes etapas:

- 1- Tratamento biológico: realizado em reator biológico anaeróbio de leito expandido (RALEX). Etapa idêntica à primeira etapa do sistema de tratamento proposto.
- 2- Pós-tratamento físico-químico por flotação: realizado em instalação de flotação por ar dissolvido em escala de laboratório (flotateste) com alimentação por

batelada, antecedida de coagulação/floculação com aplicação de cloreto férrico como coagulante. Etapa idêntica à segunda etapa do sistema de tratamento proposto.

- 3- Microfiltração tangencial: realizado em equipamento de microfiltração em escala industrial.
- 4- Osmose Reversa: realizada em equipamento de osmose reversa em escala industrial.

4.2 - Descrição das instalações utilizadas na pesquisa

A seguir serão fornecidas informações detalhadas a cerca das instalações utilizadas para a realização das duas etapas do trabalho.

4.2.1 - Reator anaeróbio de leito expandido (RALEX).

O reator descrito a seguir não foi objeto de estudo da pesquisa, no entanto as principais características dessa unidade foram descritas por MENDONÇA (1999), e encontram-se descritas a seguir.

"O reator foi construído em aço carbono zincado a quente, possui 14,9m de altura útil e volume de 32m³ e está dividido em uma câmara de reação e uma câmara de sedimentação. A câmara de reação apresenta formato cilíndrico e tem 12 metros de altura e 1,5 metros de diâmetro. A câmara de sedimentação tem 2,9 metros de altura, 1,5 metros de diâmetro menor e 2,5 metros de diâmetro maior. No interior do reator há um dispositivo perfurado, destinado à mistura da massa líquida, à coleta de gás resultante da degradação do substrato e à separação do material sólido de densidade maior que a massa líquida.

Ao longo do reator existem 24 pontos de coleta de amostras; as tubulações de coleta de amostras laboratoriais estão localizadas a 3m, 6m, 8,5m e 11m acima da base do reator. O biogás coletado pelo dispositivo interno é conduzido, por meio de mangueira conectada à extremidade superior do reator, até o dispositivo de medição de vazão de gás".

Durante o período da pesquisa, o reator anaeróbio se encontrava operando com tempo médio de detenção hidráulica de 3,2 horas. A velocidade ascensional se encontrava em torno de 10,5m/h. As vazões afluente e de recirculação permaneceram ambas em torno de 10m³/h. Antecedendo o reator anaeróbio, o esgoto bruto era submetido a tratamento em unidades preliminares de gradeamento e desarenação.

A figura 4.2 mostra o esquema da instalação piloto do Ralex implantada no Campus da EESC-USP, e na tabela 4.1 estão descritas as unidades, os dispositivos e equipamentos que compõem o sistema.

Figura 4.2 - Esquema da instalação piloto do Ralex, implantada no Campus da EESC-USP.

Fonte: MENDONÇA (1998)

Tabela 4.1 - Características das unidades da instalação piloto Ralex utilizada.

Item	Descrição das unidades
01	Caixa coletora de 2,57 m ³ em concreto armado.
02	Grade de ferro com espaçamento entre as barras de 2,5 cm
03	Unidade de desarenação (1,90 m ³)
04	Painel eletrônico, com indicadores de pressão digitais na faixa de 0/32 mca, indicadores de operação (horas de funcionamento das bombas, rotação dos motores, voltagem e amperagem)
05	Poço de esgoto bruto com 5,70 m ³ em concreto armado
06	Conjunto moto-bomba (CMB ₁) – (com motor tipo elétrico, marca WEG 4 pólos, potência de 5 CV e frequência de 60 Hz-bomba helicoidal, marca GEREMIA, modelo HF-60L com pressão máxima de 6kgf/cm ² com sucção máxima de 8 m.c.a.
07	Reator Anaeróbio de Leito Expandido de 32 m ³
08	Medidor de volume de gás TECNOBRAS, MODELO Gallus 2000-G4
09	Tanque de peneiramento, em concreto armado, com peneira em aço inoxidável de 1,44 m ² de área com uma abertura de 1mm.
10	Poço de recirculação do efluente do reator de 3,78 m ³ em concreto armado
11	Conjunto moto-bomba (CMB ₂) – (com motor tipo elétrico, marca WEG 4 pólos, potência de 7,5 c.v e frequência de 60 Hz-bomba helicoidal, marca GEREMIA, modelo HF-70L com pressão máxima de 6kgf/cm ² com sucção máxima de 8 mca.

Fonte: MENDONÇA (1998).

A figura 4.3 mostra o corte do reator Ralex, enquanto que a figura 4.4 mostra o aspecto externo do mesmo.

Figura 4.3 - Corte do Reator Anaeróbico de Leito Expandido que foi utilizado para o tratamento de esgoto sanitário no Campus da USP, em São Carlos.

Fonte: MENDONÇA (1998).

Figura 4.4 - Aspecto externo do Reator Anaeróbio de Leito Expandido que foi utilizado para o tratamento de esgoto sanitário no Campus da USP, em São Carlos.

4.2.2 - Instalação de flotação por ar dissolvido em escala de laboratório (Flotateste).

A instalação de flotação por ar dissolvido em escala de laboratório (flotateste) é constituída por quatro câmaras de flotação independentes, interligadas a uma única câmara de saturação, conforme mostrado na figura 4.5. As câmaras possuem 6cm de diâmetro interno, 91cm de altura, 0,5cm de espessura de parede de acrílico e 2,5 litros de volume útil.

As câmaras de flotação operam em regime de escoamento descontínuo. Cada câmara de floculação/flotação possui agitador próprio, que está conectado a um regulador de tensão para controle da rotação das pás giratórias, possibilitando o controle da energia fornecida à operação de mistura rápida ou de floculação.

Após a mistura rápida, a qual era realizada num equipamento de Jar-Test, instalado ao lado do flotateste, promove-se a floculação no interior das próprias câmaras de flotação. Paralelamente, promove-se a aeração pressurizada do volume de água armazenada no interior da câmara de saturação.

Terminado o período de floculação, abrem-se as válvulas de agulha que controlam a entrada da vazão de recirculação pressurizada proveniente da câmara de saturação, promovendo-se a flotação dos flocos em suspensão na água presente na câmara de flotação.

A coleta de amostras da câmara de flotação é realizada com o auxílio de seringas (20ml de volume unitário) dispostas em pontos situados em posições adequadas ao cálculo das curvas de distribuição de velocidades de flotação (curvas de flotação) conforme metodologia proposta por REALI (1991)

Na figura 4.5 é mostrada uma fotografia da instalação de flotação por ar dissolvido em escala de laboratório (flotateste).

Figura 4.5 - Flotateste - em escala de laboratório

Figura 4.6 - Fotografia do flotateste

4.2.3 - Unidade de filtração em areia.

O filtro de areia, em escala de laboratório, foi construído e instalado no Laboratório de Tratamento Avançado e Reuso de Água - LATAR, onde foi realizado o estudo. O filtro possui as seguintes características:

- Altura total da unidade: 2770 mm;
- Altura do leito filtrante: 1000 mm;
- Altura da camada suporte: 250mm;
- Diâmetro da coluna de filtração: 19 mm;
- Leito filtrante: leito constituído de areia bastante uniforme ($C_u = 1,15$ mm) com T_e igual a 0,87mm.
- Taxa de filtração: entre $200 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$ e $250 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$.

A areia utilizada no leito filtrante apresentou a seguinte distribuição granulométrica apresentada na figura 4.7.

Figura 4.7 - Distribuição granulométrica da areia utilizada como meio filtrante

A camada suporte da areia é formada por 3 tipos de pedregulho. Esses pedregulhos foram dispostos da seguinte maneira: o mais fino ($\phi 2,4\text{mm}$ a $\phi 1,4\text{mm}$) se encontra em contato com a areia e possui uma camada de 90mm. O pedregulho médio ($\phi 4,8\text{mm}$ a $\phi 2,4\text{mm}$) se encontra logo abaixo do mais fino e possui uma camada de 80mm de altura. Já o pedregulho mais grosso ($\phi 6,3\text{mm}$ a $\phi 4,8\text{mm}$) encontra-se logo abaixo do médio e possuía uma camada de 80mm de espessura. A figura 4.8 apresenta o esquema descrito anteriormente. As figuras 4.9 e 4.10 apresentam, respectivamente, o esquema e a fotografia do filtro de areia utilizado.

Figura 4.8 - Esquema ilustrativo da camada suporte

Figura 4.9 - Fotografia do filtro de areia

Figura 4.10 - Esquema ilustrativo do filtro de areia em escala de laboratório

4.2.4 - Unidade de filtração em filtro de cartucho.

O filtro de cartucho utilizado é da marca CUNO, composto por celulose de algodão com densidade graduada e resina melamínica. Esse filtro apresenta tamanho médio dos poros de $5\mu\text{m}$, vazão máxima de 1.000 litros/hora e pressão máxima suportada de 100psi (7kg/cm^2).

4.2.5 - Unidade de filtração em membrana

De acordo com o esquema da figura 4.11, o afluente a ser filtrado era recalcado através da bomba dosadora, passando pelo amortecedor de pulso antes de entrar na célula que contém a membrana. Através do controle simultâneo da vazão da bomba dosadora (curso de pistão) e da abertura do registro de agulha, era possível o estabelecimento da vazão afluente à célula da membrana e da pressão na entrada. Essa unidade de filtração em membrana foi projetada e desenvolvida pelo Prof. Eduardo Cleto Pires juntamente com sua orientada Luciana Nalim.

- 1 – Reservatório de líquido a ser filtrado
- 2 – Bomba dosadora tipo pistão para alimentação de célula de membrana
- 3 – Amortecedor de pulso da bomba de alimentação
- 4 – Válvula de segurança
- 5 – Manômetro tipo Bourdon
- 6 – Registro de agulha para controle da pressão e do fluxo na célula de membrana
- 7 – Célula de membrana
- 8 – Reservatório para coleta do efluente final filtrado

Figura 4.11 - Esquema ilustrativo do equipamento de filtração em membrana

Figura 4.12 - Fotografia do equipamento em escala de laboratório utilizado para a realização de filtração em membrana

4.2.6 - Equipamento utilizado para a realização do teste SDI.

O teste SDI (Silty Density Index) é uma determinação muito utilizada para saber se o efluente analisado serve para alimentação direta de um sistema de filtração em membranas, ou se é necessário promover algum tipo de pré-tratamento ao líquido antes de ser passado em membrana. Esse teste fornece uma idéia da quantidade de material particulado existente na água e, é aplicado em águas com turbidez

relativamente baixa. É um teste padronizado (ASTM D4189-82) e utilizado pelos fabricantes de membrana como um indicativo para saber se a água analisada pode ou não ser diretamente utilizada em um sistema de membrana. O valor de SDI que o teste fornece indica se a membrana utilizada para promover a filtração pode ser colmatada ou não, filtrando aquela determinada água.

Para a realização do teste SDI foi construído um equipamento em acrílico. O equipamento possui as seguintes características:

- Diâmetro interno: 110mm.
- Espessura do acrílico: 5mm.
- Volume útil: 900ml.

O ensaio consiste na determinação do tempo necessário para a filtração de determinado volume de água. A água deve estar submetida à uma pressão definida (30psi) e ser filtrada por uma membrana específica ($\phi 47\text{mm}$ e porosidade de $0,45\mu\text{m}$).

Para assegurar a pressão necessária para o ensaio, o equipamento é conectado à tubulação fornecedora de ar comprimido, através de uma mangueira contendo um engate rápido. Na saída da tubulação fornecedora de ar comprimido está instalado um manômetro (válvula) o qual mantém a saída de ar com pressão de 30psi (207KPa). Esse ar pressurizado é injetado no interior do equipamento garantindo assim a pressão necessária para a realização do ensaio.

A figura 4.13 mostra a fotografia do equipamento construído.

Figura 4.13-Fotografia do equipamento utilizado para o teste de SDI.

4.2.7 - Sistema de Microfiltração Tangencial.

O sistema de microfiltração tangencial (Frings Microdyn do Brasil Engenharia e Comercio LTDA) utilizado na segunda etapa do trabalho experimental é composto pelos seguintes elementos:

- Tanque de alimentação de 60 litros, em PVC.
- Bomba de $1\text{m}^3/\text{h}$ e 20m.c.a. em inox.
- Manômetro 2 1/2", 0 - 3Kg, membrana glicerina.
- Válvula 1/2" em PVC.
- Módulo de membrana de microfiltração - MD 020 TP 2N ($0,2\mu\text{m}$).
- Tubos e conexões 1/2" em PVC.
- Suportes e bases metálicos.
- Painel elétrico.

O equipamento é munido de um mecanismo de retrolavagem periódica, pelo qual, durante determinados intervalos de tempo, o filtrado (permeado) é retro-impulsionado (com a utilização de ar comprimido) por aproximadamente dois

segundos através da membrana, sem que por isso seja interrompida a alimentação do produto que está sendo filtrado (VIDAL, 2001).

As figuras 4.14 e 4.15 mostram respectivamente o esquema e a fotografia do sistema de microfiltração tangencial utilizado.

Figura 4.14 - Desenho detalhado do Sistema de Microfiltração Tangencial.

Figura 4.15- Fotografia do Sistema de Microfiltração Tangencial.

4.2.7.1- Módulo de membrana utilizado no sistema de microfiltração tangencial.

O módulo de membrana utilizado (MD 020 TP 2N) apresenta diâmetro médio dos poros de $0,2\mu\text{m}$ e as seguintes características:

- Configuração geométrica: tubular.
- Material: polipropileno.
- Número de tubos: 3.
- Diâmetro interno dos tubos: 5,5mm.
- Comprimento da membrana: 75cm.
- Área efetiva de filtração: $0,036\text{m}^2$.
- Máxima temperatura de operação: 60°C .

As figuras 4.16 e 4.17 apresentam, respectivamente, a fotografia e o esquema do módulo de membrana utilizado. A figura 4.18 mostra o aspecto interno desses tubos.

Figura 4.16 - Fotografia do módulo de membrana utilizado no Sistema de Microfiltração Tangencial.

Figura 4.17- Esquema ilustrativo do módulo de membrana utilizado no Sistema de Microfiltração Tangencial.

Figura 4.18 - Aspecto interno do módulo de membrana utilizado no Sistema de Microfiltração Tangencial.

4.2.8- Equipamento de osmose reversa.

O equipamento de osmose reversa utilizado para a realização da segunda etapa de estudo é o de modelo CS 370 RO UNIT (Terwal Maquinas, LTDA), e utiliza a membrana Filmtec TW30 20-26 (com diâmetro de 45mm, 60cm de comprimento e configuração spiral-wound, é feita com o material Thin Film Composite), promove 10% de recuperação e 98% de rejeição e apresenta capacidade de operar com vazões de até 300L/h.

O equipamento utilizado é composto por:

- Painel de controle.
- Medidor de pressão da água de alimentação do sistema (0-100psi).
- Pré-filtros de 5 μ m e 1 μ m dispostos em série.
- Medidor de pressão da bomba de sucção (0-100psi).
- Válvula estranguladora para fluxo do rejeito.
- Medidor de vazão do produto (permeado).
- Medidor de pressão da água de alimentação da membrana (0-300psi).
- Bomba e motor.
- Válvula solenóide.
- 2 compartimentos (carapaças) para módulos de membrana (71cm de comprimento).
- 2 módulos de membranas (descritas anteriormente).

As figuras 4.19 e 4.20 mostram o a fotografia e o esquema, respectivamente, do equipamento de osmose reversa utilizado.

Figura 4.19- Fotografia do equipamento de Osmose Reversa utilizado.

Figura 4.20 – esquema do equipamento de osmose reversa utilizado.

Fonte: Manual técnico do equipamento

De acordo com o manual de utilização, as condições de uso do equipamento utilizando essa membrana (TW30 20-26) são:

- Máxima pressão de operação: 300psi.
- Máxima temperatura de operação: 45⁰C.
- Máxima turbidez de alimentação: 1,0 UT.
- Tolerância de cloro livre: < 0,1ppm.
- Tolerância de ferro: < 0,05ppm.
- Máxima vazão de alimentação: 11L/min.
- pH: 2 - 11.
- Máximo SDI de alimentação: 5.

4.2.9- Outros equipamentos utilizados.

Além dos equipamentos anteriormente descritos, outros foram utilizados durante os ensaios e também para caracterização de todas as amostras coletadas ao longo do trabalho. Esses equipamentos estão listados a seguir.

- Equipamento denominado Jar-Test, empregado para realizar a mistura rápida do coagulante (cloreto férrico), para posterior floculação e flotação realizadas no flotatesto.
- Turbidímetro Hach - modelo 2100P.
- Turbidímetro Hach - modelo 2100N.
- Medidor de pH marca Corning, modelo 320.
- Digestor Hach - 25 tubos.
- Spectrofotômetro Hach - modelo DR2000.
- Spectrofotômetro Hach - modelo DR4000.
- Spectrofotômetro de absorção atômica marca VARIM (mod. AA-1275).
- Placa aquecedora e agitadora Corning.
- TOC 1200, marca Euroglas.
- Bomba de vácuo - Marconi (0-760mmHg).
- Balança analítica Sartorius, modelo BP 211D, sensibilidade de 0,00001g.
- Auto clave vertical -Phoenix.
- Estufa de secagem e esterilização - FANEM.
- Mufla - EDGCON 3P (temperatura de operação 550⁰C).
- Unidade de Digestão - BUCHI (mod. B-435).
- Unidade de Destilação - BUCHI (mod. B-323).
- Condutivímetro - HORIBA (mod. DS-15).
- Seladora IDEXX (Quanti-Tray Sealer).
- Estufa incubadora (estufa de cultura 502) - FANEM.
- Cabine de análise de fluorescência - Spectroline (mod. CM 10).
- Lâmpada ultravioleta de 365nm.
- Bomba dosadora - Master Flex (0-100L/h), 3 AMP, 115 VAC, 50/60Hz modelo 752035.
- Bomba dosadora ProMinent (0-8,40L/h), 16W, 50/60Hz, 3bar modelo CONB0308PP1000A001.

- Bomba de diafragma Wallace & Tiernan (0-4L/h), 60Hz, 1730rpm, pressão max.: 16Kgf/cm², modelo G 20 30 MD.
- Contador de partículas - HIAC/ROYCO (mod. 3000 A)
- Membrana filtrante de 0,45µm e ϕ 47mm (ME25) - Schleircher & Schull.
- Membrana filtrante de 1,2µm e ϕ 47mm (ME28) - Schleircher & Schull.

4.3 - Procedimentos adotados para a realização dos ensaios.

4.3.1- Coleta e armazenamento das amostras do esgoto bruto.

O esgoto bruto era coletado a partir de um poço localizado junto ao reator anaeróbio biológico. Eram coletados cerca de 2,5 litros de esgoto bruto, o qual permanecia em recipiente de vidro previamente lavado. O recipiente de vidro contendo o esgoto bruto a ser analisado permanecia em câmara fria a uma temperatura de 3°C. Quando da realização das análises, uma parcela desse volume era retirada da câmara fria e colocada em outro recipiente de vidro menor para que atingisse a temperatura ambiente. Todas as outras amostras estudadas também foram armazenadas dessa mesma maneira (recipiente de vidro limpo, em câmara fria).

É importante salientar que as amostras de esgoto bruto, assim como todas as outras amostras estudadas, eram submetidas a algumas análises no mesmo momento da sua obtenção. Antes de levar as amostras para a câmara fria, uma parcela da mesma era separada para a análise imediata dos seguintes parâmetros: pH, cor, turbidez, absorbância $\lambda=254$ e condutividade elétrica.

4.3.2- Procedimentos adotados para os ensaios de flotação

O efluente utilizado para a realização da flotação era o efluente do reator anaeróbio biológico. Cerca de 40 litros desse efluente eram coletado na saída do reator e transportado até o laboratório (Latar) onde era realizada a etapa de flotação. Esse volume era transportado em recipientes plásticos e prontamente eram utilizados para a realização da etapa de flotação.

Anteriormente à flotação propriamente dita, era realizado o processo de coagulação/floculação. A coagulação era realizada no equipamento denominado Jar-Test, com a utilização do coagulante cloreto férrico. No Jar-Test ocorre a mistura rápida do coagulante no efluente do reator biológico anaeróbio durante 20 segundos, com um gradiente de velocidade de 800s^{-1} .

De acordo com a metodologia adotada, a floculação era realizada nas próprias colunas do flotatestes (unidade de flotação em escala de laboratório). Imediatamente após a mistura rápida do coagulante, o efluente do reator biológico anaeróbio era colocado nas colunas de floculação/flotação onde permanecia durante 15 minutos com um gradiente médio de velocidade de 80s^{-1} . Após esses 15 minutos as paletas que promovem a floculação eram retiradas das câmaras, e a água saturada com ar ($4,5\text{kgf/cm}^2$) era injetada na parte inferior da câmara. Um volume de água saturada de ar, com cerca de 20% do volume contido na câmara, era injetado (20% de recirculação). Essa água saturada de ar promovia a flotação dos flocos durante 10 minutos. Após esses 10 minutos a água clarificada era recolhida pela parte inferior das câmaras, sempre se tomando o cuidado de não recolher também os flocos flotados.

O efluente obtido na realização da etapa de flotação era prontamente transportado para o reservatório para ser filtrado no filtro de areia. Uma pequena parcela do volume do efluente do flotador, gerado em cada bateria de ensaio do flotatestes, era destinada à formação da amostra desse efluente a ser analisada. Antes do volume gerado no flotatestes ser transferido para o reservatório da filtração em areia, uma parcela do mesmo era transferida para um recipiente de vidro, o qual era armazenado em câmara fria. Esse procedimento de tomar alíquotas de efluente produzido em cada bateria de ensaios do flotatestes serviu para a composição de uma amostra representativa desse efluente, com a posterior mistura e homogeneização dessas alíquotas.

4.3.3- Procedimentos adotados para a etapa de filtração em areia.

Logo após passar pelo processo de flotação, o efluente era colocado no reservatório para ser filtrado. O efluente era recalado por meio de bomba dosadora

(marca Master Flex) para a parte superior de filtro com uma vazão entre 2,36L/h e 2,95L/h, vazão essa que garantia a permanência da taxa de filtração entre $200\text{m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$ e $250\text{m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$. O efluente filtrado era retirado pela parte inferior do filtro (após percorrer todo o leito filtrante) e introduzido em um reservatório.

Eram filtrados no filtro de areia os cerca de 40 litros de efluentes que eram gerados no flotatestes. Assim, era necessário intervalo de tempo de 13 a 16 horas (dependendo da vazão com que o efluente do flotatestes era recalcado para o filtro de areia) para que todo esse volume fosse filtrado. Para tanto, o efluente do reator biológico anaeróbio (Ralex) era coletado por volta das 14 horas, era submetido ao processo de flotação para que, por volta das 18 horas, todo o volume já tivesse clarificado. Assim, o filtro de areia permanecia filtrando esse efluente durante toda a noite e, na manhã seguinte coletava-se uma alíquota do volume de amostra para a realização das determinações e exames físico-químicos e bacteriológicos. O volume filtrado restante era submetido à filtração em filtro de cartucho.

Uma pequena quantidade de areia utilizada no leito filtrante foi colada na parede interna da coluna de filtração. Essa fina camada de areia colada fornece à parede interna do filtro uma certa rugosidade, minimizando o risco do aparecimento de caminhos preferenciais na parede do filtro.

A limpeza do filtro de areia era efetuada através de retrolavagem com água e ar. Primeiramente, injetava-se água pela parte inferior do filtro (em baixo da camada suporte), em seguida injetava-se o ar. Essa vazão de água e ar era controlada para evitar que ocorresse perda de areia da camada filtrante, e ao mesmo tempo produzisse a expansão do leito e a eliminação das partículas que se encontravam presas nos espaços vazios do leito filtrante. Essa etapa da limpeza durava cerca de 10 minutos, após os quais o ar era desligado e a água permanecia por mais 10 minutos; essa etapa é importante, pois elimina o ar que se encontra na camada filtrante.

4.3.4- Procedimentos adotados para filtração em filtro de cartucho.

O efluente filtrado pelo filtro de areia era bombeado por meio de bomba dosadora (marca ProMinent) diretamente para o filtro de cartucho, o qual promovia

uma rápida filtração. Uma parcela desse efluente filtrado pelo filtro de cartucho era destinada à realização de análises e o restante era introduzido em um reservatório.

Após a utilização do filtro de cartucho, o mesmo era muito bem lavado com água limpa. Essa limpeza tinha a intenção de prevenir o crescimento de microorganismos no interior do filtro. Porém, foi detectado que mesmo com a realização da limpeza do cartucho houve a contaminação do mesmo. Assim, optou-se pela substituição do cartucho por um novo cartucho a cada nova bateria de ensaios.

4.3.5- Procedimentos adotados para filtração em membrana

Nos ensaios de laboratório foi utilizada a membrana OSMONICS HP09 (membrana de nanofiltração) que possui as características apresentadas na tabela 4.2.

Tabela 4.2 - Características da membrana de nanofiltração utilizada na pesquisa.

Fabricante	Osmonics
Peso molecular (faixa de corte nominal aproximada)	1.100 a 8.000
Tipo de polímero	HP
Pressão de trabalho	690kPa (máxima 6900kPa)
Faixa de pH recomendado	0.5-13
Temperatura máxima	100°C
Concentração máxima de cloro livre recomendada	25ppm

Essa membrana trabalhou com pressão em torno de 1400kPa, fornecida pela bomba de diafragma (marca Wallace & Tiernan). A vazão produzida de efluente filtrado e de efluente concentrado era muito baixa (gotejamento) devido à pequena área filtrante da membrana utilizada (ϕ 7,5cm, com área de 44,18cm²). Assim, foram necessárias cerca de 60 horas de operação para obtenção do volume de amostra do efluente requerido para realização das determinações programadas.

As amostras tanto do rejeito quanto do permeado somente eram analisadas após a obtenção de um volume suficiente para a realização de todas as análises propostas. Para tanto, de tempos em tempos, eram coletados os efluentes gerados. Essas parcelas dos efluentes eram armazenadas em recipientes de vidro e levados à

câmara fria. Após a obtenção do volume necessário, a amostra obtida era bem homogeneizada e então, iniciava-se a realização das análises. É importante salientar que os recipientes que armazenavam os efluentes até os mesmos serem armazenados na câmara fria eram esterilizados, fechados e permaneciam em caixa fechada de isopor contendo gelo. Esse procedimento impedia a entrada de quaisquer partículas existentes no ar, e também impedia a formação de algas.

É importante salientar que durante as horas de operação nem a pressão na célula da membrana e nem o fluxo filtrado permaneciam constantes. Isso ocorria devido a colmatação que a membrana ia sofrendo. Assim, essa unidade necessitava de observações periódicas para garantir a permanência da pressão em níveis seguros.

A limpeza dessa unidade era realizada com extremo cuidado, evitando assim a possibilidade de contaminação do efluente; e a membrana utilizada para a filtração era trocada a cada bateria de ensaios.

4.3.6- Procedimentos adotados para a realização de ensaio de SDI.

A determinação do valor do SDI (Silty Density Index) da água de alimentação de um sistema de filtração em membranas, como já dito anteriormente, é muito importante para a manutenção da própria membrana do sistema. A realização do teste seguiu as recomendações da norma da American Society for Testing and Materials (1987) - ASTM D4189/82 - Standard Test Method for Silty Density Index.

A primeira etapa do ensaio consiste na colocação da membrana de 0,45 μ m (ϕ =47mm) no equipamento. A colocação da membrana era realizada com total cuidado para assegurar que o anel de vedação (o-ring) permanecesse no local correto, garantindo assim que todo o volume de água que saísse do equipamento passaria, obrigatoriamente, pela membrana, ou seja, que fosse filtrado. Com a membrana colocada e o equipamento corretamente montado, colocava-se então a água que seria analisada. Um volume de cerca de 900ml dessa água era inserido no equipamento, através da válvula de abertura localizada na parte superior do mesmo. Então, a válvula era fechada e o engate era conectado à mangueira de saída de ar. Nesse momento o equipamento estava pronto para que o ensaio, propriamente dito, se iniciasse.

O início do ensaio acontecia com a abertura da válvula de ar comprimido, a qual garantia a pressão de 30psi.

Com a abertura da válvula iniciava-se a filtração da água através da membrana. O cronômetro era liberado no mesmo instante da abertura da válvula (t_0), e então era determinado o tempo necessário para filtrar 500ml da água (t_1). Após a determinação do t_1 , o efluente continuava sendo filtrado por 15 minutos (tempo contado a partir de t_0). Passados os 15 minutos, era determinado o tempo necessário para filtrar mais 500ml da água (t_f). É importante salientar que toda a filtração era realizada sem a troca da membrana.

O volume de água que cabe no equipamento (cerca de 900ml) não é suficiente para a realização do ensaio. Assim, havia a necessidade da colocação de mais água durante o ensaio. Essa reposição de água ocorria da maneira descrita a seguir. Quando a quantidade de água no interior do equipamento estava chegando ao fim, a válvula de saída de ar era fechada, o engate rápido era desconectado, a válvula de abertura era aberta e o cronômetro era parado. Todas essas operações eram realizadas simultaneamente para que todo o ar saísse rapidamente do equipamento e se interrompesse a filtração. Após essas operações, a água era colocada no equipamento, a válvula de abertura era fechada, o engate rápido da mangueira era conectado e a válvula de saída de ar era aberta. A abertura da válvula de saída de ar ocorria simultaneamente com a liberação do cronômetro. Assim, dava-se continuidade ao ensaio.

4.3.7- Procedimentos adotados durante a realização da segunda etapa de estudo utilizando o equipamento de Microfiltração em escala industrial.

A membrana utilizada para a realização da Osmose Reversa apresenta uma baixa tolerância a ferro. De acordo com o fabricante, é aconselhável que a água de alimentação do sistema possua concentração de ferro menor do que 0,05mg/L.

Visando reduzir a concentração de ferro existente na água de alimentação optou-se por realizar a oxidação química do ferro, porém essa oxidação foi realizada no afluente da microfiltração (efluente do flotatesto).

Para a realização da oxidação do ferro foram realizados ensaios com peróxido de hidrogênio (H_2O_2). A dosagem de H_2O_2 aplicada respeitou a relação de 200mg de H_2O_2 por litro de efluente, mantendo-se o valor do pH do efluente em torno de 7,5. Para aumentar o pH do efluente foi utilizado NaOH em dosagem estabelecida através de testes realizados previamente.

Assim, para aumentar o pH do efluente do flotatesto, foram acrescentadas 46ml NaOH/litro de efluente. Após a correção do pH do efluente, era acrescentado peróxido de hidrogênio e promovida agitação durante 40 minutos.

Após a realização da oxidação, o efluente do flotatesto estava pronto para ser submetido a Microfiltração.

Foram colocados no tanque de alimentação do sistema de Microfiltração cerca de 50 litros do efluente do flotatesto já oxidado. Conforme esse efluente ia sendo submetido ao processo de Microfiltração, mais efluente era acrescentado ao tanque de alimentação. Para a realização desse ensaio foram produzidos 70 litros de efluente flotado.

O equipamento de Microfiltração utilizado trabalhou com pressão de operação (ΔP) de $0,5 \text{ Kg/cm}^2$ e velocidade tangencial média de fluxo tangencial de 3,8m/s. Era realizada uma retrolavagem a cada dois minutos de operação do sistema.

O permeado (filtrado) foi armazenado em reservatório e após a microfiltração de todo o volume produzido do efluente do flotatesto, foi submetido à Osmose Reversa.

O equipamento de Microfiltração permaneceu em funcionamento por cerca de 20 minutos antes da realização da coleta da amostra que foi utilizada para a realização de análises. Após a coleta da amostra, o equipamento continuou funcionando até a filtração (microfiltração) de todo o volume existente de efluente do flotatesto.

4.3.8- Procedimentos adotados durante a realização da segunda etapa de estudo utilizando o equipamento de Osmose Reversa em escala industrial.

De acordo com o fabricante de membranas de Osmose Reversa, é aconselhável realizar um "flushing" sempre antes da utilização da mesma. Esse

"flushing" consiste em "filtrar" por ela água limpa. Então, seguindo essa recomendação, antes de se iniciar o processo de Osmose Reversa com o efluente da microfiltração, foi realizado o "flushing" com água destilada por cerca de 30 minutos. Após essa limpeza iniciou-se o processo de Osmose Reversa propriamente dito.

Para a realização da filtração por osmose reversa foi dispensado o pré-tratamento existente no próprio equipamento. Esse pré-tratamento foi dispensado uma vez que ele é composto por filtração em filtros de cartucho de $5\mu\text{m}$ e $1\mu\text{m}$ sequencialmente, e o afluente era o efluente da microfiltração (microfiltração com membrana de $0,2\mu\text{m}$).

Assim, o afluente (efluente da microfiltração) foi introduzido no equipamento não pela válvula de entrada e sim foi succionado pela própria bomba do equipamento, através da válvula localizada logo após os filtros de pré-tratamento.

O afluente encontrava-se em um reservatório, a partir do qual ia sendo succionado para o equipamento. O procedimento para a realização do ensaio ocorreu da maneira descrita a seguir.

Antes de iniciar a sucção do afluente, a válvula estranguladora do fluxo de rejeito foi totalmente aberta. O botão do painel de controle foi acionado (iniciando a sucção). Inicialmente todo efluente gerado era rejeito, ou seja, o afluente não passava através da membrana. Então, a válvula estranguladora do fluxo de rejeito foi sendo fechada (aumentando a pressão de alimentação da membrana e forçando a passagem do afluente pela membrana). Essa válvula foi fechada até que a pressão de alimentação da membrana atingisse 200psi. Então, o sistema permaneceu em funcionamento por cerca de 30 minutos antes da realização da coleta da amostra a qual foi analisada.

É importante salientar que a vazão produzida de permeado foi de 30L/h, a de rejeito foi de 180L/h e a pressão de alimentação da membrana permaneceu em 200psi.

Como o volume de afluente existente era pequeno (cerca de 70 litros) para permitir o funcionamento do sistema por cerca de 30 minutos antes da coleta da amostra (recomendação do fabricante), optou-se pela seguinte alternativa: ambos

permeado e rejeito retornavam ao reservatório do afluyente durante os 30 minutos recomendados, após os quais as amostras puderam ser coletadas.

4.3.9- Armazenamento das amostras.

Todas as amostras coletadas nas diversas etapas de tratamento, para a realização das caracterizações, foram estocadas em recipiente de vidro extremamente limpo e permaneceram armazenadas em câmara fria a 3°C, até o momento da realização dos exames e determinações físico-químicas e bacteriológicas.

4.4- Ensaaios Realizados.

Como já dito anteriormente, foram realizadas cinco baterias de ensaios com o processo de tratamento proposto (todo em escala de laboratório, exceto reator anaeróbio biológico), e uma bateria extra utilizando equipamentos de microfiltração e de osmose reversa em escala industrial.

Essas cinco baterias de ensaios realizadas utilizando o processo de tratamento em escala de laboratório não foram exatamente iguais. As diferenças de uma bateria de ensaios para outra podem ser caracterizadas pela dosagem de cloreto férrico utilizado como coagulante, pelos parâmetros analisados ou por uma pequena modificação no sistema de tratamento. A seguir são descritas as seis baterias de ensaios realizadas.

É importante salientar que todos os parâmetros caracterizados obedeceram a padronização de ensaios descrita no STANDARD METHODS FOR EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER (1998).

4.4.1- Primeira e Segunda baterias de ensaios.

A primeira e a segunda baterias de ensaios foram realizadas respectivamente nos dias 13/09/2000 e 20/09/2000 e fazem parte da primeira etapa de estudo. O sistema de tratamento sequencial para tratar o esgoto sanitário utilizado foi: reator anaeróbio biológico (Ralex), flotação por ar dissolvido, filtração em areia, filtração

em cartucho e filtração em membrana de nanofiltração Osmonics HP09 (todas as etapas em escala de laboratório, exceto a etapa do reator anaeróbio). A concentração de cloreto férrico utilizada para promover a coagulação do afluente da flotação por ar dissolvido foi de 65mg/L. Foram analisadas seis amostras do sistema de tratamento: efluente do Ralex, efluente do flotatest, efluente do filtro de areia, efluente do filtro de cartucho, permeado e rejeito do sistema de filtração em membrana.

Os parâmetros analisados em cada amostra estudada foram: cor aparente, turbidez, absorvância $\lambda=254\text{nm}$, fúor, sulfeto, sulfato, cloretos, fósforo, NTK, coliformes totais, coliformes fecais, DQO, zinco, chumbo, cádmio, níquel, ferro, manganês, cobre, cromo e sódio.

4.4.2- Terceira e Quarta baterias de ensaios.

A terceira e a Quarta baterias de ensaios foram realizadas respectivamente nos dias 25/01/2001 e 12/02/2001 e fazem parte da primeira etapa de estudo. O sistema de tratamento sequencial utilizado para tratar o esgoto sanitário foi igual ao das duas primeiras baterias, porém com o acréscimo de uma etapa paralela ao sistema. O efluente da filtração em cartucho continuou sendo o afluente do sistema de filtração em membranas, porém, paralelamente uma parcela desse efluente foi submetida à filtração em membrana (papel de filtro) de 1,2 μm .

Essa nova filtração ocorreu com a utilização de membranas da marca Schleicher & Schuell (ME28, 1,2 μm , $\phi=47\text{mm}$) e uma bomba a vácuo (Marconi). Como afirmado anteriormente, essa filtração adicional não fez parte do sistema sequencial de tratamento, porém seu efluente foi caracterizado com vistas a um melhor conhecimento do tamanho das partículas presentes no efluente do filtro de cartucho.

A concentração de cloreto férrico utilizada para promover a coagulação do afluente da flotação por ar dissolvido foi de 65mg/L. Foram analisadas oito amostras: esgoto bruto, efluente do Ralex, efluente do flotatest, efluente do filtro de areia, efluente do filtro de cartucho, permeado e rejeito do sistema de filtração em membrana de nanofiltração e efluente da filtração em membrana (papel de filtro) de 1,2 μm .

Os parâmetros analisados em cada amostra estudada foram: turbidez, absorvância $\lambda=254\text{nm}$, cor aparente, condutividade elétrica, pH, sulfato, sulfeto, cloretos, flúor, NTK, dureza, fósforo, sólidos totais, sólidos suspensos, DQO, COT, coliformes fecais, coliformes totais, zinco, chumbo, cádmio, níquel, ferro, manganês, cobre, cromo, sódio, cálcio e magnésio. É importante salientar que a determinação do COT (carbono orgânico total) não foi possível de ser realizada na quarta bateria de ensaios, pois o equipamento utilizado para a análise quebrou então, para essa bateria foi determinado somente CT (carbono total).

Além das análises citadas acima, foi realizado também o teste de SDI, porém apenas para a quarta bateria. O teste de SDI foi realizado com o efluente do filtro de cartucho.

4.4.3- Quinta bateria de ensaios.

Essa quinta bateria de ensaios foi realizada no dia 01/03/2001 e também faz parte da primeira etapa de estudo. O sistema de tratamento sequencial utilizado para tratar o esgoto sanitário foi igual ao das duas primeiras baterias, porém com uma etapa a mais. Após o filtro de cartucho foi colocado um filtro de cerâmica (cerâmica microporosa Pozzani - Ref. 81011-3), o qual tomou parte do sistema de tratamento sequencial. A passagem por esse filtro adicional foi realizada tendo em vista o valor relativamente elevado de SDI encontrado no efluente da filtração em cartucho na quarta bateria de ensaios. Assim, optou-se pela filtração em cerâmica microporosa visando a obtenção de um efluente que apresentasse o valor de SDI menor do que o valor encontrado para o efluente da filtração em cartucho.

A concentração de cloreto férrico utilizada para promover a coagulação do efluente do Ralex foi de 80mg/L. Foram analisadas oito amostras: esgoto bruto, efluente do Ralex, efluente do flotatesto, efluente do filtro de areia, efluente do filtro de cartucho, efluente do filtro de cerâmica, permeado e rejeito da filtração em membrana de nanofiltração. O teste de SDI foi realizado para o efluente da filtração em cerâmica.

Os parâmetros analisados em cada amostra estudada foram: turbidez, absorvância $\lambda=254\text{nm}$, cor aparente, condutividade elétrica, pH, sulfato, sulfeto,

cloretos, flúor, NTK, dureza, fósforo, sólidos totais, sólidos suspensos, DQO, COT, coliformes fecais, coliformes totais, zinco, chumbo, cádmio, níquel, ferro, manganês, cobre, cromo, sódio, cálcio e magnésio.

4.4.4- Bateria Extra.

A bateria extra de ensaios foi realizada no dia 30/03/2001 e faz parte da segunda etapa de estudos, utilizando-se o seguinte processo de tratamento sequencial tratando esgoto sanitário: Ralex, flotatestes, microfiltração tangencial e osmose reversa, sendo as duas últimas etapas em escala industrial.

A concentração de cloreto férrico utilizada para promover a coagulação do efluente do Ralex foi de 70mg/L. Foram caracterizadas seis amostras coletadas ao longo do sistema de tratamento: amostras do esgoto bruto, do efluente do Ralex, do efluente do flotatestes, do efluente da microfiltração tangencial, do rejeito e do permeado do sistema de osmose reversa.

Os parâmetros analisados em cada amostra estudada foram: turbidez, absorbância $\lambda=254\text{nm}$, cor aparente, condutividade elétrica, pH, sulfato, sulfeto, cloretos, flúor, NTK, dureza, fósforo, sólidos totais, sólidos suspensos, DQO, COT, coliformes fecais, coliformes totais, zinco, chumbo, cádmio, níquel, ferro, manganês, cobre, cromo, sódio, cálcio e magnésio. O teste de SDI foi realizado com o efluente da microfiltração tangencial.

5. Resultados e Discussões.

São apresentados a seguir os resultados obtidos em cada etapa do estudo, acompanhados de discussões concernentes aos mesmos. A apresentação e a análise dos resultados foram divididas em duas partes, na primeira são apresentados os resultados e discussões referentes às cinco baterias de ensaios realizadas na primeira fase da pesquisa. Na segunda parte são discutidos os resultados da segunda fase de estudo.

No final desse capítulo é apresentada uma comparação dos resultados obtidos no estudo em questão com alguns parâmetros requeridos para reuso de água na agricultura e também para reuso industrial. Essa comparação visa verificar as potencialidades de cada etapa do sistema de tratamento, no que se refere à produção de água passível de ser objeto de reuso agrícola ou industrial.

5.1 - Primeira fase de estudo.

Essa primeira fase de estudos inclui a análise e discussão dos resultados obtidos com os ensaios realizados no seguinte sistema sequencial de tratamento de esgoto sanitário: reator anaeróbio biológico, flotação por ar dissolvido, filtração em filtro de areia, filtração em filtro de cartucho e filtração em membrana de nanofiltração Osmonics HP09.

Como as baterias de ensaios não foram exatamente iguais, optou-se por apresentar agrupadas as baterias de ensaios com características semelhantes, visando facilitar a compreensão e discussão dos resultados.

5.1.1 - Primeira e Segunda Baterias de Ensaios.

A primeira e a segunda baterias de ensaios, como já descrito anteriormente, foram realizadas utilizando o sistema de tratamento de esgoto sanitário composto pelas seguintes etapas sequenciais: reator biológico anaeróbio de leito expandido (Ralex), flotação por ar dissolvido, filtração em filtro de areia, filtração em filtro de cartucho e filtração em sistema de filtração em membrana de nanofiltração HP09. Todas essas etapas foram realizadas empregando-se reatores em escala de laboratório, com exceção do reator anaeróbio. Foram utilizados 65mg/L de cloreto férrico para a coagulação do efluente do Ralex (afluente do flotatesto). O esgoto bruto (esgoto sanitário) não foi analisado nessas duas baterias de ensaio, porém todos os efluentes de cada etapa do processo de tratamento estudado foram.

Os resultados obtidos das análises realizadas com amostras de efluente de cada etapa do processo de tratamento, para as duas primeiras baterias de ensaios realizadas, estão apresentados na tabelas 5.1 e 5.2..

Tabela 5.1- Resultados das análises realizadas na primeira bateria de ensaios (13/09/2000), utilizando o seguinte sistema de tratamento de esgoto sanitário: Ralex com TDHm = 3,2 horas e Vasc. = 10,5m/h; flotação com Tmr = 20s, Gmr = 800s⁻¹, DCF = 65mg/L, Tf = 15min, Gf = 80s⁻¹, Tft = 10min e R = 20% (em volume); filtração em areia com taxa entre 200 e 250m³/m².dia; filtração em cartucho de 5µm e filtração em membrana HP09.

Parâmetros	Efluente Ralex	Efluente flotateste	Efluente filtro de areia	Efluente filtro de cartucho de 5µm	Permeado membrana HP09	Rejeito da membrana HP09
Cor aparente (UC)	520	182	152	120	23	149
Turbidez (UT)	155	16,4	7,77	5,92	0,56	7,82
Absorbância λ=254nm	1,046	0,513	0,308	0,264	0,288	0,337
Sulfeto (mgS ²⁻ /L)	0,422	0,051	0,033	0,026	0,005	0,038
Sulfato (mgSO ₄ ⁻² /L)	16	23	6	23	Ausente	6
Cloreto (mgCl ⁻ /L)	40	55	55	48	49	53
Flúor (mgF ⁻ /L)	1,34	1,71	1,66	1,62	1,68	1,16
Fósforo (mgP/L)	5,33	0,69	0,27	0,22	0,01	0,27
Dureza (mgCaCO ₃ /L)	33,1	27,5	23	23	27,6	27,6
Zn (mg/L)	0,39	0,31	0,26	0,27	0,71	1,18
Pb (mg/L)	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Cd (mg/L)	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Ni (mg/L)	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Fe (mg/L)	1,80	0,45	0,96	0,72	0,18	1,00
Mn (mg/L)	0,04	0,01	0,05	0,04	0,15	0,13
Cu (mg/L)	0,06	0,03	0,04	0,04	0,03	0,19
Cr (mg/L)	0,04	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Na (mg/L)	37,5	33,5	33,5	32	32,5	33,5
NTK (mgNH ⁴⁺ /L)	44,5	32,1	36,8	30,3	29,1	32,7
DQO (mg/L)	354	147	91	85	*	96
Coli. Total (NMP/100ml)	>2.419.200	>241.920	>241.920	86.640	>2.419,2	>241.920
Coli. Fecal (NMP/100ml)	>2.419.200	64.880	173.287	64.880	<1	86.640

* = análise/amostra perdida.

Tabela 5.2- Resultados das análises realizadas na segunda bateria de ensaios (20/09/2000), utilizando o seguinte sistema de tratamento de esgoto sanitário: Ralex com TDHm = 3,2 horas e Vasc. = 10,5m/h; flotação com Tmr = 20s, Gmr = 800s⁻¹, DCF = 65mg/L, Tf = 15min, Gf = 80s⁻¹ Tft = 10min e R = 20% (em volume); filtração em areia com taxa entre 200 e 250m³/m².dia; filtração em cartucho de 5µm e filtração em membrana HP09.

Parâmetros	Efluente Ralex	Efluente flotatestes	Efluente filtro de areia	Efluente filtro cartucho de 5µm	Permeado membrana HP09	Rejeito da membrana HP09
Cor aparente (UC)	520	160	126	106	57	140
Turbidez (UT)	211	11.1	5.65	4.92	1.41	6.81
Absorbância λ=254nm	0.990	0.396	0.258	0.245	0.305	0.392
Sulfeto (mgS ²⁻ /L)	0.406	0.059	0.016	0.016	0.004	0.022
Sulfato (mgSO ₄ ⁻² /L)	25	9	3	4	1	4
Cloreto (mgCl ⁻ /L)	51	60	49	56	55	57
Flúor (mgF ⁻ /L)	1.52	0.40	0.58	0.59	0.44	0.53
Fósforo (mgP/L)	3.36	0.60	0.27	0.23	0.065	0.24
Dureza (mgCaCO ₃ /L)	51.5	27.6	27.6	27.6	23.9	27.6
Zn (mg/L)	2.0	1.25	0.34	0.24	0.35	0.60
Pb (mg/L)	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Cd (mg/L)	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Ni (mg/L)	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Fe (mg/L)	3.75	2.84	1.10	1.08	1.65	1.80
Mn (mg/L)	*	0.09	0.09	0.09	0.11	0.12
Cu (mg/L)	0.03	0.01	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Cr (mg/L)	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Na (mg/L)	41.5	38.0	37.5	37.0	36.0	39.0
NTK (mgNH ⁴⁺ /L)	45.7	33.2	32.6	32.0	29.0	32.6
DQO (mg/L)	428	61	48	42	*	80
Coli. Total (NMP/100ml)	9.208.000	>2.419.200	816.400	1.203.310	15.970	59.100
Coli. Fecal (NMP/100ml)	3.255.000	344.800	209.800	248.900	<1	8.600

* = análise/amostra perdida.

a) Análise dos resultados referentes à remoção de cor e de turbidez.

a.1) Primeira bateria de ensaios.

Com base nos resultados da tabela 5.1 pode-se observar que o processo de tratamento (geral) estudado proporcionou uma boa remoção tanto de turbidez quanto de cor aparente. A remoção geral de turbidez foi de 99,6% com residual de 0,56 UT no efluente permeado do sistema de filtração em membrana de nanofiltração (HP09). A remoção geral de cor aparente foi de 96% com residual de 23 UC no efluente permeado do sistema de filtração em membrana de nanofiltração (HP09).

A etapa do sistema de tratamento que proporcionou maior remoção de cor e de turbidez foi o sistema de filtração em membrana de nanofiltração (HP09), com 81% de remoção da cor e 91% de remoção da turbidez. É importante salientar também que nessa primeira bateria de ensaios a flotação por ar dissolvido contribuiu muito para a remoção desses parâmetros. Essa etapa do sistema de tratamento proporcionou 65% de remoção da cor com um residual de 182 UC no efluente do flotatestes e 89% de remoção da turbidez com um residual de 16,4 UT no efluente do flotatestes.

A filtração em areia apresentou-se mais eficiente para a remoção de turbidez do que para a remoção de cor aparente; proporcionando 53% de remoção de turbidez com um residual de 7,77 UT e 16% de remoção de cor com residual de 152 UC. Por outro lado, a filtração em filtro de cartucho de 5µm proporcionou cerca de 20% de remoção tanto para cor aparente (com residual de 120 UC) quanto para turbidez (com residual de 5,92 UT).

a.2) Segunda bateria de ensaios.

Com base nos resultados da tabela 5.2 observa-se que o sistema de tratamento como um todo também promoveu uma expressiva remoção de cor aparente e de turbidez. Houve 99% de remoção de turbidez com um residual de 1,41 UT no efluente permeado do sistema de filtração em membrana de nanofiltração (HP09) e 89% de remoção da cor aparente com um residual de 57 UC no efluente filtrado do sistema de filtração em membrana de nanofiltração. É importante salientar que a turbidez detectada no efluente permeado do sistema de filtração em membrana de nanofiltração é um resultado inesperado, pois usualmente a turbidez de efluentes de filtração em membrana é menor do que 1,0 UT. Esse resultado encontrado pode estar associado à utilização, nesta fase da pesquisa, de um turbidímetro inadequado para essa determinação (turbidímetro Hach, modelo 2100P). Para evitar que essa falha na determinação se repetisse, a partir da quarta bateria de ensaios foi utilizado outro aparelho (turbidímetro Hach, modelo 2100N), que possui maior precisão.

Uma diferença que se pode observar, em termos de remoção desses parâmetros, da primeira para a segunda bateria de ensaios é que enquanto na primeira bateria a etapa que promoveu maior remoção foi a filtração em membrana de nanofiltração (HP09), na segunda foi a flotação por ar dissolvido. A flotação por ar dissolvido promoveu nessa etapa 69% de remoção de cor aparente com residual de 160 UC no efluente do flotatestes e 95% de remoção de turbidez com residual de 11,1

UT no efluente do flotatestes, sendo que o afluente ao flotatestes apresentava turbidez em torno de 211 UT e cor aparente em torno de 520 UC.

É interessante salientar que mesmo promovendo uma alta remoção desses parâmetros no início do sistema de tratamento (logo na segunda etapa), todas as etapas do mesmo foram capazes de promover alguma remoção. A filtração em areia proporcionou 21% de remoção de cor aparente com residual de 126 UC e 49% de remoção de turbidez com residual de 5,65 UT. A filtração em cartucho de 5 μ m proporcionou cerca de 16% de remoção tanto de turbidez (com residual de 4,92 UT) quanto de cor aparente (com residual de 106 UC).

b) Análise dos resultados referentes à remoção de matéria orgânica.

Dos parâmetros estudados nessas duas baterias de ensaios iniciais os que se relacionam com a matéria orgânica presente nas amostras são: DQO e absorvância $\lambda=254\text{nm}$.

b.1) Primeira bateria de ensaios.

Com base nos resultados da tabela 5.1 observa-se que a redução da absorvância com $\lambda=254\text{nm}$ foi sendo realizada gradativamente ao longo do processo de tratamento estudado. O sistema como um todo promoveu um abatimento de 73% com uma absorvância residual de 0,288 no efluente do sistema de filtração em membrana HP09. A etapa do processo que promoveu maior remoção desse parâmetro foi a flotação por ar dissolvido com 51% de remoção e absorvância residual de 0,513 no efluente do flotatestes. É importante salientar que apesar do abatimento geral da absorvância ter sido satisfatório (73%) houve um acréscimo do valor desse parâmetro no sistema de filtração em membrana de nanofiltração, ou seja, não houve remoção nessa etapa. Esse fato pode ser atribuído a uma provável contaminação da mostra quando da realização da análise. A filtração em areia proporcionou remoção de 40% da absorvância com residual de 0,308; enquanto que a filtração em cartucho de 5 μ m removeu apenas 14% da absorvância deixando um residual de 0,264.

Quanto a DQO, observa-se a inexistência do valor desse parâmetro para o efluente filtrado do sistema de filtração em membrana HP09. Essa ausência de valor é associada à perda da amostra ou da análise realizada. A remoção da DQO no sistema como um todo (considerando como sendo ultima etapa do mesmo a filtração em cartucho) foi de 76% com residual de 85mg/L no efluente da filtração em cartucho. Após a passagem pelo reator anaeróbio, a etapa do processo de tratamento que promoveu a maior remoção de DQO foi a flotação por ar dissolvido com remoção de 59% e residual de 147mg/L no efluente do flotatestes. A filtração em areia removeu cerca de 38% de DQO, com redução de 147mg/L no afluente para 91mg/L no efluente. A filtração em cartucho promoveu uma pequena redução de DQO (de 91mg/L para 85mg/L), apenas 7% de remoção.

b.2) Segunda bateria de ensaios.

Com base nos resultados da tabela 5.2 observa-se que houve 69% de remoção de absorvância com $\lambda=254\text{nm}$ no processo de tratamento, com residual de 0,305 no

efluente permeado do sistema de filtração em membrana HP09. Como na primeira bateria de ensaios, estranhamente houve um aumento da absorbância após a etapa de filtração em membrana de nanofiltração. Isso, como na primeira bateria de ensaios, possivelmente está associado à contaminação da amostra quando da análise da mesma. Observa-se ainda que após a passagem pelo reator anaeróbio biológico, a maior remoção de absorbância ocorreu na etapa da flotação por ar dissolvido com 60% de remoção e residual de 0,396 no efluente do flotatestes. A filtração em areia reduziu cerca de 35% a absorbância (de 0,395 para 0,258), enquanto que a filtração em cartucho reduziu apenas 5% (de 0,258 para 0,245).

Quanto a DQO, observa-se que houve uma remoção geral de 90% com residual de 42mg/L no efluente do filtro de cartucho. A maior remoção de DQO, após a passagem pelo reator anaeróbio, também ocorreu na etapa da flotação por ar dissolvido com 86% de remoção e residual de 61mg/L no efluente do flotatestes. A filtração em areia promoveu a redução de DQO de 61mg/L no afluente para 48mg/L no efluente, enquanto que a filtração em cartucho reduziu de 48mg/L no afluente para 42mg/L no efluente.

c) Análise dos resultados referentes à remoção de nutrientes.

Os nutrientes estudados nessas duas baterias de ensaio são fósforo e nitrogênio na forma de nitrogênio Kjeldahl (somatório dos nitrogênios orgânico e amoniacal).

c.1) Primeira bateria de ensaios.

O sistema de tratamento estudado promoveu uma baixa remoção de NTK com 35% de remoção e residual de 29,1mg/L no efluente permeado do sistema de filtração em membrana HP09. A etapa do processo que promoveu maior remoção foi a flotação por ar dissolvido com cerca de 28% de remoção e residual de 32,1mg/L no efluente do flotatestes. Ocorreu um aumento da concentração de NTK no efluente do filtro de areia (de 32,1mg/L para 36,8mg/L), esse fato pode ter sido provocado por contaminação da amostra ou alguma pequena falha de procedimento, no momento da realização da análise.

Quanto a remoção de fósforo, o sistema de tratamento demonstrou uma grande eficiência, com 99,8% de remoção e residual de 0,01mg P/L no efluente permeado do sistema de filtração em membrana HP09. A etapa do sistema de tratamento, após o reator anaeróbio, que promoveu maior remoção foi o sistema de filtração em membrana HP09 com 96% de remoção e residual de 0,01mg /l no seu permeado. As etapas anteriores à filtração em membrana também promoveram boa remoção, com 87% de remoção na flotação por ar dissolvido (com residual de 0,69mg/L), 61% de remoção no filtro de areia (com residual de 0,27mg/L) e 19% de remoção no filtro de cartucho (com residual de 0,22mg/L).

c.2) Segunda bateria de ensaios.

Na segunda bateria de ensaios, o sistema de tratamento estudado também não foi capaz de promover uma remoção significativa de NTK. A remoção geral do

sistema foi de apenas 36% com residual de 29,0mg/L no efluente permeado do sistema de filtração em membrana HP09. A flotação por ar dissolvido reduziu o NTK de 45,7mg/L para 33,2mg/L. A concentração de NTK nos efluentes da filtração em areia e em cartucho permaneceu em torno de 32mg/L.

A eficiência do sistema de tratamento nessa segunda bateria de ensaios para a remoção de fósforo, como na primeira bateria, foi muito boa com remoção de 98% e 0,065mg/L como residual no efluente permeado do sistema de filtração em membrana HP09. Novamente, a etapa do sistema de tratamento que promoveu maior remoção do parâmetro analisado foi a flotação por ar dissolvido com 82% de remoção e um residual de 0,60mg/L no efluente do flotatest. As etapas posteriores a essa, excluindo filtro de cartucho, também apresentaram uma boa capacidade de remoção de fósforo com 55% de remoção na filtração em areia (com residual de 0,27mg/L) e 72% de remoção na filtração em membrana HP09 (com residual de 0,0065mg/L). A filtração em cartucho promoveu apenas uma pequena redução da concentração de fósforo de 0,27mg/l no afluente para 0,23mg/L no efluente.

d) Análise dos resultados referentes à remoção de dureza.

d.1) Primeira bateria de ensaios

Os resultados da tabela 5.1 mostram que houve apenas ligeira remoção de dureza durante a etapa de coagulação/floculação/flotação, com queda de 33,1mg/L no afluente para 27,5mg/L no efluente. Nas demais etapas de tratamento praticamente não houve remoção adicional. Porém, verifica-se a existência de resultados discrepantes nessas etapas subseqüentes com valores de dureza oscilando na faixa entre 23,0mg/L e 27,6mg/L. Tais oscilações provavelmente podem ser associadas a problemas de procedimento e/ou imprecisões do método utilizado.

d.2) Segunda bateria de ensaios.

Na segunda bateria de ensaios verificou-se queda ainda mais acentuada no valor de dureza após a passagem pelo processo de coagulação/flotação, comparado à primeira bateria, com queda de 51,5mg/L para 27,6mg/L. Nas demais etapas do sistema de tratamento não foram observadas variações significativas no valor da dureza residual.

e) Análise dos resultados referentes à remoção de íons específicos.

A seguir são tecidos comentários acerca dos resultados de remoção dos íons metálicos (Zn, Pb, Cd, Ni, Fe, Mn, Cu, Cr, e Na), além do flúor, sulfeto, sulfato e cloreto.

e.1) Primeira bateria de ensaios.

Observando os resultados da tabela 5.1 que se referem à concentração de zinco, verifica-se que houve ligeira redução de sua concentração após o processo de coagulação/flotação, de 0,39mg/L para 3,31mg/L. Nas demais etapas não houve remoção adicional, com exceção da concentração obtida na amostra do efluente da

unidade de nanofiltração (filtração em membrana de nanofiltração), onde foi inesperadamente detectada concentração mais que duas vezes maior do que a encontrada na etapa anterior. É difícil qualquer tipo de explicação lógica para tal anomalia.

Quanto aos íons chumbo, cádmio e níquel, não foram observadas concentrações detectáveis dos mesmos, através do método analítico utilizado.

No que se refere ao íon ferro verifica-se bom nível de remoção após a flotação quando a concentração caiu de 1,80mg/L para 0,45mg/L. Porém, nas etapas subsequentes verificou-se resultados ilógicos com aumento inexplicável na concentração desse íon nas etapas de filtração em areia e em cartucho. Após a passagem pela membrana de nanofiltração verificou-se novamente remoção para níveis em torno de 0,18mg/L.

Os resultados de concentração de manganês apresentam oscilações inexplicáveis na faixa de 0,01mg/L a 0,15mg/L.

O íon cobre apresentou redução de concentração somente após a coagulação/flotação, com redução de 0,06mg/L para 0,03mg/L, valor esse mantido praticamente constante nas demais etapas de tratamento.

O sistema de tratamento estudado proporcionou uma remoção de 99% do íon sulfeto com um residual de apenas 0,005mg/L no permeado do sistema de filtração em membrana HP09. As etapas do sistema de tratamento que foram capazes de promover as maiores remoções desse íon foram a flotação por ar dissolvido e o sistema de filtração em membrana HP09 com, respectivamente, 88% (residual de 0,051mg/L) e 81% (residual de 0,005mg/L) de remoção. A filtração em areia reduziu a concentração de sulfeto de 0,051mg/L para 0,033mg/L, enquanto que a filtração em cartucho reduziu de 0,033mg/L para 0,026mg/L.

O íon cromo foi detectado somente no efluente do Ralex, em concentração bastante baixa (0,04mg/L). Após o processo de flotação não foi detectada concentração residual desse íon.

A concentração do íon sódio manteve-se praticamente constante ao longo de todas as etapas do sistema de tratamento com valores oscilando na faixa de 32mg/L a 38mg/L.

O íon cloreto não foi removido pelo sistema de tratamento. Ao invés disso, o próprio sistema de tratamento contribuiu para o aumento da concentração desse íon, uma vez que é utilizado o cloreto férrico como coagulante do efluente do Ralex, passando de 40mg/L no efluente do Ralex para 55mg/L no efluente da flotação por ar dissolvido. De acordo com os resultados da tabela 5.1 fica claro que o sistema de tratamento foi ineficaz na remoção de cloreto, uma vez que (após a flotação por ar dissolvido) a concentração de cloreto permaneceu em torno de 50mg/L nos efluentes das etapas subsequentes de tratamento.

Os resultados das concentrações dos íons sulfato e flúor apresentaram oscilações inexplicáveis. A concentração do íon sulfato oscilou desde a ausência até 23mg/L, enquanto que a concentração do íon flúor oscilou entre 1,62mg/L a 1,71mg/L.

e.2) Segunda bateria de ensaios.

Com base nos resultados da tabela 5.2 observa-se que, como na primeira bateria de ensaios, as concentrações de certos íons nas várias etapas do sistema de

tratamento apresentaram valores aparentemente inesperados. No caso do fúor, o efluente do reator anaeróbio apresentou concentração de 1,53mg/L. Por sua vez, após a flotação, houve redução dessa concentração para 0,4mg/L, valor esse mantido, com pequenas oscilações, ao longo de todos os outros processos sequenciais de tratamento.

O processo como um todo apresentou uma boa remoção para os íons sulfeto e sulfato; cerca de 99% de remoção e residual de 0,004mg/L de sulfeto e 96% de remoção e residual de 1,0mg/L de sulfato. A segunda etapa do processo de tratamento (flotação por ar dissolvido) promoveu boa redução de sulfetos com redução de 0,406mg/L para 0,059mg/L. Observa-se que a filtração em filtro de areia promoveu 73% de remoção com residual de 0,016mg/L para o íon sulfeto. A filtração em membrana HP09 (nanofiltração) promoveu 75% de remoção tanto do íon sulfeto quanto do íon sulfato.

A concentração do íon cloreto sofreu um acréscimo no efluente do flotatesto (de 51mg/L para 60mg/L) devido à utilização de cloreto férrico para coagulação do efluente do Ralex. A etapa de filtração em membrana de nanofiltração praticamente não promoveu remoção desse íon.

O íon cobre foi totalmente removido pelo sistema de tratamento. A flotação por ar dissolvido promoveu 67% de remoção com residual de 0,01mg/L enquanto que a filtração em areia promoveu remoção a níveis não detectáveis pelo método analítico utilizado.

Quanto aos íons chumbo, cádmio, níquel, e cromo verifica-se que não foram observadas concentrações detectáveis dos mesmos, através do método analítico utilizado.

O íon manganês praticamente não foi removido pelo sistema de tratamento.

A concentração do íon ferro foi reduzida de 3,75mg/L para 2,84mg/L na flotação. A etapa de filtração em areia promoveu redução de 2,84mg/L para 1,10mg/L. A concentração de ferro no efluente do filtro de cartucho permaneceu praticamente igual à encontrada no seu afluente (efluente da filtração em areia). E, inesperadamente, houve um aumento na concentração de ferro na filtração em membrana de nanofiltração de 1,08mg/L para 1,65mg/L.

Quanto ao íon sódio, não houve remoção detectável deste íon após a nanofiltração.

f) Análise dos resultados referentes à remoção bacteriológica.

Os parâmetros aqui estudados que são relacionados à presença de bactérias são coliformes totais e fecais.

Nas duas baterias de ensaios, o processo de tratamento foi muito eficiente na remoção desses parâmetros promovendo 99,9% de remoção para coliformes totais (residual de mais de 2419,2 NMP/100ml), produziu efluente com índice de coliformes fecais menor que 1 NMP/100ml na primeira bateria e 99% de coliformes totais (residual de 15970 NMP/100ml), produziu efluente com índice de coliformes fecais menor que 1 NMP/100ml na segunda bateria. É importante salientar que em ambas as baterias de ensaios, a etapa do processo de tratamento que promoveu maior remoção foi a etapa de filtração em membrana HP09. É importante salientar também que o número de coliformes fecais e totais encontrados no efluente do filtro de cartucho foi maior do que o encontrado no efluente do filtro de areia (na segunda

bateria de ensaios), provavelmente pelo fato do filtro de cartucho não ter sido substituído para a realização da segunda bateria. Ou seja, o filtro de cartucho encontrava-se contaminado com material retido ainda na primeira bateria de ensaios. Após a detecção desse tipo de erro de procedimento, passou a trocar-se o filtro de cartucho a cada bateria de ensaios.

5.1.2 - Terceira e quarta baterias de ensaios.

A terceira e a quarta baterias de ensaios foram realizadas utilizando o sistema de tratamento de esgoto sanitário composto por: Ralex, flotação por ar dissolvido, filtração em filtro de areia, filtração em filtro de cartucho de $5\mu\text{m}$, filtração em papel de filtro com porosidade de $1,2\mu\text{m}$ e filtração em membrana de nanofiltração (HP09). Essa filtração em papel de filtro com porosidade de $1,2\mu\text{m}$ não fez parte do sistema sequencial estudado. Essa foi apenas uma etapa paralela ao sistema de tratamento estudado, com vistas a se conhecer melhor o tamanho de partículas remanescentes após a filtração em areia. Uma parcela do efluente do filtro de cartucho era filtrada por essa membrana, e a parcela restante era encaminhada para o sistema de filtração em membrana HP09. Assim, sempre que se falar em eficiência de remoção do sistema de filtração em membrana HP09 deve-se lembrar que foi o efluente do filtro de cartucho que foi submetido a essa filtração e não o efluente da filtração em papel de filtro com porosidade de $1,2\mu\text{m}$.

Nas duas primeiras baterias de ensaios, a dosagem de cloreto férrico utilizada para a coagulação do efluente do reator anaeróbio biológico foi de 65mg/L . O esgoto sanitário (esgoto bruto) foi analisado, permitindo assim a avaliação da remoção dos parâmetros pela primeira etapa do sistema de tratamento (reator anaeróbio).

É importante salientar que o cartucho utilizado para a etapa de filtração em filtro de cartucho foi substituído somente na quarta bateria de ensaios. Assim, devido a esse fato, alguns resultados obtidos com análises de amostras do efluente do filtro de cartucho, na terceira bateria de ensaios, podem não ser muito significativos. Outra "falha" do sistema de tratamento ocorreu na quarta bateria de ensaios. Quando o sistema de filtração em membrana foi desmontado (após a realização do ensaio) percebeu-se que a placa porosa de vidro sinterizado que serve de suporte para a membrana estava trincada. Essa trinca surgiu por causa da pressão de alimentação do afluente do sistema. Essa trinca pode ter causado alguma fissura na membrana, mesmo que imperceptível a olho nu. Por isso, os valores obtidos através da análise do permeado do sistema de filtração em membrana HP09, nessa quarta bateria de ensaios, devem ser considerados com reserva.

Os resultados obtidos através das análises das amostras dos efluentes de cada uma das etapas do sistema de tratamento estudado (inclusive amostras do efluente da filtração em papel de filtro com porosidade de $1,2\mu\text{m}$) estão apresentados nas tabelas 5.3, 5.4 (terceira bateria), 5.5 e 5.6 (quarta bateria).

Tabela 5.3- Resultados das análises realizadas na terceira bateria de ensaios (25/01/2001), utilizando o seguinte sistema de tratamento de esgoto sanitário: Ralex com TDHm = 3,2 horas e Vasc. = 10,5m/h; flotação com Tmr = 20s, Gmr = 800s⁻¹, DCF = 65mg/L, Tf = 15min, Gf = 80s⁻¹, Tft = 10min e R = 20% (em volume); filtração em areia com taxa entre 200 e 250m³/m².dia; filtração em cartucho de 5µm; filtração em papel de filtro de 1,2µm e filtração em membrana HP09.

Parâmetros	Esgoto bruto	Efluente Ralex	Efluente Flotatest	Efluente filtro de areia	Efluente filtro** cartucho de 5µm	Efluente papel de filtro 1,2µm	Permeado membrana HP09	Rejeito da membrana HP09
pH	7,05	7,37	7,30	7,53	7,30	7,41	7,40	7,64
Turbidez (UT)	171	93,5	16,4	12,7	9,95	2,95	1,80	9,64
Absorbância λ=254nm filtrada	0,598	0,315	0,176	0,156	0,194	0,140	+	0,372
Absorbância λ=254 nm	1,441	0,872	0,503	0,296	0,327	0,172	0,297	0,408
Cor ap. (UC)	1690	875	240	115	173	40	22	181
Condutividade (ms/cm)	0,544	0,500	0,446	0,441	0,444	0,439	0,364	0,442
Sulfato (mgSO ₄ ⁻² /L)	28	3	1	7	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Cloreto (mgCl ⁻ /L)	36	37	56	55	60	56	47	54
Sulfeto (mgS ²⁻ /L)	0,03	0,01	0,003	0,002	0,002	0,001	0,001	0,002
Flúor (mgF ⁻ /L)	1,53	1,24	0,74	0,76	0,69	0,74	0,36	0,58
NTK (mgNH ₄ ⁺ /L)	52,7	34,5	28,2	27,6	32	27	25,7	28,9
Dureza (mgCaCO ₃ /L)	55,2	36,8	33,1	33,1	36,8	36,8	30,4	46
Fósforo (mgP/L)	6,4	5,9	0,72	0,32	0,25	0,041	Ausente	0,14
ST (mg/L)	549	382	220	314	243	197	+	246
STF (mg/L)	219	168	154	101	143	148	+	161
STV (mg/L)	330	214	66	213	100	49	+	85
SS (mg/L)	169	48	17	8	7	0,31	+	7,2
SSF (mg/L)	24	8	5	1	2	Ausente	+	0,4
SSV (mg/L)	115	40	12	7	5	0,31	+	6,8
SDT(mg/L)	380	334	203	306	236	197	+	254,6
DQO (mg/L)	580	242	76	62	105	58	*	115
DQO filt (mg/L)	227	108	50	43	105	42	*	100
COT (mg/L)	68	15	*	12	*	*	*	*
Col. Totais (NMP/100ml)	49,5 x 10 ⁷	19,9 x 10 ⁶	7,27 x 10 ⁶	6,4 x 10 ⁶	6,2 x 10 ⁶	7,7 x 10 ⁵	+	+
Col Fecais (NMP/100ml)	16,1 x 10 ⁷	6,13 x 10 ⁶	1,6 x 10 ⁶	5,17 x 10 ⁶	2,3 x 10 ⁶	1,08 x 10 ⁵	+	+

* = análise/amostra perdida.

+ = análise não realizada.

** = nessa bateria o filtro de cartucho encontrava-se contaminado, pois já havia sido utilizado anteriormente. Assim, os resultados apresentados na sexta coluna da tabela devem ser considerados com cautela.

Tabela 5.4- Resultados das análises de íons metálicos realizadas na terceira bateria de ensaios (25/01/2001), utilizando o seguinte sistema de tratamento de esgoto sanitário: Ralex com TDHm = 3,2 horas e Vasc. = 10,5m/h; flotação com Tmr = 20s, Gmr = 800s⁻¹, DCF = 65mg/L, Tf = 15min, Gf = 80s⁻¹, Tft = 10min e R = 20% (em volume); filtração em areia com taxa entre 200 e 250m³/m².dia; filtração em cartucho de 5µm; filtração em papel de filtro de 1,2µm e filtração em membrana HP09.

Parâmetros	Esgoto bruto	Efluente Ralex	Efluente flotateste	Efluente filtro de areia	Efluente filtro cartucho de 5µm **	Efluente papel de filtro 1,2µm	Permeado membrana HP09	Rejeito membrana HP09
Zn (mg/L)	0,23	0,18	0,11	0,12	0,16	0,14	0,81	1,70
Pb (mg/L)	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Cd (mg/L)	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Ni (mg/L)	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Fe (mg/L)	2,12	1,93	3,05	1,04	1,12	0,45	0,32	1,41
Mn (mg/L)	0,04	0,03	0,05	0,05	0,05	0,05	0,09	0,21
Cu (mg/L)	0,02	0,02	0,02	0,01	0,01	0,01	0,01	0,053
Cr (mg/L)	0,03	0,05	0,01	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Na (mg/L)	38,0	34,0	32,5	32,5	32,0	32,0	30,0	34,5
Ca (mg/L)	13,5	55,0	10,3	9,8	15,6	10,2	9,5	11,9
Mg (mg/L)	1,85	1,60	1,32	1,25	2,08	1,28	1,34	1,72

** = nessa bateria o filtro de cartucho encontrava-se contaminado, pois já havia sido utilizado anteriormente. Assim, os resultados apresentados na sexta coluna da tabela devem ser considerados com cautela.

Tabela 5.5- Resultados das análises realizadas na quarta bateria de ensaios (12/02/2001), utilizando o seguinte sistema de tratamento de esgoto sanitário: Ralex com TDHm = 3,2 horas e Vasc. = 10,5m/h; flotação com Tmr = 20s, Gmr = 800s⁻¹, DCF = 65mg/L, Tf = 15min, Gf = 80s⁻¹, Tft = 10min e R = 20% (em volume); filtração em areia com taxa entre 200 e 250m³/m².dia; filtração em cartucho de 5µm; filtração em papel de filtro de 1,2µm e filtração em membrana HP09.

Parâmetros	Esgoto bruto	Efluente Ralex	Efluente Flotatest	Efluente filtro de areia	Efluente filtro cartucho de 5µm	Efluente papel de filtro 1,2µm	Permeado** membrana HP09	Rejeito membrana HP09
pH	6.89	7.13	6.78	7.18	7.15	6.97	7.45	7.62
Turbidez (UT)	180	62.2	10.2	4.57	3.12	0.805	4.61	6.23
Absorbância bruta λ=254 nm	1.803	0.703	0.432	0.250	0.218	0.174	0.354	0.388
Absorbância filt. λ=254	0.748	0.254	0.151	0.132	0.129	0.142	+	0.354
Cor ap. (UC)	1600	850	218	100	90	33	73	116
Condutividade (ms/cm)	0,289	0,506	0,446	0,443	0,437	0,403	0,396	0,450
Sulfato (mgSO ₄ ⁻² /L)	35	10	2	6	4	Ausente	9	17
Cloreto (mgCl/L)	22	36	58	53	54	53	56	55
Sulfeto (mgS ²⁻ /L)	0,058	0,024	0,012	0,004	0,004	0,002	0,001	0,002
Flúor (mgF/L)	2.6	0.42	0.57	0.63	0.64	0.52	0.72	0.78
NTK (mgNH ₄ ⁺ /L)	29.6	19.3	18.8	17.7	17.7	17.7	16	20.9
Dureza (mgCaCO ₃ /L)	31.3	46	47.8	32.2	30.4	34.9	33.1	38.6
Fósforo (mgP/L)	4.2	6.8	0.88	0.41	0.23	0.043	Ausente	0.085
ST (mg/L)	413	354	221	219	216	271	212	237
STF (mg/L)	144	197	147	161	163	158	123	163
STV (mg/L)	269	157	74	58	53	113	89	74
SS (mg/L)	118	45	9	6	2	Ausente	Ausente	Ausente
SSF (mg/L)	19	3	2	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
SSV (mg/L)	100	42	8	6	2	Ausente	Ausente	Ausente
SDT (mg/L)	295	309	212	219	216	271	212	237
DQO (mg/L)	477	233	86.5	37	34	30	*	74
DQO filt (mg/L)	174	104	62	<25	<25	<25	*	59
Coli. Totais (NMP/100ml)	8,5 x 10 ⁷	2,85 x 10 ⁷	5,2 x 10 ⁶	21,3 x 10 ⁵	9,2 x 10 ⁵	6,1 x 10 ⁴	4,1 x 10 ³	35,4 x 10 ²
Col Fecais (NMP/100ml)	1,0 x 10 ⁷	5,3 x 10 ⁶	19,9 x 1 ⁵	9,1 x 10 ⁵	4,1 x 10 ⁵	2,0 x 10 ⁴	94	200

+ = análise não realizada.

* = análise/amostra perdida.

** = ao final da realização da filtração em membrana de nanofiltração (HP09), percebeu-se a existência de uma trinca na placa porosa que servia de suporte para a membrana; esse fato pode ter causado uma fissura na membrana. Assim, os resultados apresentados na oitava coluna da tabela devem ser considerados com cautela.

Tabela 5.6- Resultados das análises de íons metálicos realizadas na quarta bateria de ensaios (12/02/2001), utilizando o seguinte sistema de tratamento de esgoto sanitário: Ralex com TDHm = 3,2 horas e Vasc. = 10,5m/h; flotação com Tmr = 20s, Gmr = 800s⁻¹, DCF = 65mg/L, Tf = 15min, Gf = 80s⁻¹, Tft = 10min e R = 20% (em volume); filtração em areia com taxa entre 200 e 250m³/m².dia; filtração em cartucho de 5µm; filtração em papel de filtro de 1,2µm e filtração em membrana HP09.

Parâmetros	Esgoto bruto	Efluente Ralex	Efluente flotatestes	Efluente filtro de areia	Efluente filtro cartucho de 5µm	Efluente papel de filtro 1,2µm	Permeado membrana HP09**	Rejeito membrana HP09
Zn (mg/L)	0,25	0,14	0,21	0,10	0,10	0,23	0,40	0,66
Pb (mg/L)	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Cd (mg/L)	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Ni (mg/L)	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Fe (mg/L)	3,93	1,33	3,97	1,35	0,60	0,26	1,80	2,00
Mn (mg/L)	0,01	0,01	0,10	0,07	0,06	0,04	0,14	0,13
Cu (mg/L)	0,07	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,03
Cr (mg/L)	0,13	0,08	0,16	0,17	0,10	0,08	0,16	0,15
Na (mg/L)	30	41	35,5	36,5	36,5	34,5	34,5	36,5
Ca (mg/L)	78	90	11,5	13	8,66	13	10	12,2
Mg (mg/L)	2,74	2,10	3,30	1,07	1,29	3,3	2,3	1,25

** = ao final da realização da filtração na membrana de nanofiltração (HP09), percebeu-se a existência de uma trinca na placa porosa que servia de suporte para a membrana; esse fato pode ter ocasionado uma fissura na membrana. Assim, os resultados apresentados na oitava coluna da tabela devem ser considerados com cautela.

a) *Análise dos resultados referentes à remoção de cor e turbidez.*

a.1) Terceira bateria de ensaios.

Com base nos resultados da tabela 5.3 observa-se que o sistema sequencial, como um todo, foi capaz de promover grande remoção tanto de cor aparente quanto de turbidez. Essa remoção foi de 99% para ambos os parâmetros com residual de 1,80 UT e 22 UC no efluente final do sistema de tratamento (efluente permeado do sistema de filtração em membrana HP09). O reator anaeróbio biológico reduziu a turbidez de 171 UT para 93,5 UT e a cor aparente de 1690 UC para 875 UC. A etapa de flotação por ar dissolvido reduziu a turbidez de 93,5 UT para 16,4 UT (83% de remoção). As etapas de filtração em areia e em cartucho promoveram cerca de 22% de redução (cada etapa) de turbidez, reduzindo de 16,4 UT para 12,7 UT na filtração em areia e de 12,7 UT para 9,95 UT na filtração em cartucho. A filtração em areia também promoveu redução de cor aparente (de 240 UC para 115 UC). A etapa de filtração em papel de filtro de 1,2 μ m reduziu de 9,95 UT para 2,95 UT a turbidez e de 173 UC para 40 UC a cor aparente. A última etapa do sistema de tratamento (filtração em membrana de nanofiltração) foi capaz de promover mais de 80% de remoção tanto para turbidez (de 9,95 UT para 1,80 UT) quanto para cor aparente (de 115 UC para 40 UC). Como na segunda bateria de ensaios, a turbidez detectada no efluente do sistema de filtração em membrana de nanofiltração apresentou um valor elevado (1,80 UT) para efluente filtrado em membrana. Esse valor encontrado pode estar associado à utilização de um turbidímetro inadequado para determinação de valores reduzidos de turbidez. É importante salientar porém, que mesmo com todo esse elevado grau de remoção de cor promovido pelo sistema de tratamento, houve contaminação em uma etapa do mesmo. Devido ao fato de ter-se mantido o mesmo filtro de cartucho utilizado na segunda bateria de ensaios, o valor obtido a partir da análise do efluente da filtração em filtro de cartucho (173 UC) foi maior do que o valor obtido através da análise do efluente da filtração em areia (115 UC).

a.2) Quarta bateria de ensaios.

Com base nos resultados da tabela 5.5 observa-se que na quarta bateria de ensaios o sistema de tratamento também foi capaz de promover uma elevada remoção de turbidez e de cor aparente. A remoção de cor foi de 95% com residual de 73UC no efluente permeado pelo sistema de filtração em membrana HP09, enquanto que a remoção de turbidez foi de 97% com residual de 4,61UT nesse mesmo efluente (efluente final do sistema de tratamento). A etapa do sistema de tratamento a qual promoveu maior remoção desses parâmetros nessa quarta bateria de ensaios foi a flotação por ar dissolvido com prévia coagulação (65mg/L de cloreto férrico), com 74% de remoção de cor (de 850 UC para 218 UC) e 83% de remoção de turbidez (de 62,2 UT para 10,2 UT). A primeira etapa do sistema de tratamento (Ralex) reduziu a turbidez de 180 UT para 62,2 UT e a cor aparente de 1600 UC para 850 UC. A filtração em areia promoveu redução de 10,2 UT para 4,57 UT para turbidez e de 218 UC para 100 UC para cor aparente. A filtração em cartucho reduziu de 4,57 UT para 3,12 UT a turbidez e de 100 UC para 90 UC a cor aparente.

Observa-se que a filtração em papel de filtro de 1,2 μ m promoveu maior remoção tanto de cor quanto de turbidez do que a etapa de filtração em membrana de

nanofiltração. O valor de turbidez obtido através da análise do efluente permeado do sistema de filtração em membrana (4,61 UT) é maior do que o obtido através da análise do efluente da filtração em filtro de cartucho (3,12 UT). Esse fato pode estar associado à trinca que surgiu na placa porosa que serve de suporte para a membrana, podendo ter causado fissuras na estrutura da membrana como já comentado anteriormente.

a) Análise dos resultados referentes à remoção de matéria orgânica.

Os parâmetros analisados nessas duas baterias de ensaios que são relacionados à presença de matéria orgânica são: DQO, DQO filtrada (em membrana de 0,45 μ m), COT, absorvância com $\lambda=254$ nm e absorvância com $\lambda=254$ nm filtrada (em membrana de 0,45 μ m).

b.1) Terceira bateria de ensaios.

Com base nos resultados da tabela 5.3 observa-se que o processo de tratamento promoveu considerável diminuição da absorvância com $\lambda=254$ nm. Essa remoção foi maior do que 75% tanto para a absorvância da amostra bruta quanto para da amostra filtrada. Observa-se que a etapa do processo de tratamento que promoveu maior remoção da absorvância da amostra bruta foi a flotação por ar dissolvido com 42% de remoção (de 0,872 para 0,503). Considerando a absorvância filtrada, a etapa do sistema de tratamento que foi mais eficiente na remoção desse parâmetro foi o Ralex, com 47% de remoção (de 0,598 para 0,315). A filtração em areia reduziu a absorvância filtrada de 0,176 para 0,156 e a absorvância bruta de 0,503 para 0,296. A filtração em papel de filtro de 1,2 μ m reduziu a absorvância filtrada de 0,194 para 0,140 e a absorvância bruta de 0,327 para 0,172. A última etapa do sistema de tratamento (filtração em membrana de nanofiltração) promoveu redução de 0,327 para 0,297 para absorvância bruta.

Observa-se que houve a contaminação da quinta amostra do sistema de tratamento devido à utilização do cartucho contaminado. Também se observa que a etapa paralela (filtração em papel de filtro de 1,2 μ m) mostrou-se mais eficiente do que a filtração em membrana para a remoção da absorvância, provavelmente devido à quebra do vidro poroso que suportava a membrana.

Quanto à remoção de DQO, observa-se que as duas primeiras etapas do sistema de tratamento mostraram-se razoavelmente eficientes. A primeira etapa, Ralex, apresentou eficiência de remoção de DQO de 58% (de 580mg/L para 242mg/L) e de DQO filtrada, de 52% (de 227mg/L para 108mg/L). E a segunda etapa, flotação por ar dissolvido, apresentou eficiência de remoção de DQO de 69% (de 242mg/L para 76mg/L) e de DQO filtrada, de 54% (de 108mg/L para 50mg/L). A filtração em areia reduziu a DQO de 76mg/L para 62mg/L. É importante salientar que os valores elevados de DQO e de DQO filtrada, do efluente da filtração em cartucho são conseqüências da contaminação do cartucho utilizado. Observa-se que a filtração em papel de filtro de 1,2 μ m removeu por volta de 50% da DQO e da DQO filtrada, reduzindo de 105mg/L para 58mg/L e de 105mg/L para 42mg/L, respectivamente. Apesar da contaminação ocorrida no filtro de cartucho e do acidente com o vidro poroso do equipamento de filtração em membrana de nanofiltração, percebe-se que o sistema de tratamento foi capaz de remover uma

porcentagem considerável de DQO e de DQO filtrada. Considerando a filtração em papel de filtro como sendo a última etapa do sistema de tratamento, pode-se afirmar que houve mais de 80% de remoção desses dois parâmetros.

Considerando os resultados da tabela 5.3 observa-se que várias análises do parâmetro COT foram perdidas, ficando assim prejudicada a avaliação do sistema de tratamento como um todo. Observa-se, porém uma grande redução na concentração de COT ocorrida no reator anaeróbio. Essa redução foi de 68mg/L para 15mg/L, significando assim 78% de remoção de COT nessa primeira etapa do sistema de tratamento investigado.

b.2) Quarta bateria de ensaios.

Considerando os resultados da tabela 5.5 observa-se que o sistema de tratamento estudado promoveu boa redução de absorvância. A remoção de absorvância da amostra bruta foi de 80% enquanto que a remoção de absorvância da amostra filtrada foi de 66%. E a etapa do sistema de tratamento que mais contribuiu para essa redução foi o Ralex, o qual promoveu 61% de remoção (de 1,803 para 0,703) de absorvância bruta e 66% de remoção (de 0,748 para 0,254) de absorvância filtrada. A flotação por ar dissolvido reduziu a absorvância bruta de 0,703 para 0,432 e a absorvância filtrada de 0,254 para 0,151. A etapa da filtração em cartucho promoveu redução de 0,250 para 0,218 para absorvância bruta e de 0,132 para 0,129 para a absorvância filtrada. A etapa paralela ao sistema de tratamento (filtração em papel de filtro de 1,2 μ m) promoveu redução apenas da absorvância da amostra bruta (de 0,218 para 0,174). O aumento do valor da absorvância da amostra bruta na etapa de filtração em membrana deve-se, provavelmente, à contaminação da membrana de nanofiltração.

Quanto à remoção de DQO, observa-se que as primeiras etapas do sistema de tratamento demonstraram média eficiência, com cerca de 50% de remoção em cada etapa. O Ralex reduziu a concentração de DQO de 477mg/L para 233mg/L e a concentração de DQO filtrada de 174mg/L para 104mg/L. A flotação também proporcionou uma considerável redução na concentração de DQO (de 233mg/L para 86,5mg/L) e de DQO filtrada (de 104mg/L para 62mg/L). A filtração em areia reduziu de 86,5mg/L para 37mg/L a concentração de DQO e de 62mg/L para menos do que 25mg/L a concentração da DQO filtrada, a qual permaneceu nesse valor (<25mg/L) no efluente da filtração em cartucho e no efluente da filtração em papel de filtro de 1,2 μ m. É interessante salientar que 25mg/L de DQO é o limite de detecção quantitativa do método; de acordo com Standard Methods for Examination of Water and Wastewater (1998) para valores menores do que esse a metodologia utilizada passa a ser qualitativa e não mais quantitativa, por isso, esses valores são expressos como sendo menores do que 25mg/L. A etapa de filtração em cartucho reduziu a concentração de DQO de 37mg/L para 34mg/L e a filtração em papel de filtro de 1,2 μ m reduziu de 34mg/L para 30mg/L. Infelizmente, não foi possível quantificar a porcentagem de remoção de DQO e de DQO filtrada promovida pela filtração em membrana de nanofiltração, pois nessa bateria de ensaios essas amostras/análises foram perdidas.

O parâmetro COT não está presente na tabela 5.5, pois quando da realização das análises houve um problema com o equipamento utilizado impossibilitando assim a determinação desse parâmetro.

b) Análise dos resultados referentes à remoção de nutrientes.

Os nutrientes investigados nessas terceira e quarta baterias de ensaios foram fósforo e nitrogênio Kjeldahl.

c.1) Terceira bateria de ensaios

Considerando os resultados da tabela 5.3 observa-se que o sistema de tratamento como um todo foi capaz de remover o fósforo a níveis abaixo dos limites de detecção dos métodos analíticos utilizados. As etapas do sistema de tratamento que proporcionaram maior remoção desse parâmetro foram a flotação por ar dissolvido e a filtração em membrana HP09. A flotação por ar dissolvido foi capaz de promover cerca de 87% de remoção com residual de 0,72mg /L e a filtração em membrana HP09 proporcionou remoção adicional do fósforo de forma não ser possível na detecção. A primeira etapa do sistema de tratamento (reator biológico) promoveu a redução da concentração de fósforo de 6,4mg/L no afluente (esgoto bruto) para 5,9mg/L. A filtração em areia reduziu a concentração de fósforo de 0,72mg/L para 0,32mg/L, proporcionando cerca de 56% de redução. A etapa da filtração em cartucho de 5 μ m reduziu a concentração de fósforo de 0,32mg/L para 0,25mg/L, enquanto que a filtração em papel de filtro de 1,2 μ m reduziu de 0,25mg/L para 0,041mg/L.

Quanto ao nitrogênio, observa-se na tabela 5.3 que o sistema de tratamento como um todo foi capaz de remover cerca de 50% desse parâmetro com uma concentração residual de 25,7mg/L. A etapa do sistema de tratamento que promoveu maior remoção de NTK foi o reator biológico com cerca de 38% de remoção (de 52,7mg/L para 34,5mg/L). A flotação reduziu a concentração de NTK de 34,5mg/L para 28,2mg/L; enquanto que a filtração em areia reduziu de 28,2mg/L para 27,6mg/L. Observa-se que a concentração de NTK aumentou do efluente da filtração em areia (27,6mg/L) para o efluente da filtração em cartucho (32mg/L), esse acréscimo na concentração pode ter ocorrido pelo fato do cartucho se encontrar contaminado no momento da realização do ensaio. As etapas de filtração em papel de filtro de 1,2 μ m e em membrana de nanofiltração promoveram as seguintes reduções: de 32mg/L para 27mg/L e para 25,7mg/L, respectivamente.

c.2) Quarta bateria de ensaios

Da mesma forma que ocorreu na terceira bateria de ensaios, o sistema de tratamento também foi capaz de promover a remoção de fósforo a níveis não detectáveis. Observa-se que houve um aumento da concentração de fósforo no efluente do Ralex (6,8mg/L), se comparado à concentração no esgoto bruto (4,2mg/L). Esse fato pode ser explicado pela "deformação" imposta pelo tempo de detenção hidráulico no interior do reator anaeróbio. A etapa de flotação promoveu cerca de 87% de redução do fósforo (de 6,8mg/L para 0,88mg/L). A filtração em areia reduziu a concentração de fósforo de 0,88mg/L para 0,41mg/L, enquanto que a filtração em cartucho reduziu de 0,41mg/L para 0,23mg/L. A filtração em papel de filtro de 1,2 μ m reduziu a concentração de fósforo de 0,23mg/L para 0,043mg/L, enquanto que a filtração em membrana de nanofiltração removeu totalmente os 0,23mg/L de fósforo que havia no efluente do filtro de cartucho.

Quanto ao nitrogênio, observa-se que o sistema de tratamento promoveu a remoção de cerca de 50% de NTK com um residual de 16mg/L no efluente da filtração em membrana de nanofiltração. A etapa do sistema de tratamento a qual proporcionou remoção significativa desse parâmetro foi o Ralex, reduzindo a concentração de NTK de 29,6mg/L para 19,3mg/L. As outras etapas do sistema de tratamento não promoveram redução significativa na concentração de NTK, gerando efluentes com concentração variando na faixa compreendida entre 16mg/L e 18,8mg/L.

c) Análise dos resultados referentes à remoção da dureza.

d.1) Terceira bateria de ensaios.

De acordo com a tabela 5.3, a eficiência de remoção da dureza do processo de tratamento como um todo foi de 45% com residual de 30,4mg/L no efluente final do processo de tratamento (efluente da filtração em membrana de nanofiltração). A etapa do processo que foi mais eficiente para a remoção da dureza foi o Ralex, com 33% de remoção reduzindo a concentração de 55,2mg/L para 36,8mg/L no efluente do reator. A flotação por ar dissolvido reduziu a dureza (em forma de CaCO_3) de 36,8mg/L para 33,1mg/L. As etapas de filtração em areia e em papel de filtro de 1,2 μm não conseguiram promover nenhuma redução desse parâmetro. Na etapa de filtração em cartucho ocorreu um aumento da dureza, justificado pela contaminação do cartucho. A filtração em membrana HP09 promoveu redução de dureza de 36,8mg/L para 30,4mg/L.

d.2) Quarta bateria de ensaios.

Observando a tabela 5.5 verifica-se a existência de resultados ilógicos nas várias etapas do sistema de tratamento, com valores de dureza oscilando na faixa compreendida entre 30,4mg/L e 47,8mg/L. Esses resultados podem ser associados a problemas de procedimento e/ou imprecisões do método utilizado.

d) Análise dos resultados referentes à remoção de íons específicos.

Os íons específicos analisados a seguir são os íons metálicos (Zn, Pb, Cd, Ni, Fe, Mn, Cu, Cr, Na, Ca e Mg) além dos íons cloreto, sulfeto, sulfato e flúor.

e.1) Terceira bateria de ensaios.

Os íons sulfato e cromo foram removidos pelo sistema de tratamento estudado a níveis não detectáveis. O sulfato foi removido a níveis não detectáveis a partir da quarta etapa (filtração em filtro de cartucho), enquanto que o cromo foi removido a níveis não detectáveis a partir da terceira etapa (filtração em filtro de areia). A etapa do sistema de tratamento que promoveu maior remoção de sulfato (sem considerar a etapa que o removeu a níveis não detectáveis) foi o Ralex, com 89% de remoção e residual de 3mg/L no efluente do reator. Para o cromo, a etapa que promoveu maior remoção (também não considerando a etapa que o removeu totalmente) foi a flotação por ar dissolvido com 80% de remoção e residual de

0,01mg/L no efluente do flotatestes. É interessante observar na tabela 5.3 que houve um aumento da concentração de sulfato no efluente do filtro de areia (7mg/L), se comparado com a concentração no efluente do flotatestes (1,0mg/L). Esse aumento de concentração de sulfato, nessa etapa do sistema de tratamento, aparentemente não se justifica, devendo ter havido algum tipo de erro experimental ou de procedimento laboratorial.

Quanto aos íons chumbo, cádmio e níquel, não foram observadas concentrações detectáveis dos mesmos, através do método analítico utilizado.

Os íons cloreto e ferro foram "adicionados" na etapa de flotação por ar dissolvido por causa da utilização do coagulante cloreto férrico. Apesar disso, considerando o sistema de tratamento como um todo houve a remoção de 85% do ferro com residual de 0,32mg/L no efluente final do processo (efluente permeado do sistema de filtração em membrana HP09). O reator biológico reduziu a concentração de ferro de 2,12mg/L para 1,93mg/L, enquanto que a filtração em areia reduziu de 3,05mg/L para 1,04mg/L. A filtração em papel de filtro reduziu a concentração de ferro de 1,12mg/L para 0,45mg/L. É interessante observar que houve um aumento da concentração de ferro na filtração em cartucho (1,12mg/L), se comparado com o efluente da filtração em areia (1,04mg/L); isso deve ter ocorrido por causa da reutilização do cartucho, conforme já comentado. Quanto ao cloreto, não se pode falar em remoção geral promovida pelo sistema uma vez que a concentração desse íon no efluente final foi maior do que no afluente inicial (esgoto bruto) e, apesar das etapas posteriores a flotação por ar dissolvido terem promovido alguma remoção desse íon, não foi algo significativo, as concentrações desse íon variaram na faixa compreendida entre 47mg/L e 60mg/L, nos efluentes das etapas posteriores a flotação por ar dissolvido.

Com base nos resultados da tabela 5.3 observa-se que o sistema de tratamento estudado proporcionou uma alta remoção do íon sulfeto. Essa remoção foi de 97% com residual de 0,001mg/L no efluente final. É interessante observar que a flotação por ar dissolvido foi a etapa que promoveu maior remoção desse íon com 70% de remoção e residual de 0,003mg/L no efluente do flotatestes. Vale salientar também que a filtração em filtro de cartucho não foi capaz de promover remoção alguma, enquanto que a filtração em papel de filtro com porosidade de 1,2 μ m e o sistema de filtração em membrana HP09 promoveram igualmente 50% de remoção do íon sulfeto com residual de 0,001mg/L em ambos os efluentes. O Ralex promoveu a queda da concentração desse íon de 0,03mg/L para 0,01mg/L.

Quanto ao flúor, observa-se que o sistema de tratamento estudado promoveu 77% de remoção com residual de 0,36mg/L no efluente final. O Ralex proporcionou uma queda na concentração de flúor de 1,53mg/L para 1,24mg/L. A flotação reduziu a concentração de flúor de 1,24mg/L para 0,74mg/L; enquanto que as etapas posteriores à ela (com exceção da filtração em membrana de nanofiltração) não promoveram remoção significativa desse íon, produzindo efluentes com concentração de flúor na faixa compreendida entre 0,69mg/L e 0,76mg/L. A etapa de filtração em membrana de nanofiltração mostrou-se capaz de reduzir a concentração de flúor de 0,69mg/L para 0,36mg/L.

Os íons zinco e manganês apresentaram valores de concentrações inexplicáveis e estranhos nos efluentes das várias etapas do sistema de tratamento. A concentração do íon zinco variou na faixa compreendida entre 0,11mg/L e 0,81mg/L,

enquanto que a concentração do íon manganês variou na faixa compreendida entre 0,03mg/L e 0,09mg/L.

O sistema de tratamento como um todo promoveu a remoção de 50% do íon cobre com um residual de 0,01mg/L no efluente final do sistema. É interessante observar que essa remoção ocorreu na etapa de filtração em filtro de areia (de 0,02mg/L para 0,01mg/L), uma vez que nenhuma outra etapa do sistema de tratamento foi capaz de promover remoção.

Quanto aos íons cálcio e magnésio, observando a tabela 5.4, pode-se afirmar que houve uma baixa remoção dos mesmos pelo sistema de tratamento. Essa remoção foi de cerca de 30% para ambos os íons com um residual de 9,5mg/L de cálcio e 1,34mg/L de magnésio no efluente final do sistema. Fato relevante é a contribuição da flotação por ar dissolvido na remoção do íon cálcio gerado no Ralex. Essa remoção foi de 81% com residual de 10,3mg/L no efluente do flotatestes.

Ainda observando a tabela 5.4, constata-se que o sistema de tratamento estudado não foi muito eficiente na remoção do íon sódio. A remoção geral foi de 21% com um residual de 30mg/L no efluente final do sistema. A etapa do sistema de tratamento que proporcionou maior porcentagem de remoção desse íon foi o Ralex, com apenas 11% de remoção e residual de 34mg/L no efluente do reator. As etapas do sistema de tratamento posteriores ao Ralex não promoveram remoção significativa desse íon, produzindo efluentes com concentrações de sódio na faixa de 30mg/L a 32,5mg/L.

e.2) Quarta bateria de ensaios.

Com base nos resultados das tabelas 5.5 e 5.6 observa-se que as concentrações dos íons flúor, magnésio, zinco, cromo e manganês nos efluentes das várias etapas do sistema de tratamento estudado apresentam valores ilógicos e aleatórios, tornando impossível qualquer tipo de análise racional.

Quanto aos íons chumbo, cádmio e níquel, estiveram ausentes em todos os efluentes gerados pelo sistema de tratamento.

O sistema de tratamento estudado apresentou-se consideravelmente eficiente na remoção do íon sulfato. O sistema como um todo foi capaz de proporcionar uma remoção de 74% desse íon com um residual de 9mg/L no efluente final do sistema (efluente permeado do sistema de filtração em membrana HP09). A etapa do sistema que promoveu maior porcentagem de remoção do íon foi a flotação por ar dissolvido com 80% de remoção e um residual de 2mg/L no efluente do flotatestes. A filtração em papel de filtro com porosidade de 1,2 μ m, a qual não fez parte do sistema sequencial de tratamento, removeu o íon sulfato do efluente da filtração em cartucho a níveis não detectáveis. Por outro lado, o aumento da concentração no efluente permeado do sistema de filtração em membrana HP09 (9mg/L) se comparado com o efluente da filtração em cartucho (4mg/L) tem uma explicação. Isso deve ter ocorrido por causa da trinca que surgiu na placa porosa a qual serviu de suporte para a membrana. Se essa trinca não tivesse surgido certamente o sistema de tratamento seria capaz de remover uma porcentagem maior de sulfato, como ocorreu na terceira bateria de ensaios.

Quanto ao íon cálcio, observa-se que o sistema de tratamento promoveu redução de 87% desse íon, com residual de 10mg/L no efluente da nanofiltração. A etapa de flotação por ar dissolvido contribuiu muito para essa redução, reduzindo de

90mg/L para 11,5mg/L. A concentração desse íon nos efluentes da filtração em areia, filtração em cartucho e filtração em papel de filtro oscilou entre 8,66mg/L e 13mg/L.

Considerando o íon sulfeto, observa-se na tabela 5.5 que o sistema de tratamento conseguiu uma alta eficiência de remoção do mesmo. Essa remoção foi de 98% com um residual de 0,001mg/L no efluente permeado do sistema de filtração em membrana HP09 (efluente final do sistema de tratamento). As duas primeiras etapas do sistema de tratamento foram capazes de remover cerca de 50% do íon sulfeto (em cada etapa). Essa redução de concentração foi de 0,058mg/L para 0,024mg/L no Ralex e de 0,024mg/L para 0,012mg/L na flotação. A filtração em areia reduziu a concentração de sulfeto de 0,012mg/L para 0,004mg/L, enquanto que a filtração em cartucho não promoveu redução alguma. As etapas de filtração em papel de filtro de 1,2 μ m e em membrana de nanofiltração promoveram, respectivamente, 50% (de 0,004mg/L para 0,002mg/L) e 75% (de 0,004mg/L para 0,001mg/L) de remoção.

Quanto ao íon cloreto, não é possível considerar a eficiência de remoção do sistema de tratamento como um todo, uma vez que esse íon é adicionado ao sistema (na forma de cloreto férrico como coagulante do efluente do Ralex). Considerando as etapas posteriores à adição do cloreto férrico, é possível afirmar que as mesmas não foram capazes de promover uma considerável remoção desse íon, permanecendo sua concentração nos efluentes na faixa compreendida entre 53mg/L e 56mg/L.

O íon ferro, como o íon cloreto, também é adicionado ao sistema de tratamento na forma de cloreto férrico. Porém, para esse íon, devido à precipitação dos mesmos na forma de hidróxidos durante a coagulação química, as etapas posteriores à coagulação foram capazes de promover uma considerável remoção da concentração do mesmo. Na tabela 5.6 observa-se que as etapas de filtração em filtro de areia, em filtro de cartucho e em papel de filtro com porosidade de 1,2 μ m conseguiram cerca de 60% de remoção, em cada uma delas, com redução da concentração de ferro de 3,97mg/L para 1,35mg/L na filtração em areia e de 1,35mg/L para 0,60mg/L na filtração em cartucho e de 0,60mg/L para 0,26mg/L na filtração em papel de filtro. A filtração em sistema de membrana HP09 ficou comprometida por causa da trinca na placa porosa.

O íon cobre foi bem removido pelo sistema de tratamento. Observando-se a tabela 5.6, é possível afirmar que esse íon foi removido pelo Ralex (redução de 0,07mg/L para 0,01mg/L), uma vez que as outras etapas do sistema de tratamento não promoveram redução adicional da concentração desse íon.

Quanto à remoção do íon sódio, não é possível considerar a eficiência do sistema de tratamento como um todo, pois a concentração desse íon no efluente do Ralex foi maior do que a concentração no esgoto bruto. Porém, as outras etapas do sistema de tratamento foram capazes de promover alguma remoção do íon em questão. A flotação por ar dissolvido removeu 13% do íon sódio (redução de 41mg/L para 35,5mg/L). As etapas de tratamento subsequentes à flotação praticamente não promoveram remoção considerável desse íon, e a concentração do mesmo permaneceu em torno de 35mg/L nos efluentes de cada etapa.

f) Análise dos resultados referentes à remoção de sólidos e de condutividade elétrica.

A condutividade elétrica é uma característica do efluente que se relaciona com os sólidos dissolvidos totais presentes. Assim, torna-se interessante a realização da análise conjunta desses parâmetros.

f.1) Terceira bateria de ensaios.

Observando a tabela 5.3 percebe-se a ausência de dados sobre sólidos no efluente permeado do sistema de filtração em membrana HP09 (efluente final do sistema de tratamento). Isso ocorreu, pois não houve volume suficiente de amostra desse efluente para a realização das análises. Assim, quando aqui se falar em remoção promovida pelo sistema de tratamento como um todo (remoção geral do sistema de tratamento), o efluente do filtro de cartucho será considerado o efluente final do sistema de tratamento.

Considerando os resultados da tabela 5.3 nota-se que o sistema de tratamento com um todo foi razoavelmente eficaz na remoção de sólidos totais. Essa remoção foi em torno de 56% para sólidos totais, 35% para sólidos totais fixos e 70% para sólidos totais voláteis com residual de 243mg/L, 143mg/L e 100mg/L respectivamente, no efluente da filtração em filtro de cartucho. A remoção de sólidos dissolvidos foi de 38% com residual de 236mg/L no efluente da filtração em filtro de cartucho. Quanto à remoção de sólidos suspensos, observa-se que a eficiência geral do sistema de tratamento foi bem alta. Essa remoção foi maior de 90% para sólidos suspensos totais, sólidos suspensos fixos e sólidos suspensos voláteis com um residual de 7mg/L, 2mg/L e 5mg/L, respectivamente, no efluente da filtração em filtro de cartucho.

É interessante observar que as maiores porcentagens de remoção de sólidos totais, sólidos suspensos e sólidos dissolvidos ocorreram nas duas primeiras etapas do sistema de tratamento, ou seja, no Ralex e na flotação por ar dissolvido. Outra observação importante é a eficiência de remoção de sólidos suspensos na etapa realizada paralelamente ao sistema de tratamento (filtração em papel de filtro com porosidade de 1,2 μ m). Essa remoção foi de 95% para sólidos suspensos, 100% para sólidos suspensos fixos e 95% para sólidos suspensos voláteis.

A condutividade elétrica não foi eficientemente reduzida pelo sistema de tratamento. O sistema foi capaz de reduzir apenas 33% a condutividade, com um valor residual de 0,364mS/cm no efluente permeado do sistema de filtração em membrana HP09. É interessante observar que a etapa do sistema de tratamento que foi mais eficiente na remoção desse parâmetro foi o sistema de filtração em membrana HP09 com 18% de remoção (diminuição de 0,444mS/cm para 0,364mS/cm) e também que houve um aumento no valor da condutividade elétrica no efluente da filtração em filtro de cartucho (ocasionada provavelmente pela contaminação do filtro de cartucho).

f.2) Quarta bateria de ensaios.

Com base nos resultados da tabela 5.5 observa-se que o sistema de tratamento promoveu uma remoção de sólidos totais de 49%, de 15% para sólidos totais fixos e 67% para sólidos totais voláteis com residual de 212mg/L, 123mg/L e 89mg/L, respectivamente, no efluente permeado do sistema de filtração em membrana HP09. A remoção de sólidos dissolvidos totais foi de 28% com residual de 212mg/L.

Quanto à remoção de sólidos suspensos, o sistema de tratamento mostrou-se extremamente eficiente removendo 100% dos sólidos suspensos totais, fixos e voláteis. É interessante observar que a etapa do sistema de tratamento que removeu a maior porcentagem de sólidos totais e sólidos dissolvidos totais foi a flotação por ar dissolvido com 38% e 32% de remoção, respectivamente. Para sólidos suspensos totais, a etapa do sistema de tratamento que se mostrou mais eficiente foi o sistema de filtração em membrana HP09 com 100% de remoção (a etapa da filtração em papel de filtro com porosidade de $1,2\mu\text{m}$ também alcançou essa eficiência de remoção). É interessante observar também que as duas primeiras etapas do sistema de tratamento contribuíram muito para a remoção dos sólidos suspensos. O Ralex promoveu a redução de 118mg/L para 45mg/L (cerca de 62% de remoção), enquanto que a flotação reduziu de 45mg/L para 9mg/L (80% de remoção).

Quanto à condutividade elétrica, observa-se que a primeira amostra (esgoto bruto com $0,289\text{mS/cm}$) apresentou menor condutividade do que a segunda amostra (efluente do Ralex com $0,506\text{mS/cm}$). Esse fato não deve ser considerado anormal uma vez que ocorre grande variabilidade no esgoto bruto e também no efluente do reator anaeróbio. As etapas de tratamento posteriores ao Ralex promoveram pouca redução de condutividade elétrica. A condutividade elétrica nos efluentes dessas etapas permaneceu na faixa compreendida entre $0,396\text{mg/L}$ e $0,446\text{mg/L}$.

g) Análise dos resultados referentes à remoção bacteriológica.

g.1) Terceira bateria de ensaios.

Com base nos resultados da tabela 5.3 observa-se a ausência de dados referentes a coliformes totais e fecais nas amostras dos efluentes do sistema de filtração em membrana HP09. Essa ausência de dados está associada à perda dessas duas amostras. Observa-se também que cada etapa do sistema de tratamento (excluindo a filtração em filtro de areia) foi capaz de promover alguma remoção de coliformes fecais e totais. A etapa mais eficiente do sistema de tratamento foi o Ralex, com 96% de remoção para coliformes totais e fecais (com residual de $19,9 \times 10^6 \text{NMP/100ml}$ e $6,13 \times 10^6 \text{NMP/100ml}$, respectivamente).

Considerando a filtração em filtro de cartucho como sendo a última etapa do sistema de tratamento, uma vez que foi impossível analisar o efluente final do sistema, observa-se que o sistema como um todo foi capaz de remover 99,84% de coliformes totais e 99,93% de coliformes fecais. É possível afirmar que, se a amostra do efluente final do sistema tivesse sido analisada, a eficiência total do sistema de tratamento seria maior. Essa afirmação tem fundamento, uma vez que o número de coliformes encontrados no efluente da filtração em papel de filtro com porosidade de $1,2\mu\text{m}$ foi menor do que o número de coliformes encontrado no efluente da filtração em cartucho.

g.2) Quarta bateria de ensaios.

Com base nos resultados da tabela 5.5 observa-se que o sistema de tratamento como um todo apresentou uma excelente eficiência de remoção de coliformes. A remoção de coliformes totais foi de 99,995% com residual de $4,1 \times 10^3 \text{NMP/100ml}$, enquanto que a remoção de coliformes fecais foi de 99,9991% com residual de

apenas 94NMP/100ml. É interessante observar que todas as etapas do sistema de tratamento foram capazes de proporcionar alguma remoção de coliformes. Essa remoção variou entre 57% e 99,5% para coliformes totais e entre 47% e 99,97% para coliformes fecais.

h) SDI teste.

O teste de SDI foi realizado apenas na quarta bateria de ensaios. O efluente utilizado para a realização do teste foi o efluente da filtração em filtro de cartucho.

De acordo com a norma (ASTM D 4189-82) é necessário calcular dois tempos t_i e t_r . A descrição dessa norma encontra-se nos itens 4.2.6 e 4.3.6.

O t_i (tempo necessário para filtrar os primeiros 500ml do efluente) encontrado foi de 1,45min e o t_r (tempo necessário para filtrar 500ml do efluente, após 15 minutos de filtração) encontrado foi de 122min. De acordo com a norma o valor do SDI é obtido a partir da seguinte equação: $SDI = \{[1 - (t_i/t_r)] \times 100\} / T$, onde T é igual a 15min. Assim, utilizando a equação anterior, o valor de SDI encontrado para tal efluente foi 6,6.

De acordo com o fabricante de membranas de osmose reversa, o valor limite aconselhável de SDI para a utilização de determinado líquido como afluente de um sistema de osmose reversa é 5,0. Assim, de acordo com o fabricante, o efluente da filtração em filtro de cartucho não estaria com qualidade (em termos de SDI) adequada para ser encaminhado ao sistema de osmose reversa.

5.1.3 - Quinta bateria de ensaios.

Essa quinta bateria foi realizada no dia 01/03/2001 e foi composta pelo mesmo sistema de tratamento das baterias anteriores, porém com algumas modificações. Posteriormente à etapa de filtração em filtro de cartucho, foi acrescentada uma nova etapa ao sistema de tratamento, visando a obtenção de um efluente com valor de SDI menor do que o valor encontrado para o efluente da filtração em cartucho. Essa nova etapa era a filtração em filtro de cerâmica microporosa (Pozzanni). Essa nova etapa (diferentemente da filtração em papel de filtro com porosidade de 1,2 μ m da terceira e da quarta baterias de ensaios) fez parte do sistema sequencial de tratamento, ou seja, o efluente da filtração em cartucho era submetido à filtração em cerâmica microporosa e o efluente dessa filtração em cerâmica microporosa era submetido ao sistema de filtração em membrana HP09.

Outra diferença dessa bateria de ensaios para as anteriores foi a dosagem de cloreto férrico utilizado para promover a coagulação do efluente do reator anaeróbio. Nessa quinta bateria de ensaios foi utilizada uma dosagem um pouco maior (80mg/L), visando a obtenção de um efluente flotado um pouco mais clarificado.

Nessa bateria de ensaios foram analisados todos os efluentes do sistema de tratamento, incluindo o esgoto bruto. Foi realizado também o teste de SDI para o efluente da filtração em cerâmica microporosa.

Os resultados obtidos com as análises das amostras dos efluentes dessa quinta bateria de ensaios estão presentes nas tabelas 5.7 e 5.8.

Tabela 5.7- Resultados das análises realizadas na quinta bateria de ensaios (01/03/2001), utilizando o seguinte sistema de tratamento de esgoto sanitário: Ralex com TDHm = 3,2 horas e Vasc. = 10,5m/h; flotação com Tmr = 20s, Gmr = 800s⁻¹, DCF = 80mg/L, Tf = 15min, Gf = 80s⁻¹, Tft = 10min e R = 20% (em volume); filtração em areia com taxa entre 200 e 250m³/m².dia; filtração em cartucho de 5µm; filtração em cerâmica microporosa e filtração em membrana HP09.

Parâmetros	Esgoto bruto	Efluente Ralex	Efluente Flotatest	Efluente filtro de areia	Efluente filtro cartucho de 5µm	Efluente filtro cerâmica	Permeado membrana HP09	Rejeito membrana HP09
pH	6,99	7,02	6,54	6,80	6,79	6,86	7,34	7,41
Turbidez (UT)	199	49,3	0,86	0,65	0,25	0,50	0,53	4,10
Absorbância bruta λ=254 nm	1,317	0,472	0,115	0,085	0,081	0,087	0,212	0,218
Absorbância filt. λ=254	0,495	0,192	0,079	0,077	0,075	0,083	+	0,200
Cor ap. (UC)	1550	450	31	27	12	14	15	78
Condutividade (ms/cm)	0,592	0,388	0,358	0,363	0,361	0,361	0,340	0,365
Sulfato (mgSO ₄ ⁻² /L)	35	20	10	5	5	2	Ausente	8
Cloreto (mgCl ⁻ /L)	33	22	58	53	53	53	53	57
Sulfeto (mgS ²⁻ /L)	0,064	0,012	0,003	0,003	0,003	0,003	0,001	0,001
Flúor (mgF ⁻ /L)	0,64	1,18	0,39	0,56	0,65	0,41	0,31	0,34
NTK (mgNH ₄ ⁺ /L)	60,8	30,1	25,1	22,6	22,6	22,6	13,2	19,4
Dureza (mgCaCO ₃ /L)	36,8	46	29,4	28,5	28,5	28,5	28,5	34
Fósforo (mgP/L)	7,5	3,4	0,016	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
ST (mg/L)	613	223	182	188	189	197	+	217
STF (mg/L)	215	120	117	125	105	106	+	107
STV (mg/L)	398	103	65	63	85	91	+	110
SS (mg/L)	266	52	1	0,1	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
SSF (mg/L)	36	6	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
SSV (mg/L)	231	46	1	0,1	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
SDT(mg/L)	347	171	182	187,5	189	197	+	217
DQO (mg/L)	560	119	<25	<25	<25	<25	<25	33
DQO filt (mg/L)	218	35	<25	<25	<25	<25	<25	28
COT (mg/L)	23	65	2	1,5	3	1,9	*	*
Coli. Totais (NMP/100ml)	21,8 x 10 ⁷	4,35 x 10 ⁷	8,16 x 10 ⁴	8,8 x 10 ³	81,3 x 10 ³	17,2 x 10 ³	54,7 x 10 ²	7,4 x 10 ¹
Col Fecais (NMP/100ml)	2,0 x 10 ⁷	6,09 x 10 ⁶	1,6 x 10 ³	3,1 x 10 ²	4,1 x 10 ³	10,8 x 10 ¹	<10	10

+ = análise não realizada.

* = análise/amostra perdida.

Tabela 5.8- Resultados das análises de íons metálicos realizadas na quinta bateria de ensaios (01/03/2001), utilizando o seguinte sistema de tratamento de esgoto sanitário: Ralex com TDHm = 3,2 horas e Vasc. = 10,5m/h; flotação com Tmr = 20s, Gmr = 800s⁻¹, DCF = 80mg/L, Tf = 15min, Gf = 80s⁻¹, Tft = 10min e R = 20% (em volume); filtração em areia com taxa entre 200 e 250m³/m².dia; filtração em cartucho de 5µm; filtração em cerâmica microporosa e filtração em membrana HP09.

Parâmetros	Esgoto bruto	Efluente Ralex	Efluente flotateste	Efluente filtro de areia	Efluente filtro cartucho de 5µm	Efluente filtro cerâmica	Permeado membrana HP09	Rejeito membrana HP09
Zn (mg/L)	0,16	0,07	0,09	0,08	0,17	0,13	0,33	0,53
Pb (mg/L)	2,25	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Cd (mg/L)	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Ni (mg/L)	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Fe (mg/L)	2,84	1,45	0,82	0,27	0,15	0,14	0,40	1,57
Mn (mg/L)	0,03	0,01	0,09	0,08	0,08	0,08	0,08	0,11
Cu (mg/L)	0,09	0,04	0,04	0,03	0,03	0,03	0,03	0,06
Cr (mg/L)	0,10	0,15	0,11	0,13	0,10	0,12	0,12	0,12
Na (mg/L)	36	26	23	23	23	22	22	23
Ca (mg/L)	7,00	6,60	6,10	6,25	6,04	6,10	6,10	6,50
Mg (mg/L)	1,55	1,42	1,27	1,34	1,23	1,22	1,24	1,26

a) Análise dos resultados referentes à remoção de cor aparente e turbidez.

Com base nos resultados da tabela 5.7 observa-se que o sistema de tratamento estudado foi capaz de promover uma ótima remoção tanto de turbidez quanto de cor aparente. A remoção da turbidez foi de 99,7% com residual de 0,53 UT e da cor aparente foi de 99% com residual de 19 UC. A etapa do sistema de tratamento que demonstrou maior eficiência de remoção desses parâmetros nessa etapa de estudos foi novamente a flotação por ar dissolvido com 98% de remoção e residual de 0,86 UT de turbidez e 93% de remoção e residual de 31 UC de cor aparente. O reator biológico reduziu a turbidez de 199 UT para 49,3 UT e a cor aparente de 1550 UC para 450 UC. A filtração em areia reduziu a turbidez de 0,86 UT para 0,65 UT e a cor aparente de 31 UC para 27 UC. O filtro de cartucho também promoveu remoção tanto da turbidez (de 0,65 UT para 0,25 UT) quanto da cor aparente (de 27 UC para 12 UC). É interessante salientar que, inesperadamente, houve acréscimo tanto da cor aparente quanto da turbidez nas etapas de filtração em cerâmica e de filtração em membrana HP09. O acréscimo desses parâmetros, nessas duas etapas do sistema de tratamento, é difícil de ser justificado.

a) Análise dos resultados referentes à remoção de matéria orgânica.

Os parâmetros analisados nessa quinta bateria de ensaios que estão relacionados com a presença de matéria orgânica são: absorvância $\lambda=254\text{nm}$ bruta, absorvância $\lambda=254\text{nm}$ filtrada, DQO, DQO filtrada e COT.

Com base nos resultados da tabela 5.7 observa-se que o sistema de tratamento apresentou bons níveis de redução da absorvância em $\lambda=254\text{nm}$. A redução da absorvância após a passagem pela nanofiltração de 84% com residual de 0,212. A etapa do sistema de tratamento que se mostrou mais eficiente na remoção da absorvância, considerando amostra bruta foi a flotação por ar dissolvido com 76% de remoção e residual de 0,115 no efluente do flotatestes. Quanto à absorvância da amostra filtrada, a etapa mais eficiente foi o Ralex com 61% de remoção e residual de 0,192 no efluente do reator. A filtração em areia reduziu a absorvância bruta de 0,079 para 0,077. Por sua vez, a filtração em filtro de cartucho reduziu a absorvância bruta de 0,085 para 0,081 e a absorvância filtrada de 0,077 para 0,075. É interessante salientar que, como aconteceu com a cor aparente e com a turbidez, o valor da absorvância (bruta e filtrada) também aumentou nas duas últimas etapas do sistema de tratamento estudado. Esse acréscimo também não apresenta justificativa plausível. Talvez possa Ter ocorrido surgimento de fissuras na membrana de nanofiltração, ou seja, problemas mecânicos durante a fase experimental.

Quanto à remoção de DQO, observa-se que o sistema de tratamento também se apresentou muito eficiente. A remoção maior do que 95,5% para DQO e maior que 88,5% para DQO filtrada. A primeira etapa do sistema de tratamento (Ralex) mostrou-se bastante eficiente para a remoção de DQO, reduzindo a concentração de DQO de 560mg/L para 119mg/L e a concentração de DQO filtrada de 218mg/L para 35mg/L. A flotação reduziu a concentração de DQO de 119mg/L para menos do que 25mg/L e a DQO filtrada de 35mg/L para menos do que 25mg/L. Todos os outros efluentes gerados pelo sistema de tratamento apresentaram concentrações de DQO e de DQO filtrada menores do que 25mg/L. Isso mostra a boa eficiência de remoção do sistema de tratamento para esses parâmetros.

De acordo com os resultados da tabela 5.7 observa-se que aparentemente, pode ter havido um aumento considerável na concentração de COT no efluente do Ralex (65mg/L), se comparado com a concentração detectada no esgoto bruto (23mg/L). Esse aumento de concentração impede a realização do cálculo da remoção desse parâmetro promovida pelo sistema como um todo. No entanto, conforme já comentado anteriormente, não se deve esquecer que o esgoto bruto apresenta variações substanciais em sua qualidade e, que para a coleta da amostra da saída do reator anaeróbio não foi considerado o tempo de detenção hidráulica naquele reator. Porém, é possível observar que as etapas posteriores ao Ralex foram capazes de proporcionar remoção significativa desse parâmetro. A etapa mais eficiente nessa remoção foi a flotação por ar dissolvido a qual proporcionou uma remoção de 97%, reduzindo de 65mg/L para 2mg/L. As etapas do sistema de tratamento posteriores a flotação praticamente não foram capazes de promover a redução da concentração de COT, permanecendo esta na faixa compreendida entre 1,5mg/L e 3,0mg/L. É importante salientar também que as amostras dos efluentes do sistema de filtração em membrana foram perdidas, o que impediu a determinação do COT para as mesmas.

b) Análise dos resultados referentes à remoção de nutrientes.

Nessa quinta bateria de ensaios o sistema de tratamento investigado se mostrou bastante eficiente quanto à remoção dos nutrientes considerados. A remoção geral do nitrogênio (NTK) foi de 78% com residual de 13,2mg/L no efluente permeado do sistema de filtração em membrana de nanofiltração; e a remoção geral do fósforo foi de tal ordem que não foi detectada concentração residual no efluente da unidade de filtração em areia.

A etapa do sistema de tratamento que foi capaz de promover total remoção do fósforo foi a filtração em filtro de areia, porém, as etapas anteriores à ela também promoveram boa remoção; 55% no Ralex (de 7,6mg/L para 3,4mg/L) e 99% na flotação por ar dissolvido (de 3,4mg/L para 0,016mg/L). Quanto ao nitrogênio, a etapa do sistema de tratamento que se mostrou mais eficiente foi o Ralex o qual promoveu 51% de remoção reduzindo de 60,8mg/L para 30,1mg/L. A flotação por ar dissolvido reduziu a concentração de NTK de 30,1mg/L para 25,1mg/L. As etapas posteriores a flotação (com exceção da filtração em membrana de nanofiltração) não promoveram redução da concentração da NTK, a qual permaneceu em 22,6mg/L. Por sua vez, a filtração em membrana de nanofiltração reduziu a concentração de NTK de 22,6mg/L para 13,2mg/L.

c) Análise dos resultados referentes à remoção de dureza.

Observando a tabela 5.7 percebe-se que houve um aumento da dureza (na forma de CaCO_3) no tratamento do esgoto bruto, promovido pelo Ralex. Esse aumento impede o cálculo da eficiência do reator em relação à remoção desse parâmetro. Porém, observa-se que a flotação por ar dissolvido promoveu 36% de remoção com residual de 29,4mg/L no efluente flotado. A filtração em filtro de areia promoveu apenas 3% de remoção com residual de 28,5mg CaCO_3 /L no efluente filtrado e as outras etapas do sistema de tratamento apresentaram-se totalmente ineficientes quanto à remoção da dureza.

d) Análise dos resultados referentes à remoção de íons específicos.

Os íons analisados nessa quinta bateria de ensaios foram os íons metálicos apresentados na tabela 5.8, além do sulfeto, sulfato, cloreto e flúor.

Com base nos resultados das tabelas 5.7 e 5.8 observa-se que os resultados referentes às concentrações dos íons flúor e zinco nos efluentes das várias etapas do sistema de tratamento não permitem qualquer tipo de conclusão, tendo em vista o caráter aleatório desses resultados. É possível verificar que não houve remoção de cromo, permanecendo sua concentração residual na faixa de 0,10mg/L e 0,15mg/L em todas as etapas de tratamento.

Ainda de acordo com as tabelas 5.7 e 5.8 observa-se que o sistema de tratamento foi capaz de promover a remoção dos íons chumbo e sulfato a níveis não detectáveis. O chumbo foi removido a níveis não detectáveis logo na primeira etapa do sistema de tratamento (reator anaeróbio), enquanto que a remoção total do sulfato ocorreu na última etapa (sistema de filtração em membrana HP09). Todas as etapas do sistema de tratamento (com exceção da filtração em cerâmica) se apresentaram razoavelmente eficientes na remoção de sulfato, proporcionando remoção em torno de 50%.

Quanto aos íons cádmio e níquel, na tabela 5.8 percebe-se a ausência dos mesmos em todos os efluentes gerados pelo sistema de tratamento pesquisado.

Observando a tabela 5.7 percebe-se o aumento da concentração do íon cloreto no efluente da flotação por ar dissolvido (58mg/L), se comparado com a concentração no efluente do Ralex (22mg/L). Esse aumento da concentração foi causado pela adição de cloreto férrico utilizado como coagulante do efluente do reator anaeróbio. Observa-se que nenhuma etapa do sistema de tratamento se mostrou muito eficiente na remoção desse íon.

Quanto é remoção do íon sulfeto, o sistema de tratamento estudado se mostrou muito eficiente. Ele promoveu uma remoção de 98% com um residual de 0,001mg/L no efluente permeado do sistema de filtração em membrana HP09. As duas primeiras etapas do sistema de tratamento (Ralex e flotação por ar dissolvido) e a última (sistema de filtração em membrana HP09) se mostraram eficientes na remoção desse íon, promovendo remoção maior do que 67%. Por outro lado, as três outras etapas (filtração em areia, cartucho e cerâmica) se mostraram incapazes de promover qualquer remoção desse íon.

O íon ferro (presente na tabela 5.8) foi sendo removido gradativamente, etapa a etapa, pelo sistema de tratamento estudado, porém houve um aumento de concentração desse íon no efluente final do sistema de tratamento (efluente permeado do sistema de filtração em membrana HP09). Esse aumento de concentração deve ter ocorrido devido à contaminação da amostra. Mesmo assim, considerando essa concentração de ferro no efluente final, observa-se que o sistema de tratamento foi capaz de remover 86% desse íon. A etapa do sistema de tratamento que se mostrou mais eficiente para a remoção do íon ferro foi a filtração em filtro de areia com 67% de remoção e residual de 0,27mg/L no efluente filtrado. O Ralex diminuiu a concentração de ferro de 2,84mg/L para 1,45mg/L; enquanto que a flotação (apesar da utilização de cloreto férrico) promoveu a redução de 1,45mg/L para 0,82mg/L. A filtração em areia diminuiu a concentração desse íon de 0,82mg/L para 0,27mg/L. A filtração em cerâmica microporosa não promoveu remoção de ferro.

Observando a tabela 5.8 percebe-se que o sistema de tratamento estudado se mostrou pouco eficiente na remoção dos íons sódio, cálcio e magnésio promovendo, respectivamente, 39%, 10% e 20% de remoção. Nenhuma etapa do sistema de tratamento foi capaz de promover mais de 28% de remoção desses íons. A concentração do íon sódio nos efluentes das várias etapas do sistema de tratamento permaneceu na faixa compreendida entre 22mg/L e 36mg/L. A concentração do íon cálcio ficou entre 6,04mg/L e 7,0mg/L, enquanto que a concentração de magnésio permaneceu entre 1,22mg/L e 1,55mg/L.

Houve um aumento da concentração do íon manganês no efluente do flotateste (de 0,01mg/L no efluente do Ralex para 0,09mg/L no efluente flotado). Esse aumento de concentração talvez possa estar relacionado ao teor de manganês presente no produto químico utilizado durante a coagulação química do efluente do reator anaeróbio (cloreto férrico). Observa-se que o Ralex promoveu 67% de remoção desse íon com residual de 0,01mg/L no efluente do reator, enquanto que as outras etapas do sistema de tratamento (filtração em cartucho, cerâmica e em membrana de nanofiltração) se mostraram incapazes de promover remoção desse íon, permanecendo assim sua concentração em 0,08mg/L nos efluentes dessas etapas de tratamento.

Analizando o íon cobre, o sistema de tratamento foi capaz de promover 67% de remoção desse íon com residual de 0,03mg/L no efluente do sistema de filtração em membrana de nanofiltração. As duas únicas etapas do sistema que se mostraram capazes de promover alguma remoção desse íon foram Ralex e filtração em filtro de areia, com 56% (de 0,09mg/L para 0,04mg/L) e 25% (de 0,04mg/L para 0,03mg/L) de remoção, respectivamente. As outras etapas se mostraram ineficazes quanto à remoção do íon cobre.

f) Análise dos resultados referentes à remoção de sólidos e de condutividade elétrica.

Observando a tabela 5.7 percebe-se que houve uma redução da condutividade elétrica pelo sistema de tratamento. O Ralex reduziu a condutividade elétrica de 0,592mS/cm para 0,388mS/cm. As outras etapas do sistema de tratamento não se mostraram muito eficientes para a redução da condutividade elétrica. Nos efluentes dessas etapas do sistema de tratamento a condutividade elétrica permaneceu na faixa compreendida entre 0,340mS/cm e 0,363mS/cm.

Observando a tabela 5.7 percebe-se que o sistema de tratamento foi capaz de remover os sólidos suspensos a níveis não detectáveis. Os SST e SSV foram totalmente removidos na filtração em cartucho, enquanto que os SSF foram removidos logo na segunda etapa de sistema de tratamento (flotação por ar dissolvido). O Ralex contribuiu muito para a remoção desses sólidos; o reator removeu 81% dos SS, 85% dos SSF e 80% dos SSV. A flotação removeu 98% dos SS e dos SSV, enquanto que a filtração em areia removeu 90% desses sólidos.

Quanto aos sólidos totais e dissolvidos, percebe-se que a etapa do sistema de tratamento que mais contribuiu para sua remoção foi o Ralex. A flotação promoveu certa remoção desses sólidos, porém, menos significativa do que a realizada pelo Ralex. As outras etapas do sistema de tratamento em nada contribuíram para a remoção desses sólidos.

g) Análise dos resultados referentes à remoção bacteriológica.

Considerando os resultados da tabela 5.7 observa-se que o sistema de tratamento foi capaz de promover uma grande remoção de coliformes. Essa remoção foi de 99,997% para coliformes totais (com residual de $54,7 \times 10^2$ NMP/100ml) e maior do que 99,99995% para coliformes fecais, produziu efluente com índice de coliformes fecais menor do que 10 NMP/100ml. A etapa do sistema de tratamento que se mostrou mais eficiente na remoção desses parâmetros foi a flotação por ar dissolvido com 99,8% de remoção para coliformes totais (residual de $8,16 \times 10^4$ NMP/100ml) e 99,97% de remoção para coliformes fecais (residual de $1,6 \times 10^3$ NMP/100ml).

Observa-se que todas as etapas do sistema de tratamento (com exceção da filtração em filtro de cartucho) foram capazes de promover alguma remoção. Essa remoção variou entre 68% e 99,8% para coliformes totais e entre 31,5% e 99,97% para coliformes fecais.

h) SDI teste.

Nessa quinta bateria de ensaios foi realizado o teste de SDI para o efluente da filtração em filtro de cerâmica microporosa. O t_i determinado foi de 1,25min e o t_f foi de 28,08min. O valor do SDI encontrado para esse efluente foi 6,37.

Comparando com o teste de SDI realizado na quarta bateria de ensaios no qual resultou SDI=6,6, pode-se afirmar que as modificações realizadas no sistema de tratamento (para essa quinta bateria de ensaios) não foram vantajosas, pelo menos em relação à expectativa de redução do valor de SDI, com a passagem pela nova unidade de filtração em cerâmica microporosa.

5.2 - Segunda fase de estudos.

Essa segunda fase de estudos diz respeito à bateria extra de ensaios realizada no dia 30/03/2001. Essa bateria extra foi realizada utilizando um sistema sequencial de tratamento para esgoto sanitário composto por: reator anaeróbio biológico, flotação por ar dissolvido, microfiltração tangencial e osmose reversa. A microfiltração foi acrescentada com vistas a se buscar atingir um valor de SDI abaixo de 5 (requisito para a osmose reversa) tendo em vista não se ter conseguido tal meta nos ensaios anteriores.

A dosagem de cloreto férrico utilizada para promover a coagulação do efluente do Ralex foi de 70mg/L.

É interessante salientar que as duas últimas etapas desse sistema de tratamento, microfiltração e osmose reversa, foram realizadas utilizando equipamentos em escala industrial; enquanto que as outras etapas permaneceram iguais às das baterias anteriores.

Foram analisados todos os efluentes do sistema de tratamento, incluindo o esgoto bruto. Foi também realizado o teste de SDI para o efluente da microfiltração tangencial.

Os resultados obtidos a partir da análise de amostras dos efluentes estão apresentados nas tabelas 5.9 e 5.10.

Tabela 5.9- Resultados das análises realizadas bateria extra de ensaios (30/03/2001), utilizando o seguinte sistema de tratamento de esgoto sanitário: Ralex com TDHm = 3,2 horas e Vasc. = 10,5m/h; flotação com Tmr = 20s, Gmr = 800s⁻¹, DCF = 70mg/L, Tf = 15min, Gf = 80s⁻¹, Tft = 10min e R = 20% (em volume); microfiltração tangencial e osmose reversa.

Parâmetros	Esgoto bruto	Efluente Ralex	Efluente Flotatest	Efluente Microfiltração	Permeado Osmose Reversa	Rejeito Osmose Reversa
pH	6,95	6,93	6,70	8,02	8,73	7,91
Cor aparente (UC)	1700	700	61	40	2	41
Condutividade (ms/cm)	0,516	0,510	0,451	0,432	0,0351	0,646
Turbidez (UT)	225	52	2,36	1,96	0,271	2,17
Absorbância bruta $\lambda=254\text{nm}$	1,313	0,625	0,203	0,288	0,104	0,320
Absorbância filtrada $\lambda=254\text{nm}$	0,463	0,232	0,109	+	+	+
Sulfeto (mgS ²⁻ /L)	0,032	0,020	0,020	0,006	0,002	0,005
Sulfato (mgSO ₄ ⁻² /L)	37	19	10	Ausente	Ausente	Ausente
Cloreto (mgCl ⁻ /L)	30	30	59	59	0,3	76
Flúor (mgF ⁻ /L)	1,33	0,66	0,61	Ausente	Ausente	Ausente
Fósforo (mgP/L)	7,2	5,4	0,3	0,26	Ausente	0,26
Dureza (mgCaCO ₃ /L)	34,9	34,9	29,4	28,3	Ausente	36,8
ST (mg/L)	609	303	294	283	4	347
STF (mg/L)	222	149	143	181	Ausente	246
STV (mg/L)	388	154	151	102	4	102
COT (mg/L)	64,3	11	5,0	3,3	2,1	15,5
NTK (mgNH ₄ ⁺ /L)	50,5	41,4	30	30	10	37
DQO (mg/L)	600	172	<25	<25	<25	80
DQOfilt. (mg/L)	217	56	<25	+	+	+
Coli. Total (NMP/100ml)	83,6 x 10 ⁷	38,7 x 10 ⁶	75,4 x 10 ⁴	Ausente	Ausente	Ausente
Coli. Fecal (NMP/100ml)	7,4 x 10 ⁷	10,1 x 10 ⁶	16 x 10 ⁴	Ausente	Ausente	Ausente

+ = análise não realizada.

Tabela 5.10- Resultados das análises de íons metálicos realizadas na bateria extra de ensaios (30/03/2001), utilizando o seguinte sistema de tratamento de esgoto sanitário: Ralex com TDHm = 3,2 horas e Vasc. = 10,5m/h; flotação com Tmr = 20s, Gmr = 800s⁻¹, DCF = 70mg/L, Tf = 15min, Gf = 80s⁻¹, Tft = 10min e R = 20% (em volume); microfiltração tangencial e osmose reversa.

	Esgoto bruto	Efluente Ralex	Efluente Flotateste	Efluente Microfiltração	Permeado Osmose Reversa	Rejeito Osmose Reversa
Zn (mg/L)	0,36	0,21	0,18	0,09	0,07	0,25
Pb (mg/L)	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Cd (mg/L)	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Ni (mg/L)	Ausente	Ausente	Ausente	ausente	Ausente	Ausente
Fe (mg/L)	2,83	1,63	1,61	1,25	0,24	1,61
Mn (mg/L)	0,04	0,03	0,09	0,07	Ausente	0,07
Cu (mg/L)	0,05	0,02	0,03	0,03	Ausente	0,05
Cr (mg/L)	0,14	0,13	0,16	0,08	0,08	0,33
Na (mg/L)	37,5	32	27	40,5	0,4	46,5
Ca (mg/L)	6,6	7,65	7,5	7	2,34	8,4
Mg (mg/L)	1,2	1,2	1,07	1,07	0,01	1,33

a) Análise dos resultados referentes à remoção de cor aparente e de turbidez.

Considerando os resultados da tabela 5.9 observa-se que o sistema de tratamento se mostrou extremamente eficiente na remoção desses dois parâmetros. A remoção de cor aparente foi de 99,9% com residual de 2UC no efluente permeado do sistema de osmose reversa, enquanto que a remoção de turbidez também foi de 99,9% com um residual de 0,271UT no efluente permeado do sistema de osmose reversa. O reator biológico reduziu a cor de 1700UC para 700UC e a turbidez de 225UT para 52UT. A etapa de flotação mostrou-se mais eficiente que a anterior, reduzindo a cor de 700UC para 61UC (91% de remoção) e a turbidez de 52UT para 2,36UT (95% de remoção). A microfiltração reduziu a cor de 61UC para 40UC (95% de remoção) e a turbidez de 1,96UT para 0,271UT (86% de remoção).

b) Análise dos resultados referentes à remoção de matéria orgânica.

Dos parâmetros aqui estudados os quais estão relacionados com a presença da matéria orgânica nas amostras analisadas são: absorbância $\lambda=254\text{nm}$ (bruta e filtrada), DQO (bruta e filtrada) e COT.

Observando a tabela 5.9 percebe-se a ausência de resultados para absorbância filtrada para os três últimos efluentes gerados pelo sistema de tratamento. Essas análises não foram realizadas, uma vez que não faz sentido filtrar esses efluentes em membrana com porosidade de $0,45\mu\text{m}$, pois eles já haviam sido submetidos a processos de filtração em membrana com porosidade menor que essa (microfiltração e osmose reversa). Observa-se que houve uma remoção de 92% da absorbância bruta com residual de $0,104\text{nm}$ no permeado da osmose reversa. Todas as etapas do sistema de tratamento (com exceção da microfiltração) se mostraram razoavelmente eficientes para a remoção de absorbância (bruta e filtrada). Essa remoção variou entre 50% e 67%. Quanto a DQO, observa-se que as duas primeiras etapas do sistema foram capazes de promover boa remoção. O Ralex promoveu 71% de remoção da DQO bruta (reduzindo a concentração de 600mg/L para 172mg/L) e 74% de remoção da DQO filtrada (reduzindo a concentração de 217mg/L para 56mg/L). A flotação por ar dissolvido diminuiu a concentração da DQO bruta de 172mg/L para menos do que 25mg/L e a concentração de DQO filtrada de 56mg/L também para menos do que 25mg/L . Os efluentes da microfiltração e da osmose reversa (com exceção do rejeito) também apresentaram concentração de DQO menores do que 25mg/L .

O sistema de tratamento se mostrou bastante eficiente na remoção de COT, proporcionando 97% de remoção e um residual de $2,1\text{mg/L}$ no efluente final do sistema (efluente permeado da osmose reversa). A etapa do sistema de tratamento que promoveu maior porcentagem de remoção de COT foi o Ralex com 83%, diminuindo a concentração de $64,3\text{mg/L}$ para 11mg/L . A flotação diminuiu a concentração de COT de 11mg/L para 5mg/L , enquanto que a microfiltração diminuiu de 5mg/L para $3,3\text{mg/L}$. A etapa de osmose reversa reduziu a concentração de COT de $3,3\text{mg/L}$ para $2,1\text{mg/L}$.

c) Análise dos resultados referentes à remoção de nutrientes.

Os nutrientes investigados foram nitrogênio (na forma de NTK) e fósforo.

O sistema de tratamento foi capaz de remover o fósforo a níveis não detectáveis pelo método adotado. Esse nível de remoção ocorreu após a passagem pela unidade de osmose reversa. A segunda etapa mais eficiente do sistema de tratamento para a remoção de fósforo foi a flotação por ar dissolvido com 94% de remoção reduzindo de 5,4mg/L para 0,3mg/L seguida pelo Ralex (25% de remoção, reduzindo de 7,2mg/L para 5,4mg/L) e pela microfiltração (13% de remoção, diminuindo de 0,3mg/L para 0,26mg/L).

Com base nos resultados da tabela 5.9 observa-se que o sistema de tratamento foi capaz de remover 80% do NTK deixando um residual de 10mg/L no efluente final (permeado da osmose reversa). A etapa do sistema de tratamento que se mostrou mais eficiente para a remoção de NTK foi a osmose reversa com 67% de remoção (reduzindo de 30mg/L para 10mg/L). As outras etapas do sistema de tratamento não se mostraram muito eficientes. O Ralex promoveu apenas 18% de remoção (diminuindo de 50,5mg/L para 41,4mg/L), a flotação por ar dissolvido com 27% de remoção (diminuindo de 41,5mg/L para 30mg/L), enquanto que a microfiltração se mostrou ineficaz na remoção de NTK.

d) Analise dos resultados referentes à remoção de dureza.

Com base nos resultados da tabela 5.9 observa-se que o sistema de tratamento se mostrou extremamente eficiente para a remoção de dureza, produzindo efluente com níveis não detectáveis após a passagem pela unidade de osmose reversa. Enquanto a última etapa do sistema de tratamento removeu 100% da dureza, a primeira foi incapaz de promover qualquer remoção. As outras duas etapas, flotação por ar dissolvido e microfiltração, se mostraram pouco eficientes removendo 16% (com redução de 34,9mg/L para 29,4mg/L) e 4% (diminuindo de 29,4mg/L para 28,3mg/L) de dureza, respectivamente.

e) Analise dos resultados referentes à remoção de íons.

Os íons investigados foram os íons metálicos apresentados na tabela 5.10 e também os íons sulfato, sulfeto, cloreto e flúor.

Com base nos resultados da a tabela 5.9 observa-se que o sistema de tratamento mostrou-se excelente para promover a remoção dos íons sulfato, sulfeto, cloreto e flúor. O sulfato e o flúor foram removidos a níveis não detectáveis na microfiltração tangencial. As outras etapas do sistema de tratamento se mostraram razoavelmente eficientes na remoção do íon sulfato, o Ralex promoveu 49% de remoção (com redução de 37mg/L para 19mg/L) enquanto que a flotação por ar dissolvido promoveu 47% de remoção (diminuindo de 19mg/L para 10mg/L) desse íon. Quanto ao íon flúor, a primeira etapa do sistema de tratamento (Ralex) promoveu 50% de remoção (com redução de 1,33mg/L para 0,66mg/L) enquanto que a segunda (flotação por ar dissolvido) promoveu apenas 7,5% de remoção com redução de 0,66mg/L para 0,61mg/L.

O íon cloreto, apesar de ter sido adicionado ao sistema de tratamento (na forma do coagulante cloreto férrico), foi bem removido pelo mesmo. Observando a tabela 5.9 percebe-se que a primeira etapa do sistema de tratamento (Ralex) não foi capaz de promover qualquer remoção desse íon. A segunda etapa (flotação por ar dissolvido) ocorreu a adição do cloreto férrico. A terceira etapa (microfiltração)

também não promoveu remoção, enquanto que a última etapa (osmose reversa) promoveu 99,5% de remoção, reduzindo de 59mg/L para apenas 0,3mg/L.

O sistema de tratamento promoveu 94% de remoção do íon sulfeto com residual de apenas 0,002mg/L no permeado da osmose reversa. A etapa do sistema de tratamento que promoveu maior porcentagem de remoção desse íon foi a microfiltração (70% de remoção com redução de 0,020mg/L para 0,006mg/L) seguida pela osmose reversa (67% de remoção e diminuição de 0,006mg/L para 0,002mg/L). A primeira etapa do sistema de tratamento promoveu 37,5% de remoção de sulfeto (reduzindo de 0,032mg/L para 0,020mg/L), enquanto que a segunda (flotação por ar dissolvido) não promoveu remoção alguma.

Com base nos resultados da tabela 5.10 observa-se que o sistema de tratamento se mostrou extremamente eficiente na remoção dos íons manganês, cobre, sódio e magnésio. A remoção do íon magnésio foi de 99% (promovido pela osmose reversa) com um residual de apenas 0,01mg/L no efluente permeado da osmose reversa. O Ralex, a flotação e a microfiltração não promoveram remoção desse íon, enquanto que a osmose reversa reduziu de 1,07mg/L para 0,01mg/L.

A remoção de sódio também foi de 99% com um residual de 0,4mg/L no efluente permeado da osmose reversa. A osmose reversa reduziu a concentração de sódio de 40,5mg/L para 0,4mg/L.

A remoção do íon cobre foi de 100% na osmose reversa e de 60% no Ralex (reduzindo de 0,05mg/L para 0,02mg/L). Houve um ligeiro aumento na concentração desse íon no efluente da flotação, aumentando de 0,02mg/L para 0,03mg/L. A microfiltração não removeu esse íon, permanecendo assim sua concentração em 0,03mg/L no efluente dessa etapa. A remoção do íon manganês foi de 100% na osmose reversa, 25% no Ralex, reduzindo de 0,04mg/L para 0,03mg/L e 22% na microfiltração, reduzindo de 0,09mg/L para 0,07mg/L. Ocorreu um aumento inexplicável na concentração desse íon na etapa de flotação por ar dissolvido, talvez devido à presença desse íon no coagulante utilizado.

Quanto aos íons chumbo, cádmio e zinco, observa-se que todos se encontravam ausentes em todos os efluentes gerados pelo sistema de tratamento.

O sistema de tratamento promoveu 81% de remoção do íon zinco, com residual de 0,07mg/L no permeado da osmose reversa. As etapas do sistema de tratamento que promoveram maior porcentagem de remoção desse íon foram Ralex com 42% de remoção (reduzindo de 0,36mg/L para 0,21mg/L) e a microfiltração com 50% de remoção reduzindo de 0,18mg/L para 0,09mg/L. A flotação por ar dissolvido conjugada à coagulação química promoveu uma pequena redução de zinco, apenas de 0,21mg/L para 0,18mg/L.

O íon ferro também foi efetivamente removido. O sistema de tratamento foi capaz de remover 92% desse íon com um residual de 0,24mg/L no permeado da osmose reversa. As etapas do sistema de tratamento que promoveram maior porcentagem de remoção desse íon foram Ralex (42% e redução de 2,83mg/L para 1,63mg/L) e osmose reversa (81% e redução de 1,25mg/L para 0,24mg/L). A etapa de flotação por ar dissolvido promoveu apenas uma ligeira redução desse íon de 1,63mg/L para 1,61mg/L.

O sistema de tratamento promoveu 65% de remoção do íon cálcio com residual de 2,34mg/L no efluente final e 43% de remoção do íon cromo com residual de 0,08mg/L no efluente final.

É interessante observar na tabela 5.10 que a concentração de alguns íons aumentou em algumas etapas do sistema de tratamento. Esse aumento de concentração talvez possa estar relacionado à possível presença desses metais na solução de coagulante (cloreto férrico) utilizada.

f) Análise dos resultados referentes à remoção de sólidos e condutividade elétrica.

Com base nos resultados da tabela 5.9 observa-se que o sistema de tratamento mostrou-se bastante eficiente quanto à redução da condutividade elétrica. A primeira etapa do sistema reduziu a condutividade elétrica de 0,516mS/cm para 0,510mS/cm. A flotação reduziu de 0,510mS/cm para 0,451mS/cm, enquanto que a microfiltração reduziu de 0,415mS/cm para 0,432mS/cm. Por sua vez, a osmose reversa foi a etapa do sistema de tratamento que foi capaz de promover maior porcentagem de redução de condutividade elétrica (92% de redução), reduzindo de 0,432mS/cm para 0,0351mS/cm.

Quanto aos sólidos, observa-se que o sistema de tratamento proporcionou 99% de remoção de sólidos totais. O Ralex diminuiu a concentração de sólidos totais de 609mg/L para 303mg/L, enquanto que a flotação diminuiu de 303mg/L para 294mg/L. A microfiltração não promoveu muita redução da concentração de sólidos totais. Por sua vez, a osmose reversa contribuiu muito para essa redução, reduzindo a concentração de sólidos totais de 283mg/L para apenas 4mg/L.

g) Análise dos resultados referentes à remoção bacteriológica.

Com base nos resultados da tabela 5.9 observa-se que o sistema de tratamento removeu totalmente os coliformes totais e coliformes fecais. Todas as etapas do sistema de tratamento se mostraram bastante eficientes na remoção de coliformes. O Ralex promoveu 95% de remoção de coliformes totais (residual de $38,7 \times 10^6$ NMP/100ml) e 86% de coliformes fecais (residual de $10,1 \times 10^6$ NMP/100ml). A flotação por ar dissolvido promoveu 98% de remoção para coliformes totais (residual de $75,4 \times 10^4$ NMP/100ml) e fecais (residual de 16×10^4 NMP/100ml). A microfiltração promoveu 100% de remoção para coliformes totais e fecais.

h) SDI teste

O teste de SDI foi realizado para o efluente da microfiltração tangencial. O t_i encontrado foi 14,43min e o t_f foi 49,1min. Utilizando a equação de SDI apresentada na norma (ASTM D4189-82) obteve-se o seguinte valor: SDI=4,7.

Comparando esse resultado de SDI com os outros obtidos na quarta e na quinta baterias de ensaios, pode-se afirmar que a microfiltração é melhor do que a filtração em cartucho (5 μ m) e que a filtração em filtro cerâmico microporoso, para ser utilizada como pré-tratamento para o sistema de osmose reversa.

Esse valor de SDI encontrado: 4,7, segue a recomendação do fabricante de membrana. Assim, de acordo com o fabricante de membranas, o efluente da microfiltração pode ser utilizado como afluente de um sistema de osmose reversa.

5.3- Possibilidade de Reuso.

Nesse item será realizada a comparação entre os resultados obtidos através das análises de cada efluente gerado pelo sistema de tratamento investigado (considerando todas as baterias de ensaios realizadas) e as características necessárias para a reutilização de água. Os limites recomendados, os quais são comparados aos resultados obtidos, estão presentes nas tabelas do item 3.11 (considerações sobre reuso de água residuária). Essa comparação foi realizada visando a verificação da possibilidade potencial de utilização de algum (ou alguns) efluente gerado pelo sistema de tratamento, caracterizando assim, adequação ou não do efluente para reuso.

As cinco baterias de ensaios realizadas inicialmente serão consideradas conjuntamente, ou seja, serão levados em consideração os valores mínimo e máximo encontrados, de cada parâmetro analisado, em cada etapa do tratamento. A bateria extra de ensaios será considerada isoladamente, uma vez que o sistema de tratamento utilizado para a realização da mesma foi diferente dos demais (inclusão de microfiltração e de osmose reversa).

É importante salientar que a conclusão da possibilidade ou não da reutilização de algum efluente será baseada nos parâmetros estudados nesse trabalho. É claro que para se poder afirmar a possibilidade de reuso de algum efluente seria necessário realizar as análises de todos os parâmetros que de alguma maneira possam impedir a reutilização desse efluente para determinada finalidade.

As tabelas 5.11 e 5.12 apresentadas a seguir mostram os valores mínimo e máximo dos parâmetros encontrados nos efluentes do sistema de tratamento investigado nas cinco primeiras baterias de ensaios realizadas. As tabelas 5.9 e 5.10, apresentadas no item 5.2 mostram os resultados das análises realizadas nos vários efluentes gerados pelo sistema de tratamento utilizado na bateria extra de ensaios.

Tabela 5.11- Resultados (mínimo e máximo) das análises realizadas nas cinco primeiras baterias de ensaios.

Parâmetros	Esgoto bruto	Efluente Ralex	Efluente Flotatest	Efluente filtro de areia	Efluente filtro cartucho de 5µm	Efluente filtro 1,2µm ou efluente cerâmica	Permeado membrana HP09	Rejeito da membrana HP09
pH	6,89 - 7,05	7,02 - 7,37	6,54 - 7,30	6,80 - 7,53	6,79 - 7,30	6,86 - 7,41	7,34 - 7,40	7,41 - 7,64
Turbidez (UT)	171 - 199	49,3 - 211	0,86 - 16,4	0,65 - 12,7	0,25 - 9,95	0,50 - 2,95	0,53 - 1,80	4,10 - 9,64
Absorbância $\lambda=254\text{nm}$ filtrada	0,495 - 0,748	0,192 - 0,315	0,079 - 0,176	0,077 - 0,156	0,075 - 0,194	0,083 - 0,142	0,146 - 0,198	0,200 - 0,372
Absorbância $\lambda=254\text{ nm}$	1,317 - 1,803	0,472 - 1,046	0,115 - 0,513	0,085 - 0,308	0,081 - 0,327	0,087 - 0,174	0,212 - 0,354	0,218 - 0,408
Cor ap. (UC)	1550 - 1690	450 - 875	31 - 240	27 - 152	12 - 173	14 - 40	15 - 73	78 - 181
Condutividade (ms/cm)	0,289 - 0,592	0,388 - 0,506	0,358 - 0,446	0,363 - 0,443	0,361 - 0,444	0,0361 - 0,439	0,340 - 0,364	0,365 - 0,450
Sulfato ($\text{mgSO}_4^{2-}/\text{L}$)	28 - 35	3 - 25	1 - 23	3 - 7	Ausente - 23	Ausente - 2	Ausente - 9	Ausente - 17
Cloro (mgCl/L)	22 - 36	22 - 51	55 - 60	49 - 55	48 - 60	53 - 56	47 - 56	53 - 57
Sulfeto (mgS^{2-}/L)	0,03 - 0,064	0,01 - 0,422	0,003 - 0,059	0,002 - 0,033	0,002 - 0,026	0,001 - 0,003	0,001 - 0,005	0,002 - 0,038
Flúor (mgF^-/L)	0,64 - 2,6	0,42 - 1,52	0,39 - 1,71	0,56 - 1,66	0,59 - 1,62	0,41 - 0,74	0,31 - 1,68	0,34 - 1,16
NTK (mgNH_4^+/L)	29,6 - 60,8	19,3 - 45,7	18,8 - 33,2	17,7 - 36,8	17,7 - 32	17,7 - 27	13,2 - 29,1	19,4 - 32,7
Dureza (mgCaCO_3/L)	31,3 - 55,2	33,1 - 51,5	27,5 - 47,8	23 - 33,2	23 - 36,8	28,5 - 36,8	23,9 - 33,1	27,6 - 46
Fósforo (mgP/L)	4,2 - 7,5	3,36 - 6,8	0,016 - 0,88	Ausente - 0,41	Ausente - 0,25	Ausente - 0,043	Ausente - 0,065	Ausente - 0,27
ST (mg/L)	413 - 613	223 - 382	182 - 221	188 - 314	189 - 243	197 - 271	212	217 - 246
SS (mg/L)	118 - 266	45 - 52	1 - 17	0,1 - 8	Ausente - 7	Ausente - 0,31	Ausente	Ausente - 7,2
SDT (mg/L)	295 - 380	171 - 334	182 - 212	187,5 - 306	189 - 236	197 - 271	212	217 - 254,6
DQO (mg/L)	477 - 580	119 - 428	<25 - 147	<25 - 91	<25 - 105	<25 - 58	<25	33 - 115
DQO filt (mg/L)	218 - 227	35 - 108	<25 - 62	<25 - 43	<25 - 105	<25 - 42	<25	28 - 100
COT (mg/L)	23 - 68	15	*	12	*	*	1,9	*
Col. Totais (NMP/100ml)	$8,5 \times 10^7$ - $49,5 \times 10^7$	$19,9 \times 10^6$ - $8,16 \times 10^7$	$8,16 \times 10^4$ - $7,27 \times 10^6$	$8,8 \times 10^3$ - $6,4 \times 10^6$	$8,3 \times 10^4$ - $6,2 \times 10^6$	$1,7 \times 10^4$ - $7,7 \times 10^5$	$4,1 \times 10^3$ - $1,6 \times 10^4$	$3,5 \times 10^3$ - $5,9 \times 10^4$
Col Fecais (NMP/100ml)	$1,0 \times 10^7$ - $16,1 \times 10^7$	$3,2 \times 10^6$ - $6,13 \times 10^6$	$1,6 \times 10^3$ - $1,6 \times 10^6$	$3,2 \times 10^2$ - $5,17 \times 10^6$	$4,1 \times 10^3$ - $2,3 \times 10^6$	$10,8 \times 10^1$ - $1,08 \times 10^5$	<1 - 94	$10 - 8,6 \times 10^4$

Tabela 5.12- Resultados (mínimo e máximo) das análises de íons metálicos realizadas nas cinco primeiras baterias de ensaios.

Parâmetros	Esgoto bruto	Efluente Ralex	Efluente flotateste	Efluente filtro de areia	Efluente filtro cartucho de 5µm	Efluente filtro 1,2µm ou efluente cerâmica	Permeado membrana HP09	Rejeito membrana HP09
Zn (mg/L)	0,16 - 0,25	0,07 - 2	0,09 - 1,25	0,08 - 0,34	0,10 - 0,27	0,13 - 0,23	0,33 - 0,81	0,53 - 1,70
Pb (mg/L)	Ausente - 2,25	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Cd (mg/L)	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Ni (mg/L)	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Fe (mg/L)	2,12 - 3,93	1,33 - 3,75	0,45 - 3,97	0,27 - 1,10	0,15 - 1,12	0,14 - 0,45	0,18 - 1,80	1,00 - 2,00
Mn (mg/L)	0,01 - 0,04	0,01 - 0,04	0,01 - 0,10	0,05 - 0,09	0,04 - 0,09	0,04 - 0,08	0,08 - 0,15	0,11 - 0,21
Cu (mg/L)	0,02 - 0,09	0,01 - 0,06	0,01 - 0,04	Ausente - 0,04	Ausente - 0,04	0,01 - 0,03	Ausente - 0,03	Ausente - 0,19
Cr (mg/L)	0,03 - 0,13	Ausente - 0,15	Ausente - 0,16	Ausente - 0,17	Ausente - 0,10	Ausente - 0,12	Ausente - 0,12	Ausente - 0,15
Na (mg/L)	30 - 38,0	26 - 41,5	23 - 38	23 - 37,5	23 - 37	22 - 34,5	22 - 36	23 - 39
Ca (mg/L)	17 - 78	6,6 - 90	6,10 - 11,5	6,25 - 13	6,04 - 15,6	6,10 - 13	6,10 - 10	6,5 - 12,2
Mg (mg/L)	1,55 - 2,74	1,42 - 2,10	1,27 - 3,3	1,07 - 1,34	1,23 - 2,08	1,22 - 3,3	1,24 - 2,3	1,25 - 1,72

5.3.1 - Reuso Agrícola

Muitos países utilizam água residuária para irrigação agrícola, alguns chegam a utilizar inclusive esgoto sanitário sem tratamento. Sendo assim, seria um contrassenso a proposição de tratamento tão avançado (membranas) para um simples reuso agrícola. No entanto, a pesquisa em questão avaliou a possibilidade de utilização de todos os efluentes gerados pelo sistema de tratamento de esgoto sanitário estudado, tanto para reuso agrícola quanto para reuso industrial (reuso mais nobre). Cabe a cada país recomendar os limites a serem respeitados para a utilização da água na agricultura, porém, é importante sempre levar em consideração o tipo de cultura a ser irrigada, o tipo de solo, clima e principalmente a saúde pública.

5.3.1.1 - Cinco primeiras baterias de ensaios.

Comparando os resultados da tabela 5.12 com os limites recomendados pela National Academy of Engineering para elementos traços na água de reuso para irrigação (tabela 3.13), percebe-se que quase todos os íons metálicos que foram estudados estão presentes na tabela 3.13. As concentrações nas quais esses íons foram encontrados (em todos os efluentes do sistema de tratamento) estão de acordo com os limites recomendados na tabela 3.13. Com base naquelas recomendações e levando-se em consideração apenas os íons metálicos estudados (tabela 5.12), é possível afirmar que todos os efluentes gerados pelo sistema de tratamento (com exceção da concentração do íon cromo) poderiam ser utilizados para irrigação tanto em curto prazo quanto em longo prazo. No que diz respeito à concentração do íon cromo encontrada nos efluentes do sistema de tratamento pode-se dizer que ela seria adequada para utilização na irrigação em curto prazo (em todos os efluentes), porém, não adequada para irrigação em longo prazo.

A tabela de Wescot e Ayers (tabela 3.14) mostra algumas orientações para avaliar se a água serve ou não para a irrigação. Considerando as tabelas 3.14, 5.11 e 5.12 observa-se que no que diz respeito à condutividade elétrica, sólidos dissolvidos totais, cloretos, sódio e pH, nenhum efluente gerado pelo sistema de tratamento pode ser considerado problemático para ser utilizado na irrigação. Assim, levando em consideração apenas esses parâmetros, de acordo com Wescot e Ayers os efluentes gerados em todas as etapas do sistema de tratamento investigado poderiam ser utilizados na irrigação. É importante salientar, porém, que certos parâmetros como boro, cloro residual e bicarbonato não foram estudados no trabalho em questão, impossibilitando assim afirmar que a utilização de algum efluente gerado pelo sistema de tratamento seria incapaz de causar algum tipo de problema. Outro fato importante é a inexistência do cálculo do SAR (taxa de adsorção de sódio) para efluentes do sistema de tratamento. Esse cálculo não pode ser realizado, pois para águas residuárias é necessário além de conhecer as concentrações de cálcio, sódio e magnésio, conhecer também a concentração de bicarbonato de cálcio nos efluentes. A concentração de bicarbonato de cálcio não foi investigada, sendo assim impossível calcular o parâmetro SAR para os efluentes investigados.

De acordo com os critérios da Califórnia para reuso de água (tabela 3.15), os efluentes gerados pelo sistema de tratamento somente poderiam ser utilizados para represamento recreacional não restrito, pois a quantidade de coliformes totais existentes nos mesmos não permitiria outra utilização. Para tal seria necessária a

inclusão de etapa adicional de desinfecção final. Para essa etapa poderia ser aplicado processo de desinfecção por UV, por exemplo, tendo em vista as características favoráveis de baixa turbidez nos efluentes a partir do processo de flotação.

As tabelas 3.16 e 3.17 apresentam os padrões de qualidade necessários para água para irrigação na Tunísia e no Kuwait, respectivamente. Considerando apenas os parâmetros sólidos suspensos, cádmio, ferro, magnésio, níquel e zinco, os efluentes da flotação, da filtração em areia, da filtração em cartucho, da filtração em papel de filtro de 1,2µm/filtração em cerâmica e da nanofiltração poderiam ser utilizados para irrigação na Tunísia. Por outro lado, nenhum efluente do sistema de tratamento poderia ser utilizado para irrigação no Kuwait. Apesar da concentração de sólidos suspensos em alguns efluentes ser inferior ao limite estabelecido, a quantidade de coliformes totais presentes nesses efluentes não satisfaz a condição estabelecida, sendo necessária etapa de desinfecção.

Quanto à não adequabilidade apresentada pelo efluente da nanofiltração para certos tipos de reuso, justificativas podem ser apresentadas. O fato da unidade de filtração em membrana utilizada ser de pequena escala acentua qualquer eventual falha operacional, prejudicando assim os resultados obtidos com essa unidade. Portanto, qualquer tentativa de obtenção de informações e/ou discussões mais conclusivas a respeito da eficiência da nanofiltração torna-se quase impossível e muito arriscada. Se fosse utilizada uma unidade de filtração em membrana mais adequada, provavelmente seu efluente poderia ser reutilizado.

5.3.1.2 - Bateria extra.

De acordo com os limites de elementos traços para reuso para irrigação recomendados pela National Academy of Engineering (tabela 3.13), as concentrações dos íons metálicos encontradas nos efluentes da microfiltração e da osmose reversa permitem que os mesmos (efluentes) sejam utilizados para irrigação tanto em curto quanto em longo prazo. A concentração do íon cromo encontrada nos efluentes do Ralex e do flotatesto é maior do que o limite estipulado para reuso em irrigação em longo prazo; assim, esses efluentes somente poderiam ser utilizados em irrigação de curto prazo.

Como ocorreu nas cinco primeiras baterias de ensaios, nenhum efluente gerado pelo sistema de tratamento na bateria extra apresenta problemas para ser reusado para a irrigação (de acordo com Wescot e Ayers - tabela 3.14). É claro que essa afirmação somente é possível se forem considerados apenas os parâmetros investigados que também estão presentes na tabela 3.14 (condutividade elétrica, cloretos, sódio e pH).

De acordo com os critérios para reuso de água estabelecidos pelo Estado da Califórnia (tabela 3.15) os efluentes da microfiltração e da osmose reversa podem ser reutilizados para todos os tipos de uso apresentados na tabela. Esses usos vão desde irrigação de árvores frutíferas, de pasto para animais, de culturas alimentícias até para repesamento recreacional. É interessante observar a grande qualidade dos efluentes da microfiltração e da osmose reversa, uma vez que os coliformes totais e fecais estavam completamente ausentes em ambos os efluentes.

As concentrações dos íons cádmio, ferro, manganês, níquel e zinco em todos os efluentes gerados pelo sistema de tratamento estão de acordo com os padrões da Tunísia para água de irrigação (tabela 3.16). Se somente esses parâmetros fossem

levados em consideração, todos os efluentes gerados pelo sistema de tratamento, nessa bateria extra, poderiam ser utilizados na Tunísia.

A tabela 3.17 mostra os padrões para água reusada na irrigação para o Kuwait. De acordo com os resultados da bateria extra de ensaios (tabela 5.13) observa-se que apenas os efluentes da microfiltração e da osmose reversa estariam adequados para serem utilizados na irrigação, uma vez que eles apresentam ausência de coliformes totais. É importante salientar que os outros parâmetros apresentados na tabela 3.17 devem ser respeitados para poder se afirmar que realmente esses efluentes podem ser utilizados para irrigação no Kuwait. Para a utilização do efluente gerado após a flotação, seria necessária uma etapa adicional de desinfecção (por UV, por exemplo).

5.3.2 Reuso industrial.

A água residuária pode ser utilizada em vários tipos de indústrias como têxteis, químicas, de papel, petróleo e outras. A água residuária pode ser utilizada em vários seguimentos da indústria, pode ser desde água para caldeiras e torres de resfriamento até para lavagem de equipamentos e limpeza em geral.

5.3.2.1-Cinco primeiras baterias de ensaios.

Comparando as tabelas 3.19, 5.11 e 5.12 percebe-se que nenhum efluente da sistema de tratamento poderia ser utilizado como água de reposição em torres de refrigeração, pois nenhum deles apresentou um número de coliformes totais menor ou igual ao limite recomendado, sendo necessária a inclusão da etapa de desinfecção. Quanto aos outros parâmetros, os efluentes da flotação, filtração em areia, filtração em filtro de cartucho, filtração em papel de filtro de 1,2 μ m/filtração em cerâmica e nanofiltração apresentaram concentrações aceitáveis para esse tipo de reuso. É importante salientar que a concentração do íon ferro nos efluentes (em algumas baterias de ensaios) foi superior ao limite recomendado.

Observando a tabela 3.20 (qualidade da água requerida para utilização em caldeiras) percebe-se que os efluentes da flotação e da filtração em filtros com tamanho de poros menores que 1,2 μ m talvez pudessem ser utilizados em caldeiras industriais de baixa pressão. Porém, é importante salientar que as concentrações de ferro e de DQO encontradas nesses efluentes muitas vezes superaram os limites recomendados. Em algumas baterias de ensaios as concentrações desses parâmetros foram menores ou iguais aos limites, em outras não. O efluente da filtração em filtros com tamanho de poros menores que 1,2 μ m foi o único que apresentou concentrações de ferro compatíveis com esse reuso, em todas as baterias de ensaios realizadas. Quanto à DQO, fica difícil afirmar se sua concentração encontrada nos efluentes atingiu ou não o limite recomendado, pois o método utilizado para análise de DQO não determina valores tão baixos. Segundo Metcalf & Eddy nenhum efluente gerado pelo sistema de tratamento poderia ser utilizado para caldeiras industriais de média e alta pressão e nem para caldeiras de equipamentos elétricos.

Considerando a tabela 3.21 percebe-se que há uma grande exigência quanto à qualidade da água para a utilização em processos industriais. A grande dificuldade dos efluentes gerados pelo sistema de tratamento para atender à esses requisitos diz respeito à concentração de ferro. De acordo com as tabelas 3.21, 5.11 e 5.12 observa-

se que os efluentes da filtração em areia, da filtração em cartucho, da filtração em papel de filtro de 1,2 μ m/filtração em cerâmica e da nanofiltração poderiam ser utilizados para processos na indústria de cimento. O efluente da filtração em filtros com tamanho de poros menores que 1,2 μ m poderia ser utilizado nas indústrias petroquímica, de carvão e na indústria têxtil (no processo químico não clareador). As concentrações de ferro existentes nos efluentes do sistema de tratamento os tornam inadequados para reutilização em outros processos industriais.

Se fosse utilizada uma unidade de filtração em membrana mais adequada (melhor projetada e em maior escala), quase com certeza é possível afirmar que o efluente da nanofiltração poderia ser utilizado como afluente industrial.

5.3.2.2 Bateria extra

De acordo com a WPCP (tabela 3.19) e considerando apenas os parâmetros aqui investigados, apenas o efluente da osmose reversa poderia ser utilizado como água de reposição em torres de refrigeração. Na verdade, para que esse efluente respeitasse os limites recomendados seria necessário abaixar um pouco seu pH. Os outros efluentes não poderiam ser utilizados para esse fim, pois a concentração de ferro existente neles ultrapassa o limite recomendado. Talvez a utilização de outros tipos de coagulantes/floculantes que não sejam a base de ferro - como sulfato de alumínio e polímeros - possa eliminar o problema de residuais restritivos de ferro dissolvido no efluente da flotação. Nos efluentes do Ralex e da flotação a quantidade de coliformes totais também foi maior do que o limite exigindo etapa adicional de desinfecção. O fósforo também foi um empecilho no efluente do Ralex.

Comparando as tabelas 3.20, 5.9 e 5.10 observa-se que apenas o efluente da osmose reversa poderia ser utilizado em caldeiras. O tipo de caldeira na qual esse efluente poderia ser utilizado é caldeira industrial de baixa pressão. Essa possibilidade de reutilização do efluente da osmose reversa, logicamente, deve ser verificada quanto aos parâmetros que não foram determinados no estudo e também quanto à DQO, uma vez que o método utilizado fornece uma resposta apenas qualitativa para baixas concentrações. Os outros tipos de caldeiras requerem concentrações muito baixas de ferro e de zinco.

A tabela 3.21 mostra a qualidade de água requerida para processos industriais. De acordo com ela e com as tabelas 5.13 e 5.14 percebe-se que todos os efluentes do sistema de tratamento poderiam ser utilizados no processo de produção de cimento. Porém, para a utilização do efluente da osmose reversa seria necessário diminuir um pouco seu pH. O efluente da osmose reversa, e apenas ele, também poderia ser utilizado na indústria de papel (na trituração mecânica das fibras e na química não clareadora) e nas indústrias petroquímica e de carvão.

Vale salientar que a microfiltração tangencial poderia ser utilizada diretamente como pós-tratamento do efluente do Ralex (associada à coagulação química). O efluente desse sistema poderia ser diretamente encaminhado à osmose reversa. Entretanto, o uso da flotação antes da microfiltração, provavelmente permite a utilização de maiores taxas de aplicação superficial na unidade de microfiltração, acarretando assim economia na área de membranas necessárias. Essa hipótese necessita de estudos adicionais para ser comprovada.

5.4 Efluente da Osmose Reversa e a Resolução Conama.

A Resolução Conama nº 20, de 18 de junho de 1986 é o dispositivo legal em vigor no Brasil, que classifica as águas de acordo com seus usos atuais e futuros, estabelecendo limites e/ou condições para os diferentes usos.

Essa Resolução fixa nove classes para águas do Território Nacional, agrupadas como se segue.

ÁGUAS DOCES.

I - Classe Especial - águas destinadas:

- 1) ao abastecimento doméstico sem prévia ou com simples desinfecção;
- 2) à preservação do equilíbrio natural das comunidades aquáticas.

II - Classe 1 - águas destinadas:

- 1) ao abastecimento doméstico após tratamento simplificado;
- 2) à proteção das comunidades aquáticas;
- 3) à recreação de contato primário (natação, esqui aquático e mergulho);
- 4) à irrigação de hortaliças que são consumidas cruas e de frutas que se desenvolvem rentes ao solo e que sejam ingeridas cruas sem remoção de película.
- 5) à criação natural e/ou intensiva (aquicultura) de espécies destinadas à alimentação humana.

III - Classe 2 - águas destinadas:

- 1) ao abastecimento doméstico, após tratamento convencional;
- 2) à proteção das comunidades aquáticas;
- 3) à recreação de contato primário (esqui aquático, natação e mergulho);
- 4) à irrigação de hortaliças e plantas frutíferas;
- 5) à criação natural e/ou intensiva (aquicultura) de espécies destinadas à alimentação humana.

VI - Classe 3 - águas destinadas:

- 1) ao abastecimento doméstico, após tratamento convencional;
- 2) à irrigação de culturas arbóreas, cerealíferas e forrageiras;
- 3) à dessedentação de animais;

V - Classe 4 - águas destinadas:

- 1) à navegação;
- 2) à harmonia paisagística;
- 3) aos usos menos exigentes.

ÁGUAS SALINAS

VI - Classe 5 - águas destinadas:

- 1) à recreação de contato primário;
- 2) à proteção das comunidades aquáticas;
- 3) à criação natural e/ou intensiva (aquicultura) de espécies destinadas à alimentação humana.

VII - Classe 6 - águas destinadas:

- 1) à navegação comercial;
- 2) à harmonia paisagística;
- 3) à recreação de contato secundário.

ÁGUAS SALOBRAS

VIII - Classe 7 - águas destinadas:

- 1) à recreação de contato primário;
- 2) à proteção das comunidades aquáticas;
- 3) à criação natural e/ou intensiva (aquicultura) de espécies destinadas à alimentação humana.

IX - Classe 8 - águas destinadas:

- 1) à navegação comercial;
- 2) à harmonia paisagística;
- 3) à recreação de contato secundário.

Para cada classe de água foram estabelecidos limites para substâncias potencialmente prejudiciais, fixando os teores máximos que podem estar presentes nos corpos de água de cada classe.

Utilizando a Resolução Conama nº 20, de 18 de junho de 1986, o efluente da Osmose Reversa foi analisado com o intuito de verificar em qual classe de água ele se encaixaria, respeitando os limites especificados por tal resolução. Essa análise realizada mostrou que o efluente da Osmose Reversa atende aos requisitos de qualidade exigidos para águas classe 1. É claro que essa análise foi realizada levando-se em consideração apenas os parâmetros os quais foram investigados no trabalho em questão. Para ilustrar essa adequação do efluente da Osmose Reversa à essa classificação é apresentada a seguir a tabela 5.15, a qual contém os limites exigidos para águas classe 1 e as características do efluente.

Tabela 5.13 Comparação entre os limites exigidos para água classe I e características do efluente da osmose reversa.

Parâmetros	Limites para água classe I	Características do efluente
Materiais flutuantes, inclusive espumas não naturais	Virtualmente ausente	Ausente
Substâncias que comuniquem odor	Virtualmente ausentes	Ausente
Substâncias que formem depósitos objetáveis	Virtualmente ausentes	Ausente
Coliformes totais em água destinada a abastecimento doméstico após tratamento simplificado, à proteção das comunidades aquáticas e à criação de espécies destinadas à alimentação humana. (NMP/100ml)	1000	Ausente
Coliformes fecais em água destinada a abastecimento doméstico após tratamento simplificado, à proteção das comunidades aquáticas e à criação de espécies destinadas à alimentação humana. (NMP/100ml)	200	Ausente
Turbidez (UT)	40	0,271
Cor	Nível de cor natural do corpo de água	2 UC
pH	6,0 a 9,0	8,73
Cádmio (mg/L)	0,001	Ausente
Cloretos (mg/L)	250	0,3
Chumbo (mg/L)	0,03	Ausente
Cobre (mg/L)	0,02	Ausente
Cromo (mg/L)	0,5	0,08
Ferro (mg/L)	0,3	0,24
Fluoreto (mg/L)	1,4	Ausente
Fosfato Total (mg/L)	0,025	Ausente
Manganês (mg/L)	0,1	Ausente
Níquel (mg/L)	0,025	Ausente
Sulfato (mg/L)	250	Ausente
Sulfeto (mg/L)	0,002	0,002
Zinco (mg/L)	0,18	0,07

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Com base nos resultados obtidos nas seis baterias de ensaios realizadas conclui-se que:

- Considerando somente as etapas iniciais do tratamento sequencial de esgoto sanitário estudado, ou seja, um sistema composto por reator anaeróbio biológico (Ralex) e coagulação/flotação por ar dissolvido, foi observado 90% de remoção média de cor aparente (residuais entre 31 e 240 UC) e de COT, 95% de remoção média de turbidez (residuais entre 0,86 e 16,4 UT), cerca de 87% de redução média dos íons sulfato (residuais entre 1 e 23mg/L) e sulfeto (residuais entre 0,003 e 0,059mg/L). Quanto aos nutrientes, esse sistema de tratamento promoveu 89% de redução média de fósforo (residuais entre 0,016 e 0,88mg/L) e 47% de redução média de NTK (residuais entre 18,8 e 33,2mg/L). Houve mais do que 93% de redução média de DQO (residuais entre <25 e 147mg/L), 97,5% de redução média de coliformes totais (residuais entre $8,16 \times 10^4$ e $7,27 \times 10^6$ NMP/100ml), 93% de redução média de coliformes fecais (residuais entre $1,6 \times 10^3$ e $1,6 \times 10^6$ NMP/100ml) e mais de 40% de redução média dos íons cálcio (residuais entre 6,10 e 11,5mg/L) e cobre (residuais entre 0,01 e 0,04mg/L). Considerando os parâmetros analisados e as recomendações da National Academy of Engineering (1973), o efluente desse sistema de tratamento (efluente da etapa de coagulação/flotação) poderia ser utilizado para irrigação em curto prazo. De acordo com os padrões estabelecidos pela Tunísia, o efluente desse sistema de tratamento poderia ser utilizado na irrigação. Porém, para respeitar as recomendações para reuso em irrigação no Kuwait e na Califórnia, seria necessário que o efluente desse sistema de tratamento passasse por um processo de desinfecção (por exemplo, UV), visando diminuir a quantidade de coliformes nele encontrada. Quanto à reutilização desse efluente em processos industriais, se a concentração do íon ferro fosse reduzida (talvez com a utilização de um coagulante químico diferente do cloreto férrico) e a quantidade de

coliformes totais também (utilizando um processo adicional de desinfecção), segundo apenas as recomendações de WPCF (1989) e Asano (1988) e considerando apenas os parâmetros investigados, o efluente desse sistema de tratamento poderia ser utilizado como água para reposição em torres de refrigeração.

- Considerando uma etapa adicional de tratamento, ou seja, acrescentando-se a etapa de filtração em areia; no sistema de tratamento sequencial de esgoto sanitário composto por reator anaeróbio biológico (Ralex), coagulação/flotação por ar dissolvido e filtração em areia foi observada remoção média de 95% da cor aparente (residuais entre 27 e 152 UC), 97% da turbidez (residuais entre 0,65 e 12,7 UT), 94% do íon sulfeto (residuais entre 0,002 e 0,033mg/L) e 87% do íon sulfato (residuais entre 3 e 7mg/L). No que diz respeito aos nutrientes, esse sistema de tratamento foi capaz de remover cerca de 95% do fósforo (residuais entre ausente e 0,41mg/L) e cerca de 54% do NTK (residuais entre 17,7 e 36,8mg/L). Houve mais de 90% de remoção média de DQO (residuais entre <25 e 91mg/L), 98,7% de redução média de coliformes totais (residuais entre $8,8 \times 10^3$ e $6,4 \times 10^6$ NMP/100ml), 95,9% de redução média de coliformes fecais (residuais entre $3,2 \times 10^2$ e $5,17 \times 10^6$ NMP/100ml) e mais de 65% de redução média dos íons cobre (residuais entre ausente e 0,04mg/L) e ferro (residuais entre 0,27 e 1,10mg/L). De acordo com as recomendações da National Academy of Engineering (1973) e considerando apenas os parâmetros investigados, o efluente desse sistema de tratamento (efluente da filtração em areia) poderia ser utilizado para irrigação em curto prazo. Considerando apenas os parâmetros investigados no presente trabalho, o efluente desse sistema de tratamento respeitaria as recomendações para irrigação na Tunísia. Porém, seria necessária uma etapa adicional de desinfecção, visando reduzir o número de coliformes no efluente, para que este pudesse ser utilizado para irrigação no Kuwait e na Califórnia. Considerando o reuso industrial e as recomendações de WPCF (1989) e Asano (1988), é possível afirmar que o efluente gerado por esse sistema de tratamento poderia ser utilizado em torres de refrigeração (como água de reposição), se fosse empregado um processo adicional de desinfecção para a redução do número de coliformes. Esse efluente poderia ser utilizado na indústria de cimento e se o coagulante

cloreto férrico pudesse ser substituído por outro - como polímeros, por exemplo - talvez a concentração do íon ferro no efluente desse sistema de tratamento seria um pouco menor, o que garantiria a possibilidade da utilização do efluente em caldeiras de baixa pressão, e também na indústria petroquímica e de carvão, e na indústria de papel (química não clareadora).

- Considerando mais uma etapa adicional de tratamento, ou seja, acrescentando-se a etapa de filtração em cartucho de 5 μ m, no sistema de tratamento sequencial de esgoto sanitário composto por reator anaeróbio biológico (Ralex), coagulação/flotação por ar dissolvido, filtração em areia e filtração em cartucho de 5 μ m observa-se 96,8% de remoção média de cor aparente (residuais entre 12 e 173 UC) e 97,5% de remoção média de turbidez (residuais entre 0,25 e 9,95 UT). Esse sistema de tratamento foi capaz de promover remoção média de 94% do íon sulfeto (residuais entre 0,002 e 0,026mg/L), 91% do íon sulfato (residuais entre ausente e 23mg/L), 97% do fósforo (residuais entre ausente e 0,25mg/L), 54% do NTK (residuais entre 17,7 e 32mg/L), mais de 94% de remoção média de DQO (residuais entre <25 e 105mg/L), 98,8% de remoção média de coliformes totais (residuais entre $8,3 \times 10^4$ e $6,2 \times 10^6$ NMP/100ml), 97,3% de remoção média de coliformes fecais (residuais entre $4,1 \times 10^3$ e $2,3 \times 10^6$ NMP/100ml), e mais de 60% de remoção média dos íons metálicos cobre (residuais entre ausente e 0,04mg/L), ferro (residuais entre 0,15 e 1,12mg/L) e zinco (residuais entre 0,10 e 0,27mg/L). De acordo com as recomendações da National Academy of Engineering (1973) e considerando apenas os parâmetros investigados, o efluente desse sistema de tratamento (efluente da filtração em cartucho) poderia ser utilizado em irrigação tanto em curto quanto em longo prazo. Esse efluente também respeitaria os padrões para irrigação na Tunísia, porém precisaria passar por um processo de desinfecção, visando a redução do número de coliformes, para respeitar os padrões de irrigação do Kuwait e da Califórnia. Um possível uso desse efluente poderia ser em indústrias de cimento, por exemplo. Se a concentração de ferro no efluente gerado pelo sistema de tratamento fosse um pouco menor, este poderia ser utilizado em

torres de refrigeração, em caldeiras de baixa pressão, em indústrias petroquímicas, de carvão e de papel (química não clareadora).

- Considerando o sistema de tratamento sequencial de esgoto sanitário composto por reator anaeróbio biológico (Ralex), coagulação/flotação por ar dissolvido, microfiltração tangencial e osmose reversa foram observadas redução de 99,88% da cor aparente (residual de 2 UC) e da turbidez (residual de 0,271 UT), 93,7% do íon sulfeto (residual de 0,002mg/L) e 100% de remoção do íon flúor, do íon manganês, do íon cobre, do fósforo, da dureza e dos coliformes (totais e fecais), mais de 95,8% de remoção de DQO (residual <25mg/L), 99% de remoção do íon cloreto (residual de 0,3mg/L) e mais de 80% de remoção dos íons metálicos zinco (residual de 0,07mg/L), ferro (residual de 0,24mg/L), sódio (residual de 0,4mg/L) e magnésio (residual de 0,01mg/L). O efluente gerado por esse sistema de tratamento (efluente da osmose reversa) poderia ser utilizado para irrigação tanto em curto quanto em longo prazo (National Academy of Engineering). Poderia também ser diretamente utilizado para irrigação na Tunísia, no Kuwait e na Califórnia. De acordo com as recomendações da WPCF (1989) e Asano (1988), o efluente desse sistema de tratamento poderia ser diretamente utilizado (sem necessidade de desinfecção) como água de reposição para torres de refrigeração. Poderia ser utilizado também em caldeiras de baixa pressão, na indústria de cimento, de papel (trituração mecânica das fibras e química não clareadora), na petroquímica e na de carvão (WPCF - 1989).

Com base na experiência adquirida com a realização desse trabalho, as seguintes recomendações são sugeridas.

- Estudos envolvendo etapa de oxidação química durante ou depois da flotação com vistas a melhorar a remoção de ferro, e outros metais, assim com de matéria orgânica residual, antes de o efluente ser encaminhado às unidades de filtração precedentes à osmose reversa.

- Estudos com inclusão de etapas de oxidação química juntamente com adsorção em carvão ativado, antecedendo as unidades de filtração em cartucho, microfiltração e osmose reversa.
- Estudos de desinfecção dos efluentes gerados em cada etapa dos sistemas de tratamento investigados no presente trabalho.
- Estudos com unidades de nanofiltração em escala real, tendo em vista as enormes dificuldades verificadas durante o presente trabalho, no qual foi empregada pequena unidade em escala de laboratório (com fluxo extremamente baixo e problemas mecânicos de assentamento da membrana).
- Estudos com utilização de coagulantes químicos que não contenham ferro em sua composição, como polímeros ou sulfato de alumínio, visando à redução da concentração do íon ferro no efluente da coagulação/flotação.
- Determinação de parâmetros de biodegradabilidade tendo em vista o problema de crescimento microbológico nas membranas (em longo prazo).
- Acompanhamento e avaliação do potencial de crescimento biológico na superfície das membranas tendo em vista concentração residual de matéria orgânica afluentes às mesmas.
- Estudo de sistema sequencial de tratamento de esgoto sanitário composto de lodos ativados e filtração em membranas.
- Utilização de reator biológico aeróbio associado ao tratamento anaeróbio e físico-químico, caso pretenda também a remoção de nitrogênio.

7 Referências Bibliográficas

AMERICAN SOCIETY FOR TESTING AND MATERIALS (1987). ASTM D4189/82 - Standard Test Methods for Silty Density Index of Water (SDI).

AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION (1998). Using Reclaimed Water to Augment Potable Water Resources; Cap. 4, p. 129-161.

AMINI, F. (1996). Effect of Filter Thickness on Efficiency of Sand Filter Water Quality Structure. *Water Quality Research Journal of Canada*, vol 31, n° 4, p. 801-807.

APPLEGATE, L. (1984). Membrane Separation Processes. *Chemical Engineering*, june, p. 64-77.

ASANO, T. (1998). Water Quality Management Library - vol 10 (Wastewater Reclamation and Reuse), Cap. 1, p. 6-7.

AWADALLA, F. T. ; STRIEZ, C. ; LAMB, K. (1994). Removal of Ammonium and Nitrate ions from Mine Effluents by Technology. *Separation Science and Technology*, vol. 29, n° 4, p 483-495.

BASTOS, R. K. X. (1999) - Utilização Agrícola de Esgotos Sanitários. Apostila utilizada em curso realizado pela ABES (Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental), agosto, São Paulo.

BILSTAD, T. (1997). Membrane Operations. *Water Science Technology*, vol 36, n° 2-3, p. 17-24.

BISCONER, I. (2000). Advanced Water Treatment Technologies May Bring Purified Water to San Diego, p. 1-4. *Presented at: Water Quality Products © Scanton Gillette Communications, Inc.*

<http://www.osmonics.com/products/Page922.htm> (28/09/2000).

BRASIL, Resolução (1986). Resolução Conama nº 20, de 18 de junho de 1986. Classifica as águas doces, salobras e salinas. Legislação brasileira de resíduos sólidos e ambiental, correlata. Caderno Legislativo nº 004/99 (volume III).

CAETANO, A.; DE PINHO, M. N.; DRIOLI, E.; MUNTAU, H. eds. (1995). Membrane Technology: Applications to Industrial Wastewater Treatment. Dordrecht, Netherlands, *Kluwer Academic Publishers*. Cap. 1, p. 3-16.

CAMPOS, J. R. ; REALI, M. A. P. ; DOMBROSKI, S. A. G. ; MARCHETTO, M. ; LIMA, M. R. A. (1996). Tratamento Físico Químico por Flotação de Efluentes de Reatores Anaeróbios. In: XXV Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria Y Ambiental. México, D. F. (novembro).

CHEREMISINOFF, P. N. (1995). Handbook of Water and Wastewater Treatment Technology. *New York, Marcel Dekker, Inc.* Cap. 13, p. 481-518.

CHIN, K. K.; ONG, S. L. (1992). Experience of Non-potable Reuse of Wastewaters. *Water Science and Technology*, vol 26, nº 7-8, p. 1565-1571.

CICEK, N.; FRANCO, J. P. ; SUIDAN, M. T. ; URBAIN, V.(1998). Using a Membrane Bioreactor to Reclaim Wastewater. *Journal AWWA*, vol 90, nº11, p. 105-113.

COMB, L. (1990). Wastewater Recovery Using Reverse Osmosis, p. 1-6. *Presented at: Biennial Conference of National Water Supply Improvement Association.*
<http://www.osmonics.com/products/Page724.htm> (25/07/2000).

DOW QUÍMICA LTDA. Notas de aula do curso "OSMOSE INVERSA E SUAS APLICAÇÕES". Curso realizado na cidade de Rio Grande - RS, no período de 21 a 23 de setembro de 1999.

EBRAHIM, S. (1994). Cleaning and Regeneration of Membranes in Desalination and Wastewater. *Desalination*, vol. 96 n°1-3, p. 225-238.

GADOTTI, R. F. (1999). Reuso, p. 1-16. *Seminário apresentado na disciplina de Processos e Operações em Tratamento de Águas de Abastecimento do Programa de Mestrado em Hidráulica e Saneamento do Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos - USP.*

GAGLIARDO, P.; ADHAM, S.; TRUSSELL, R.; OLIVIERI, A. (1998). Water Repurification Via Reverse Osmosis. *Desalination*, vol 117 n° 1-3, p. 73-78.

LAVRADOR, J. F. (1989). Algumas considerações sobre o reuso planejado da água para fins industriais na Região Metropolitana de São Paulo. *Revista Bio n° 31(nov-dez), São Paulo.*

MAEDA, M.; NAKADA, K. ; KAWAMOTO, K. ; IKEDA, M. (1996). Area-Wide Use of Reclaimed Water in Tokyo, Japan. *Water Science Technology*, vol 33 n°10-11, p. 51-57.

MANCUSO, P. C. S. (1992). O Reuso da Água e sua Possibilidade na Região Metropolitana de São Paulo. Tese (Doutorado) - Faculdade de Saúde Pública, Universidade de São Paulo.

Manual técnico de manutenção e instalação do sistema de osmose reversa, fornecido pela TERWAL MÁQUINAS, LTDA.

MENDONÇA N. M. (1998) - Caracterização do material suporte e estudo da partida de um reator anaeróbio de leito expandido utilizado no tratamento de esgoto sanitário. Dissertação (mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo.

METCALF & EDDY (1991). Wastewater Engineering - Treatment, Disposal, Reuse - 3ª edição, *McGraw-hill international editions*.

MICHELS, C. J. (1996). Sand Filtration. *Water Environment and Technology*, vol 8, nº 7, p. 45-48.

MILLER, M. D.; POTTS, J. E. (1995). Membrane Treatment is Versatile – A Single Treatment Facility Producing Boiler Feed, Food Processing Water, and Drinking Water. *Desalination*, vol 102, p. 313-319.

MISSIMER, T. M. (1994). Water Supply Development for Membrane Water Treatment facilities. *Boca Raton, EUA, Lewis Publishers*. Cap. 3, p. 13-23 ; Cap. 15, p. 163-169.

PAREKH, B. S. ed. (1988). Reverse Osmosis Technology - Applications for High-Purity-Water Production. *New York, Marcel Dekker, Inc.*

PAULSON, D. & JONDAHL, K. - Application of Membrane Technology for the Recovery and Reuse of Water; p. 1-17.

<http://www.osmonics.com/products/Page771.htm> (25/07/2000).

PENETRA, R. G. (1999). Influência da Quantidade de Ar Fornecida no Pós-tratamento por Flotação de Efluentes de Reatores Anaeróbios UASB. In: XX Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Rio de Janeiro, Brasil.

PENETRA, R. G.; REALI, M.A.P.; FORESTI, E. & CAMPOS, J.R. Post-treatment of effluents from anaerobic reactor treating domestic sewage by dissolved-air flotation. *WATER SCIENCE & TECHNOLOGY*. (aprovado em 1999 para publicação).

PETTYGROVE, G. S.; e ASANO, T. (eds.) 1985. Irrigation with Reclaimed Municipal Wastewater - A Guidance Manual. *Lewis Publishers, Inc., Chelsea, MI, EUA*.

REALI, M.A.P. (1991). Concepção e Avaliação de um Sistema Compacto para Tratamento de Águas de Abastecimento Utilizando o Processo de Flotação por Ar Dissolvido e Filtração com Taxa Declinante. Tese (Doutorado). Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo.

REALI, M.A.P.; PENETRA, R.G. & CAMPOS, J.R. (1998). Influência da floculação na flotação de efluentes de reatores anaeróbios UASB. In: XXVI Congreso Interamericano de Ingenieria Sanitaria y Ambiental. Lima, Peru. Novembro.

REALI, M. A. P.; CAMPOS, J. R. ; PENETRA, R. G. (2000). Sewage Treatment by Anaerobic Biological Process Associated with Dissolved Air Flotation. In: IV International Conference Flotation in Water and Wastewater Treatment. Helsink, Finlândia (setembro).

SETTI, MARIA do C. B. de C. (1995). Reuso de Água, Condições de Contorno. Dissertação (Mestrado) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo.

SURATT, W. B.; CHRISTOPHER, R. S.; UDAY, G. K. (1997). Applications for Today and Tomorrow: Membrane Technology. *Public Works*, vol 128, nº 12, p. 52-54.

STANDARD METHODS for EXAMINATION of WATER and WASTEWATER (1998).

THAME, A. C.M. (2000). Pelo Uso Sustentável da Água. Entrevista concedida à Revista Planeta, maio, p. 18-23.

TSUTIYA, M. T. e SCHNEIDER, R. P. (1999). Tratamento de Água e Esgoto Através de Membranas Filtrantes. *Saneas - informativo da associação dos engenheiros da Sabesp*. Anais do X encontro técnico, nº 10, p. 61-82, agosto.

VIDAL, C.M.S. (2001). Microfiltração Tangencial como Alternativa de Pós-tratamento de Efluente de Reator Anaeróbio de Leito Expandido Alimentado com Esgoto Sanitário. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

WATER POLLUTION CONTROL FEDERATION (1989). Water Reuse - Manual of Practice (Segunda edição). Cap 3, pp 31 - 97.

WEBER, W.; BOWMAN, W.(1986). Membranes Replacing Other Separation Technologies. *Chemical Engineering Progress*, november, p. 23-28.

WIESNER, M. R.; CHELLAM, S.(1999). The Promise of Membrane Technology. *Environmental Science & Technology News.American Chemical Society*. setembro p. 360-366.

YALCIN, F.; KOYUNCU, I. ; OZTURK, I. ; TOPACIK, D.(1999). Pilot Scale Up and RO Studies on Water Reuse in Corrugated Board Industry: *Water Science Technology*, Vol 40, nº 4-5, p. 303-310.