Campus de São Carlos

**MICROFILTRAÇÃO TANGENCIAL COMO
ALTERNATIVA DE PÓS-TRATAMENTO DE
EFLUENTE DE REATOR ANAERÓBIO DE LEITO
EXPANDIDO ALIMENTADO COM ESGOTO
SANITÁRIO**

Carlos Magno de Sousa Vidal

Orientador: Prof. Dr. José Roberto Campos

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO

**ESCOLA DE ENGENHARIA
DE SÃO CARLOS**

**MICROFILTRAÇÃO TANGENCIAL COMO
ALTERNATIVA DE PÓS-TRATAMENTO DE
EFLUENTE DE REATOR ANAERÓBIO DE LEITO
EXPANDIDO ALIMENTADO COM ESGOTO
SANITÁRIO.**

CARLOS MAGNO DE SOUSA VIDAL

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
Engenharia Civil – área: Hidráulica e saneamento.

DEDALUS - Acervo - EESC

31100035793

Serviço de Pós-Graduação EESC/USP

EXEMPLAR REVISADO

Data de entrada no Serviço: 04 / 06 / 01

Ass.: *Guillueme*

ORIENTADOR: Prof. Dr. JOSÉ ROBERTO CAMPOS

São Carlos

- 2001 -

Class.	TFSE - EESC
Cutt.	6211
Tombo	T0108/01

st 1189109

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

V648m Vidal, Carlos Magno de Sousa
Microfiltração tangencial como alternativa de pós-
tratamento de efluente de reator anaeróbio de leito
expandido alimentado com esgoto sanitário / Carlos
Magno de Sousa Vidal. -- São Carlos, 2001.

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

Área: Hidráulica e Saneamento.

Orientador: Prof. Dr. José Roberto Campos.

1. Reatores anaeróbios. 2. Microfiltração
tangencial. 3. Esgoto sanitário. 4. Coagulação e
floculação. 5. Reuso de águas. I. Título.

FOLHA DE APROVAÇÃO

Candidato: Bacharel **CARLOS MAGNO DE SOUSA VIDAL**

Dissertação defendida e aprovada em 01-03-2001
pela Comissão Julgadora:

Prof. Titular **JOSÉ ROBERTO CAMPOS (Orientador)**
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)

Prof. Doutor **MARCO ANTONIO PENALVA REALI**
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)

Prof. Doutor **JORGE HAMADA**
(UNESP – Campus de Bauru)

Prof. Associado **EDUARDO CLETO PIRES**
Coordenador do Programa de Pós-Graduação
em Engenharia (Hidráulica e Saneamento)

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

Aos meus queridos pais Dalva e Waldo,
irmãos Daniela e Raphael e tia Socorro

Agradecimentos

Ao Prof. . José Roberto Campos pela orientação fornecida e incentivo durante a realização do trabalho.

Ao Prof. Dr. Marco Antônio Penalva Reali pelo apoio e sugestões fornecidas durante a pesquisa.

Ao técnico Francisco Carlos Bergamini pela montagem da instalação utilizada no Laboratório de Tratamento Avançado e Reuso de Água (LATAR).

As secretárias do SHS, Rose, Pavi e Sá, presenças sempre marcantes no Departamento.

A equipe técnica do Laboratório de Processos Biológicos e Saneamento, em especial ao Júlio e Beth Moraes.

Aos amigos Hélio, Valmir, Renata, Jeanette, Rodrigo e Alessandra, grandes companheiros durante o mestrado.

Ao Flávio, pela amizade, companheirismo e acolhida nas etapas finais do trabalho.

A Rita, pelo carinho, respeito e amor compartilhados durante estes sete anos de relacionamento.

A Therezinha e Cid pela simpatia com que sempre fui recebido e pelo constante incentivo nos caminhos profissionais.

SUMÁRIO

Lista de Figuras.....	i
Lista de Tabelas.....	iv
Lista de Fotografias.....	ix
Lista de Símbolos, Abreviaturas e Siglas.....	x
Resumo.....	
Abstract.....	
1 – Introdução.....	1
2 – Objetivos.....	3
3 – Revisão bibliográfica.....	4
3.1 – Apresentação	4
3.2 – Filtração em membranas.....	4
3.3 - Microfiltração Tangencial e Coagulação Química.....	13
3.4 - Características das membranas.....	15
3.4.1 – Espessura.....	16
3.4.2 – Porosidade.....	16
3.4.3 – Seletividade.....	16
3.4.4 – Permeabilidade.....	17
3.5 - Colmatação.....	18
3.6 - Condições de operação.....	21
3.7 - Aplicações da tecnologia de membranas para o tratamento de águas residuárias.....	21
3.8 – Efluentes de reatores anaeróbios.....	31
3.9 - Reuso de águas.....	38
4 – Materiais e métodos.....	42
4.1- Considerações iniciais.....	42
4.2 - Localização da instalação piloto do Reator Anaeróbio de Leito Expandido.....	44
4.3 - Descrição das Unidades da Instalação piloto do RALEX.....	44
4.3.1 – Reator Anaeróbio de Leito Expandido.....	47

4.4 – Descrição da unidade de pos-tratamento do esgoto sanitário- SMT.....	50
4.4.1 - Módulos de membrana.....	53
4.4.2 - Retrolavagem.....	56
4.4.3 - Limpeza das membranas.....	56
4.5 – Misturador	57
4.6 - Outros equipamentos e materiais utilizados nos ensaios.....	58
4.7 - Caracterização do cloreto férrico utilizado nos ensaios.....	60
4.8 – Método.....	60
4.8.1 - Primeira etapa.....	60
4.8.2 - Segunda etapa.....	64
4.8.3 - Terceira etapa.....	64
5 - Resultados e discussão.....	65
5.1 – Apresentação.....	65
5.2 – Primeira etapa (ensaio de microfiltração com a membrana de 0,2 μm)...	65
5.2.1 - Evolução do fluxo do permeado.....	65
5.2.2 - Cálculo das resistências totais da membrana de 0,2 μm nos ensaios realizados na primeira etapa.....	75
5.3 - Qualidade do permeado.....	77
5.3.1- Remoção de $P.PO_4^{3-}$	77
5.3.2 - Remoção de DQOt	79
5.3.3 - Remoção da Turbidez.....	82
5.3.4 - Remoção de Coliformes Totais e Fecais.....	84
5.3.5 - Considerações a respeito dos resultados obtidos de Sólidos Suspensos e Sólidos Totais nas amostras coletadas dos permeados.....	84
5.3.6 - Considerações a respeito dos resultados obtidos de Temperatura, pH e Alcalinidade nas amostras coletadas dos permeados.....	85
5.3.7 - Considerações a respeito dos resultados obtidos nas filtrações em papel de filtro (0,2 μm) com as amostras de efluente do RALEX antes e logo após o processo de coagulação seguido de floculação.....	86
5.4 - Segunda etapa.....	95

5.4.1 - Evolução do fluxo do permeado.....	95
5.4.2 - Cálculo das resistências totais da membrana de 1,0 µm nos ensaios realizados nesta segunda etapa do trabalho.....	102
5.5 - Qualidade do permeado.....	104
5.5.1 - Remoção de $P.P.O_4^{3-}$	104
5.5.2 - Remoção de DQOt.....	107
5.5.3 - Remoção da Turbidez.....	109
5.5.4 - Remoção de Sólidos Suspensos Totais.....	111
5.5.5 - Remoção de Coliformes Totais e Fecais.....	113
5.5.6 - Considerações a respeito dos resultados obtidos de Sólidos Totais nas amostras coletadas dos permeados.....	114
5.5.7 - Considerações a respeito dos resultados obtidos de Temperatura, pH e Alcalinidade nas amostras coletadas dos permeados.....	114
5.5.8 - Considerações a respeito dos resultados obtidos nas filtrações em papel de filtro (1,0µm) com as amostras de efluente do RALEX antes e logo após o processo de coagulação seguido de floculação.....	115
5.6 - Terceira etapa.....	123
5.6.1 - Evolução do fluxo do permeado.....	123
5.6.2 - Remoção da Turbidez, de DQOt e $P.P.O_4^{3-}$	125
5.6.3 - Remoção de Sólidos Suspensos Totais no ensaio com a membrana de 1,0 µm.....	130
5.6.4 -Remoção de Coliformes Totais e Fecais.....	131
5.6.5 - Considerações a respeito dos resultados obtidos de Sólidos Totais, Temperatura, pH e Alcalinidade nas amostras coletadas dos permeados	132
5.6.6 - Considerações a respeito dos resultados obtidos nas filtrações em papel de filtro (0,2 e 1,0 µm) com as amostras de efluente do RALEX antes e logo após o processo de coagulação seguido de floculação.....	133
5.6.7 - Possibilidades de reuso.....	137
6 – Conclusões e Recomendações	141
7 – Referências bibliográficas.....	144

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 3.1 - Esquema que ilustra a definição de uma membrana.....	6
FIGURA 3.2 - Diferenças entre pressões de trabalho empregadas e tamanho dos poros da membrana em osmose reversa, ultrafiltração e microfiltração.....	8
FIGURA 3.3 - Diferentes tipos de filtração segundo o tamanho das partículas	9
FIGURA 3.4 – Bloco de módulos de membrana de microfiltração.....	12
FIGURA 3.5 – Planta esquemática geral de uma instalação de microfiltração com capacidade variando de 19000 a 26000 m ³ /dia.....	12
FIGURA 3.6 - Esquema que ilustra a filtração estática (filtração frontal) e a filtração tangencial.....	13
FIGURA 3.7 - Comportamento da espessura da torta de filtro e fluxo específico do filtrado ao longo da operação, na filtração estática e tangencial	14
FIGURA 3.8 - Mecanismos envolvidos na colmatação de membranas.....	18
FIGURA 3.9 - Fatores de colmatação de uma membrana.....	19
FIGURA 3.10 – Riscos de colmatação de uma membrana.....	20
FIGURA 3.11 - Fluxograma do sistema sewer mining (patenteado) que permite a produção de água de reuso diretamente da rede de esgoto.....	29
FIGURA 3.12 – Reuso indireto de água potável. Fluxograma do sistema de referência com tecnologia convencional em operação na Water Factory 21 em Orange Country, USA.....	30
FIGURA 4.1 - Localização do Reator Anaeróbio de Leito Expandido (RALEX) no Campus da USP, em São Carlos.....	45
FIGURA 4.2 – Esquema da instalação piloto do RALEX, implantada no Campus da EESC–USP.....	46
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.....	48
FIGURA 4.4 – Desenho detalhado do Sistema de Microfiltração Tangencial, unidade de pós-tratamento que recebeu o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido.....	51
FIGURA 4.5 – Desenho simplificado do Sistema de Microfiltração Tangencial, unidade de pós-tratamento que recebeu o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido.....	52
FIGURA 4.6 - Esquema do módulo de membrana utilizado no Sistema de Microfiltração Tangencial.....	55
FIGURA 5.1 - Fluxo do permeado em função do Tempo de filtração em ensaios com água potável e efluentes do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 0,2 µm.....	74
FIGURA 5.2 - Fluxo do permeado em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 0,2 µm.....	74
FIGURA 5.3 - Eficiência de remoção de P.PO ₄ ³⁻ em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana - 0,2µm.....	78
FIGURA 5.4 - Concentração de P.PO ₄ ³⁻ em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 0,2 µm.....	79

FIGURA 5.5 - Eficiência de remoção de DQOt em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 0,2 µm.....	81
FIGURA 5.6 - DQOt em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 0,2 µm.	81
FIGURA 5.7 - Eficiência de remoção da Turbidez em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 0,2 µm	83
FIGURA 5.8 - Turbidez em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 0,2 µm.....	83
FIGURA 5.9 - Fluxo do permeado em função do Tempo de filtração em ensaios com água potável e efluentes do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 1,0 µm.....	101
FIGURA 5.10 - Fluxo do permeado em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 1,0 µm.....	102
FIGURA 5.11 - Eficiência de remoção de $P.P.O_4^{3-}$ em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 1,0 µm.....	106
FIGURA 5.12 - Concentração de $P.P.O_4^{3-}$ em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 1,0 µm	107
FIGURA 5.13 - Eficiência de remoção de DQOt em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 1,0 µm.....	108
FIGURA 5.14 - DQOt em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 1,0 µm.....	109
FIGURA 5.15 - Eficiência de remoção da Turbidez em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 1,0 µm.....	110
FIGURA 5.16 - Turbidez em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 1,0 µm.....	111
FIGURA 5.17 - Eficiência de remoção de Sólidos Suspensos Totais em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 1,0 µm.....	112
FIGURA 5.18 - Sólidos Suspensos Totais em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 1,0 µm.....	113
FIGURA 5.19 - Fluxo do permeado em função do Tempo de filtração em ensaios finais com amostras de efluente do RALEX, submetidas a um maior tempo de operação no Sistema de Microfiltração Tangencial e dosagem de 40 mg/l de cloreto férrico - membranas 0,2 µm e 1,0 µm.....	125
FIGURA 5.20 - Eficiência de remoção da Turbidez em função do Tempo de filtração em ensaios finais com amostras de efluente do RALEX, submetidas a um maior tempo de operação no Sistema de Microfiltração Tangencial e dosagem de 40 mg/l de cloreto férrico - membranas 0,2 µm e 1,0µm.....	127

FIGURA 5.21 - Turbidez em função do Tempo de filtração em ensaios finais com amostras de efluente do RALEX, submetidas a um maior tempo de operação no Sistema de Microfiltração Tangencial e dosagem de 40 mg/l de cloreto férrico - membranas 0,2 μm e 1,0 μm	127
FIGURA 5.22 - Eficiência de remoção de DQOt em função do Tempo de filtração em ensaios finais com amostras de efluente do RALEX, submetidas a um maior tempo de operação no Sistema de Microfiltração Tangencial e dosagem de 40 mg/l de cloreto férrico - membranas 0,2 μm e 1,0 μm	128
FIGURA 5.23 - DQOt em função do Tempo de filtração em ensaios finais com amostras de efluente do RALEX, submetidas a um maior tempo de operação no Sistema de Microfiltração Tangencial e dosagem de 40 mg/l de cloreto férrico - membranas 0,2 μm e 1,0 μm	128
FIGURA 5.24 - Eficiência de remoção de P-PO_4^{3-} em função do Tempo de filtração em ensaios finais com amostras de efluente do RALEX, submetidas a um maior tempo de operação no Sistema de Microfiltração Tangencial e dosagem de 40 mg/l de cloreto férrico - membranas 0,2 μm e 1,0 μm	129
FIGURA 5.25 - P-PO_4^{3-} em função do Tempo de filtração em ensaios finais com amostras de efluente do RALEX, submetidas a um maior tempo de operação no Sistema de Microfiltração Tangencial e dosagem de 40 mg/l de cloreto férrico - membranas 0,2 μm e 1,0 μm	130
FIGURA 5.26 - Eficiência de remoção de Sólidos Suspensos Totais x Tempo de filtração em ensaios finais com amostras de efluente do RALEX, submetidas a um maior tempo de operação no Sistema de Microfiltração Tangencial e dosagem de 40 mg/l de cloreto férrico - membrana 1,0 μm	131

LISTA DE TABELAS

TABELA 3.1 - Principais técnicas de filtração em membranas e a força motriz necessária a separação.....	8
TABELA 3.2 -- Vantagens e desvantagens das membranas de acordo com o tipo do módulo.....	11
TABELA 3.3 -- Resultados experimentais do desempenho do reator DAFA em Cali em função do tempo de detenção (Temp de 25°C).....	33
TABELA 3.4 - Resultados experimentais do desempenho do reator DAFA em Bucaramanga em função do tempo de detenção.....	33
TABELA 3.5 -- Resultados experimentais do desempenho do reator DAFA em São Paulo em função do tempo de detenção (Temp de 20 a 22°C).....	34
TABELA 3.6 -- Valores experimentais das concentrações médias de DQO, DBO e STS no afluente e no efluente (bruto e sedimentado) do reator DAFA no Pedregal em função do tempo de detenção.....	35
TABELA 3.7 -- Valores comuns para DBO do efluente e de remoção em sistemas anaeróbios.....	36
TABELA 3.8 -- Resultados referentes à etapa de monitoramento do RALEX (Amostra: efluente).....	37
TABELA 3.9 -- Resultados obtidos do perfil 24 horas para amostras do efluente, realizado entre o 153 ^o e o 154 ^o dia de operação.....	37
TABELA 3.10 - Tipos de reuso que têm sido empregados em países industrializados, executando-se o reuso potável direto.....	41
TABELA 4.1 -- Características das Unidades da instalação piloto do RALEX, implantada no Campus da EESC-USP.....	46
TABELA 5.1 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2µm, em ensaio em batelada com água potável; Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	70
TABELA 5.2 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2µm, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido sem adição de cloreto férrico. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	71
TABELA 5.3 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2µm, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 20 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	71
TABELA 5.4 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2µm, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 40 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de 3,8m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	72
TABELA 5.5 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2µm, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 60 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	72

TABELA 5.6 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2 μ m, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 100 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida Gmr = 1000 s ⁻¹ ; tempo médio de mistura rápida Tr = 10s; Gradiente médio de floculação Gmf = 100 s ⁻¹ ; tempo médio de floculação Tf = 10 min. Velocidade tangencial média de 3,8m/s e $\Delta P = 0,5$ kgf/cm ²	73
TABELA 5.7 -Valores calculados das Eficiências médias de Turbidez, P.PO ₄ ⁻³ e DQOt bem como a média desses parâmetros para as amostras de permeado coletadas ao longo do período de filtração no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2 μ m, em ensaios com diferentes dosagens de cloreto férrico.....	88
TABELA 5.8 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 0,2 μ m, Afluente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2 μ m, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido sem adição de cloreto férrico. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5$ kgf/cm ²	89
TABELA 5.9 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 0,2 μ m em amostra de efluente do RALEX antes e logo após a adição de coagulante, Afluente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2 μ m, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 20 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida Gmr = 1000 s ⁻¹ ; tempo médio de mistura rápida Tr = 10s; Gradiente médio de floculação Gmf = 100 s ⁻¹ ; tempo médio de floculação Tf=10 min. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5$ kgf/cm ²	90
TABELA 5.10 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 0,2 μ m em amostra de efluente do RALEX antes e logo após a adição de coagulante, Afluente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2 μ m, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 40 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida Gmr = 1000 s ⁻¹ ; tempo médio de mistura rápida Tr = 10s; Gradiente médio de floculação Gmf = 100 s ⁻¹ ; tempo médio de floculação Tf = 10 min. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5$ kgf/cm ²	91
TABELA 5.11 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 0,2 μ m em amostra de efluente do RALEX antes e logo após a adição de coagulante, Afluente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2 μ m, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 60 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida Gmr = 1000 s ⁻¹ ; tempo médio de mistura rápida Tr = 10s; Gradiente médio de floculação Gmf = 100 s ⁻¹ ; tempo médio de floculação Tf = 10 min. Velocidade tangencial de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5$ kgf/cm ²	92

TABELA 5.12 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 0,2µm em amostra de efluente do RALEX antes e logo após a adição de coagulante, Afluente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2 µm, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 100 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	93
TABELA 5.13 - Tamanhos relativos dos contaminantes bacterianos.....	94
TABELA 5.14 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 µm, em ensaio em batelada com água potável. Velocidade tangencial média de 3,8 de m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	98
TABELA 5.15 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 µm, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido sem adição de cloreto férrico. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	99
TABELA 5.16 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 µm, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 20 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo medio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	99
TABELA 5.17 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 µm, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 40 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	100
TABELA 5.18 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 µm, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 60 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	100
TABELA 5.19 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 µm, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 100 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	101

TABELA 5.20 - Valores calculados das Eficiências médias de Turbidez, $P.P.O_4^{-3}$, Sólidos Suspensos Totais (SST) e DQOt, bem como a média desses parâmetros para as amostras do permeado coletadas ao longo do período de filtração no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 μm , em ensaios com diferentes dosagens de cloreto férrico.....	117
TABELA 5.21 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 1,0 μm , Afluyente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 μm , em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido sem adição de cloreto férrico . Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	118
TABELA 5.22 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 1,0 μm em amostra com e sem coagulante, Afluyente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 μm , em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 20 mg/l de cloreto férrico . Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10 \text{ s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	119
TABELA 5.23 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 1,0 μm em amostra com e sem coagulante, Afluyente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 μm , em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 40 mg/l de cloreto férrico . Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10 \text{ s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	120
TABELA 5.24 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 1,0 μm em amostra com e sem coagulante, Afluyente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 μm , em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 60 mg/l de cloreto férrico . Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10 \text{ s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	121
TABELA 5.25 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 1,0 μm em amostra com e sem coagulante, Afluyente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 μm , em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 100 mg/l de cloreto férrico . Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10 \text{ s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	122

TABELA 5.26 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2µm, em ensaio (com maior tempo de operação - terceira etapa) em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido e adição de 40 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	124
TABELA 5.27 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0µm, em ensaio (com maior tempo de operação - terceira etapa) em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido e adição de 40 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	124
TABELA 5.28 - Valores calculados das Eficiências de Turbidez, Fosfato Total (P-PO_4^{3-}), SST e DQOt, bem como a média desses parâmetros para as amostras do permeado coletadas ao longo do período de filtração no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2µm e 1,0µm, em ensaios finais (com maior tempo de operação – terceira etapa) com dosagem de 40 mg/l de cloreto férrico	134
TABELA 5.29 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 0,2µm em amostra com e sem coagulante, Afluente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2µm, em ensaio (com maior tempo de operação - terceira etapa) em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 40 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	135
TABELA 5.30 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 1,0µm em amostra com e sem coagulante, Afluente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 µm, em ensaio (com maior tempo de operação - terceira etapa) em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 40 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$	136
TABELA 5.31 - Critérios da Califórnia para tratamento e reuso da água.....	138
TABELA 5.32 - Qualidade microbiológica recomendada para reuso da água na agricultura	139

LISTA DE FOTOGRAFIAS

FOTOGRAFIA 4.1 – Aspecto externo do Reator Anaeróbio de Leito Expandido que foi utilizado para o Tratamento de Esgoto Sanitário no Campus da USP, em São Carlos.....	49
FOTOGRAFIA 4.2 - Foto do Sistema de Microfiltração Tangencial, unidade de pós-tratamento que recebeu o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido.....	52
FOTOGRAFIA 4.3 – Foto do módulo de membrana utilizado no Sistema de Microfiltração Tangencial.....	54
FOTOGRAFIA 4.4 – Aspecto interno do módulo de membrana utilizado no Sistema de Microfiltração Tangencial.....	55
FOTOGRAFIA 4.5 - Misturador que foi adaptado ao tanque de alimentação do Sistema de Microfiltração Tangencial, para realização dos processos de coagulação e floculação.....	58

LISTA DE SÍMBOLOS, SIGLAS E ABREVIATURAS

J : fluxo do permeado ($\text{l/m}^2.\text{s}$)

ΔP : pressão mecânica aplicada (Pa)

$\Delta \pi$: pressão osmótica (Pa)

ΔT : variação de temperatura ($^{\circ}\text{C}$)

μ : viscosidade (Pa.s)

R_M : resistência da membrana (m^{-1})

R_p : resistência da zona de polarização (m^{-1})

R_G : resistência da camada de gel (m^{-1})

R_c : resistência devido a colmatção (m^{-1})

R_t : resistência total (m^{-1})

Alc. P: alcalinidade parcial ($\text{mg CaCO}_3/\text{l}$)

Alc. T: alcalinidade total ($\text{mg CaCO}_3/\text{l}$)

CF: coliformes fecais (NMP/100ml)

COT: carbono orgânico total (mg/l)

CT: coliformes totais (NMP/100ml)

DBO: demanda bioquímica de oxigênio (mg/l)

DQO: demanda química de oxigênio (mg/l)

DQO_f : demanda química de oxigênio em amostra filtrada (mg/l)

DQO_t : demanda química total de oxigênio (mg/l)

Gmf: gradiente médio de floculação (s^{-1})

Gmr: gradiente médio de mistura rápida (s^{-1})

P_t : fósforo total (mg P/l)

P, PO_4^{3-} : fosfato total (mg P/l)

SS: sólidos suspensos (mg/l)

SSF: sólidos suspensos fixos (mg/l)

SST: sólidos suspensos totais (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)

Temp: temperatura (°C)

Tf: tempo médio de floculação (min)

Tr: tempo médio de mistura rápida (min)

Turb: turbidez (uT)

MF: Microfiltração

DAFA: reator anaeróbio de fluxo ascendente

CONAMA: Conselho Nacional do Meio Ambiente

EESC: Escola de Engenharia de São Carlos

OMS: Organização Mundial da Saúde

USP: Universidade de São Paulo

ETE: Estação de Tratamento de Esgoto

RALEX: Reator Anaeróbio de Leito Expandido

Dos: dosagem

Efic: eficiência (%)

FeCl₃: cloreto férrico

RLP: retrolavagem periódica

RESUMO

VIDAL, C.M. (2001). Microfiltração Tangencial como alternativa de pós-tratamento de efluente de Reator Anaeróbio de Leito Expandido alimentado com esgoto sanitário. São Carlos, 2001.147 p. Dissertação (mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

A constante exploração dos recursos hídricos para os mais diferentes usos sem um planejamento adequado, tem levado ao comprometimento desses recursos, verificando-se cada vez mais aumento no número de pesquisas e investimentos, visando o estudo de alternativas que viabilizem o tratamento avançado de águas residuárias e sua reutilização. Entre essas alternativas, estão as técnicas de separação dos materiais contaminantes por membranas. Neste trabalho estudou-se a viabilidade da utilização da microfiltração tangencial como alternativa de pós-tratamento de efluente de Reator Anaeróbio de Leito Expandido alimentado com esgoto sanitário, analisando-se a influência da utilização de cloreto férrico como coagulante, bem como, membranas com diferentes tamanhos de poro (0,2 e 1,0 μm), no desempenho da Microfiltração Tangencial. Os ensaios no Sistema de Microfiltração Tangencial foram realizados em batelada, com amostras de efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido (RALEX). Verificou-se que para os ensaios realizados com a membrana de 0,2 μm , o aumento das dosagens de cloreto férrico, contribuiu para diminuição nos valores de fluxo de permeado. Esta relação não ocorreu de forma direta com a membrana de 1,0 μm . Os processos de coagulação e floculação foram essenciais para ambas membranas no aumento na eficiência de remoção de DQO_t , P.P.O_4^{3-} e Turbidez, no entanto, em relação aos valores de fluxo do permeado, foi prejudicial, pois nos ensaios em que as amostras de efluente do RALEX não foram previamente coaguladas e floculadas, a permeabilidade das membranas foi bem maior. O Sistema de Microfiltração Tangencial operando com a membrana de 0,2 μm apresentou melhor desempenho, com valores de fluxo do permeado, em geral superiores a 100l/m².h, eficiência de 100 % na remoção de Coliformes Totais e Fecais, e a dosagem de 40 mg/l de cloreto férrico, já foi suficiente para uma eficiência média de remoção de DQO_t de 95 %; P.P.O_4^{3-} (89,5 %) e Turbidez (96,4 %). Portanto, a Microfiltração Tangencial pode ser considerada uma alternativa eficaz como unidade de pós-tratamento de efluente de Reator Anaeróbio de Leito Expandido, produzindo efluente que atende os padrões de reuso na agricultura, para Coliformes Totais e Fecais.

ABSTRACT

VIDAL, C.M. (2001). Crossflow microfiltration as an alternative for advanced treatment of effluent of anaerobic reactor expanded bed feed with sewage. São Carlos, 2001.147 p. Dissertation (master) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

The constant exploration of water resources for the most different uses, without an appropriate planning, has lead to the exhaustion of this resources. This scenery has showed the need of increasing researches and investments on alternative forms of wastewater treatment. This work studied the viability of using crossflow microfiltration as an alternative form of advanced treatment of effluents of Anaerobic Reactor Expanded Bed feed with sewage, examining the effect of the use of ferric chloride as coagulant, as well as of different pore size membranes (0,2 and 1,0 μm) on the performance of crossflow microfiltration. The experiments on Crossflow Microfiltration System were carried out in batch, using effluent samples of anaerobic reactor expanded bed. The results obtained with the 0,2 μm membrane showed that the increase of ferric chloride dosages contributed for the reduction on flux values. The 1,0 μm membrane did not presented this relation. The flocculation and coagulation processes were essentials for increasing the removal efficiency of Total Chemical Oxygen Demand, Total Phosphorus and Turbidity for both membranes, however, for the flux values the effect was harmful, because when the samples of the Anaerobic Reactor Expanded Bed were not previously coagulated and flocculated, the membranes permeability were higher. The Crossflow Microfiltration System, operating with the 0,2 μm membrane, presented better performance, with flux values generally superior than 100 $\text{l/m}^2\cdot\text{h}$, efficiency around 100% on the removal of Total and Fecal Coliforms. For this membrane (0,2 μm) the dosage of 40 mg/l of FeCl_3 (first stage) was enough for an average of removal efficiency of Total Chemical Oxygen Demand (95%); Turbidity (96,4%); and P.P.O_4^{3-} (89,5%). Therefore, crossflow microfiltration can be considered an effective alternative for advanced treatment of effluents of Anaerobic Reactor Expanded ed, producing a final effluent with large potentiality to be used in agriculture.

1- INTRODUÇÃO

A água é essencial à vida vegetal e animal, pois é uma substância que contribui de forma fundamental para a edificação do organismo. A humanidade necessita de água de boa qualidade e em quantidade suficiente para atender suas necessidades, não só para manutenção de sua saúde como também para seu desenvolvimento econômico.

A água deve ser considerada como um recurso natural componente de um sistema ecológico mais abrangente (biosfera), com suas múltiplas inter-relações, incluindo-se no gerenciamento desse recurso, os aspectos ambientais, políticos, econômicos, sociais e culturais, considerando-se o homem como parte integrante da natureza, sem que haja uma dissociação entre eles.

É necessária sempre a diminuição dos impactos ambientais, já que estes nem sempre poderão ser previstos em sua totalidade, reduzindo-se ao máximo a emissão de resíduos lançados no ambiente como um todo, visando sempre que possível sua reutilização e, desse modo, garantindo-se um desenvolvimento sustentável que prevê o atendimento das necessidades do presente sem comprometer a capacidade de as gerações futuras atenderem também as suas (Comissão Mundial sobre Meio Ambiente e Desenvolvimento, 1991).

A constante exploração dos recursos hídricos para os mais diferentes usos sem planejamento adequado, tem levado ao comprometimento desses recursos, verificando-se cada vez mais aumento no número de pesquisas visando a reutilização das águas.

“O reuso planejado das águas residuárias não é um conceito novo, e tem sido praticado há muitos anos. No entanto, com o crescimento concomitante do binômio demanda de água - população, o reuso intencional de água deve ser cada vez mais considerado no planejamento e na exploração de novos mananciais, pois reduz a demanda sobre os mananciais de água bruta” (LAPOLLI, 1998).

O presidente da Associação Internacional de Qualidade da Água afirmou, na abertura de uma conferência bienal em Cingapura (1996), que será cada vez mais necessária a utilização de processos que promovam a melhora da qualidade dos efluentes

do tratamento de águas residuárias (permitindo reuso), ao invés de se cobrir a demanda de água. Entre os processos citados, foi dada ênfase às membranas filtrantes.

“Entre as alternativas existentes para viabilizar o tratamento avançado de águas residuárias e a sua reutilização, observa-se, nos últimos trinta anos, o desenvolvimento de técnicas de separação dos materiais contaminantes por membranas, evoluindo de simples ensaios laboratoriais, tornando-se soluções eficientes e economicamente viáveis de muitos problemas de filtração, separação e/ou clarificação” (LAPOLLI, 1998).

As técnicas de separação por membranas apresentam vantagens de serem operadas, em muitos casos sem a introdução de aditivos (não há formação de subprodutos indesejáveis), possibilitar a separação seletiva de materiais podendo recuperá-los com alto grau de pureza e na maioria das vezes conferem sistemas de simples operação e automação.

No Brasil, a tecnologia utilizando membranas é ainda pouco estudada, sobretudo a sua associação ao tratamento biológico de esgotos sanitários.

Considerando-se que o processo anaeróbio tem sido freqüentemente pesquisado e tem demonstrado extraordinária potencialidade de utilização em novas estações de tratamento, este foi escolhido como primeira unidade de tratamento, após a desarenação e o gradeamento. A segunda unidade de tratamento foi a de microfiltração, “processo caracterizado pela separação de partículas em suspensão de pequeno tamanho ou de macromoléculas que podem ser separadas da fase contínua sob a ação de um gradiente de pressão que assegura à membrana o papel de barreira seletiva” (LAPOLLI, 1998).

Acredita-se que a associação desses dois processos irá permitir uma eficiência global do sistema, capaz de atender a padrões de emissão extremamente restritivos para diversos parâmetros e com baixa produção de lodo, conferindo um sistema compacto, de fácil automação e ampliação quando necessário. Tal concepção, poderá possibilitar a descentralização do tratamento do esgoto sanitário, com a vantagem de diminuir as extensões dos coletores de tronco, interceptores, emissários e estações elevatórias, e com o aumento do número de pontos de lançamento do efluente das estações (ETE) nos

corpos receptores, culminará na diminuição do impacto ambiental sobre o corpo receptor.

2 - OBJETIVOS DO TRABALHO

O objetivo geral deste trabalho é o de avaliar o desempenho da Microfiltração Tangencial como alternativa de pós-tratamento de efluente de Reator Anaeróbio de Leito Expandido, alimentado com esgoto sanitário, visando o aumento da eficiência global do sistema. O objetivo específico é:

- analisar a influência da utilização de cloreto férrico como coagulante, bem como membranas com diferentes tamanhos de poro (0,2µm e 1,0µm), no desempenho da Microfiltração Tangencial.

3 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 - Apresentação

Este capítulo apresenta uma revisão bibliográfica que servirá de base para o desenvolvimento deste trabalho. A revisão abordará os principais parâmetros operacionais, princípios e fenômenos envolvidos na filtração por membranas, com ênfase para microfiltração, bem como aplicações dessa tecnologia para o tratamento de águas residuárias. Será apresentada também, uma caracterização geral de efluentes de reatores anaeróbios e um item sobre reuso de águas. Essa revisão teve como referência principal a tese do engenheiro Flávio Rubens Lapolli ("BIOFILTRAÇÃO E MICROFILTRAÇÃO TANGENCIAL PARA TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS"), um dos pioneiros no Brasil na utilização da microfiltração tangencial para o pós-tratamento de esgotos sanitários.

3.2 - Filtração em membranas

As propriedades das membranas já são conhecidas desde o início do século 18, no entanto suas aplicações em laboratório e na indústria começaram a se desenvolver a partir da metade do século 19.

Dentre todas as inovações tecnológicas para o tratamento de água e esgoto que estão sendo desenvolvidas nos mais importantes centros de pesquisa a nível mundial, destacam-se as membranas filtrantes, cuja aplicação em larga escala poderá alterar radicalmente os paradigmas econômicos e filosóficos de projeto e operação das companhias de saneamento básico.

Os fundamentos dessa tecnologia foram estabelecidos há cerca de 50 anos. As primeiras aplicações comerciais dessa tecnologia, na área de saneamento, ocorreram na dessalinização de águas marinhas e salobras por meio de eletrodíálise (primeiras

unidades comercializadas no início da década de 50) e osmose reversa (primeiras unidades comercializadas no final da década de 60).

O grande salto nesta tecnologia ocorreu no início da década de 80, quando foram lançados os primeiros sistemas confiáveis de grande porte de microfiltração e ultrafiltração que viabilizaram a penetração da tecnologia de membranas filtrantes na área de tratamento de água e esgoto em áreas urbanas. Devido à diminuição vertiginosa e rápida dos custos de operação, esta tecnologia vem difundindo-se rapidamente nos países industrializados. No Brasil, porém, ainda é pouco conhecida.

Atualmente, o processo por membranas tem aplicações as mais variadas, entre as quais:

- Purificação química
- Biotecnologia
- Indústria farmacêutica
- Indústria alimentícia
- Tratamento de Água para Abastecimento
- Tratamento de Efluentes líquidos

Mais especificamente para microfiltração, pode-se enumerar as seguintes aplicações:

- Indústria têxtil
- Indústria da biotecnologia
- Indústria farmacêutica
- Indústria do papel
- Indústria petrolífera
- Esterilização de água de congelamento
- Tratamento de líquidos corrosivos
- Tratamento de Água para Abastecimento
- Tratamento de Efluentes líquidos

Fonte: LAPOLLI, 1999

As pesquisas nesse campo têm se direcionado no desenvolvimento de membranas com novas estruturas, na descrição das propriedades de transporte e condições de operação e aplicações.

Uma membrana pode ser definida como um filme fino que separa duas soluções e atua como barreira seletiva para o transporte de componentes destas soluções, como se observa na FIGURA 3.1.

FIGURA 3.1 - Esquema que ilustra a definição de uma membrana

Fonte: MALLEVIALLE et al, 1996

Convém ressaltar que as membranas não representam meramente um elemento passivo no sistema, mas um elemento funcional, cujo desempenho depende de uma série de fatores, que serão apresentados no decorrer deste trabalho.

As membranas podem ser requeridas para vários tipos de separação de materiais, os quais podem estar em mais de uma fase ou quando as "espécies" estão dissolvidas em uma única fase. Elas podem ser utilizadas para separação de misturas de gases e

vapores, líquidos miscíveis e dispersões de sólido/líquido e líquido/líquido e sólidos dissolvidos e soluto dos líquidos.

A membrana é uma fase seletiva permeável ou semi-permeável, permitindo a passagem de algumas “espécies” e a retenção de outras, podendo ser constituída por um polímero, um material inorgânico ou um metal que restringe o deslocamento de certas “espécies”, através de uma barreira que controla a taxa de transporte dessas “espécies”.

A eficiência de uma membrana é determinada por dois fatores: fluxo (é a taxa volumétrica que passa através da membrana por unidade de área da membrana por unidade de tempo) e a seletividade (é a medida de taxas de permeabilidade relativa de diferentes componentes através da membrana). Uma membrana ideal possui grande seletividade e permeabilidade. Porém, em geral, quando se procura maximizar um dos dois fatores, piora-se o outro.

A utilização de membranas visa principalmente a separação de materiais de diferentes características (tamanho, forma, difusibilidade, etc), fundamentando-se nas propriedades das membranas permeáveis ou semipermeáveis, que podem ser definidas como o conjunto de métodos e propriedades concernente ao transporte de matéria através de materiais com permeabilidade seletiva.

A separação por membranas pode ser diferenciada de acordo com a força motriz necessária para a separação (TABELA 3.1).

A microfiltração e a ultrafiltração assemelham-se em muitos aspectos, no entanto, apresentam diferenças com relação ao diâmetro dos poros das membranas e pressão de trabalho empregada. A microfiltração trabalha com maiores tamanhos de poro e pressão menor. Comparadas com a osmose reversa as diferenças, no entanto, são acentuadas (LAPOLLI, 1998). Na FIGURA 3.2 são mostradas algumas dessas diferenças. A FIGURA 3.3 apresenta os diferentes tipos de filtração, segundo o tamanho médio das partículas e o tamanho dos poros da membrana.

A principal dificuldade das tecnologias que utilizam membranas, são as pequenas taxas de transferência de massa por unidade de área de membrana (fluxo de massa) e os problemas ligados a colmatção, necessitando-se de pré-tratamento da água para

eliminação da maior parte da matéria orgânica e dos sólidos em suspensão. É importante salientar que as pesquisas têm conseguido cada vez mais atenuar essas limitações, melhorando o desempenho dos sistemas que utilizam membranas.

TABELA 3.1 - Principais técnicas de filtração em membranas e a força motriz necessária a separação.

PROCESSO	FORÇA MOTRIZ
Diálise	Diferença de concentração
Eletrodiálise e Eletrodiálise reversa	Diferença de potencial elétrico
Osmose reversa	Diferença de pressão
Microfiltração	Diferença de pressão
Ultrafiltração	Diferença de pressão
Nanofiltração	Diferença de pressão
Pervaporação	Diferença de pressão (vácuo)

Fonte: Adaptado de PETRUS, 1997 apud LAPOLLI, 1998.

Osmose Reversa	Ultrafiltração	Microfiltração
10 a 50 kgf/cm ²	2 a 10 kgf/cm ²	0,5 a 3 kgf/cm ²
1 Angstrom	10 Angstrom	500 Angstrom
		100.000 Angstrom

FIGURA 3.2 - Diferenças entre pressões de trabalho empregadas e tamanho dos poros da membrana em osmose reversa, ultrafiltração e microfiltração.

Fonte: PETRUS, 1997 apud LAPOLLI, 1998.

As membranas podem ser produzidas em duas configurações geométricas:

- formato de folhas planas ('flat sheets', membranas de osmose reversa e nanofiltração);
- formato cilíndrico (principalmente membranas de microfiltração e ultrafiltração);
 - membranas tubulares (diâmetro maior que 3mm);
 - membranas de fibra oca (diâmetro menor que 3mm).

As folhas, os tubos ou as fibras necessitam de uma estrutura de suporte, denominada módulo, para se tornarem funcionais em processos industriais. Na TABELA 3.2 estão apresentados os quatro tipos fundamentais de módulos, com suas vantagens e desvantagens. A função do módulo é maximizar a área exposta da membrana e permitir a remoção eficiente do material retido no processo de lavagem. O desenho diferenciado dos módulos se deve à variabilidade da quantidade de sólidos suspensos a ser removida na filtração, e também, as diferentes necessidades de pressão de operação das membranas.

Todos sistemas de membrana são sistemas modulares, sendo o módulo a unidade mínima de filtração. Os fabricantes geralmente produzem módulos com diferentes capacidades de filtração. Esses módulos são combinados em série ou em paralelo formando blocos compactos para filtração de grandes volumes (ver FIGURAS 3.4 e 3.5).

TABELA 3.2 – Vantagens e desvantagens das membranas de acordo com o tipo do módulo.

MÓDULO	VANTAGENS	DESVANTAGENS
PLANA	<ul style="list-style-type: none"> - visualização do permeado para cada elemento 	<ul style="list-style-type: none"> - pré-tratamento - sistema pouco compacto - investimento alto - limpeza difícil
ESPIRAL	<ul style="list-style-type: none"> - capacidade elevada - pouco volume morto - baixo investimento - substituição fácil e pouco onerosa 	<ul style="list-style-type: none"> - sensível a colmatção - limpeza difícil - limitação (pressão/temp)
TUBULAR	<ul style="list-style-type: none"> - pré-tratamento simples - fácil limpeza - tecnologia simples - resistência pressão/temp 	<ul style="list-style-type: none"> - maior consumo de energia - sistema pouco compacto - elevado volume morto - custo elevado
FIBRAS ÔCAS	<ul style="list-style-type: none"> - compactas - pouco volume morto - baixo consumo de energia - altas pressões possíveis 	<ul style="list-style-type: none"> - sensível à colmatção - custo elevado na substituição das membranas

Fonte: LAPOLLI, 1998

FIGURA 3.4 – Bloco de módulos de membrana de microfiltração

Fonte: MALLEVIALLE et al, 1996

FIGURA 3.5 – Planta esquemática geral de uma instalação de microfiltração com capacidade variando de 19000 a 26000 m³/dia

Fonte: MALLEVIALLE et al, 1996

3.3 - Microfiltração Tangencial e Coagulação Química

De acordo com MALACK & ANDESERSON (1996) a microfiltração tangencial é uma operação na qual a formação de torta de filtro é limitada, ou quase completamente suprimida por uma suspensão que flui paralelamente a superfície de filtração, já que esse sistema é pressurizado e a água é forçada através do filtro, conferindo-lhes vantagens em relação aos sistemas de filtração convencionais (filtração frontal), cuja colmatação ocorre em curto período de tempo, devido ao acúmulo da torta retida. A FIGURA 3.6 apresenta de forma esquemática esses dois tipos de filtração, e a FIGURA 3.7 mostra as diferenças do comportamento da espessura da torta de filtro e fluxo específico do filtrado, ao longo da operação, nesses dois tipos de filtração. Na filtração tangencial, a maioria das partículas depositadas, é arrastada para fora da unidade pela ação da velocidade tangencial.

FIGURA 3.6 - Esquema que ilustra a filtração estática (filtração frontal) e a filtração tangencial.

Fonte: KEITH SCOTT, 1993

FIGURA 3.7 - Comportamento da espessura da torta de filtro e fluxo específico do filtrado ao longo da operação, na filtração estática e tangencial.

Fonte: HUGO SANTOS, 1992

Segundo MILISIC (1986) apud MALACK & ANDERSON (1996), duas técnicas básicas podem ser utilizadas para se controlar a formação da torta de filtro:

- prevenir que as partículas se depositem na membrana
- realização de limpezas sucessivas dessas membranas

Muitas técnicas têm sido adotadas para se evitar que as partículas se depositem nas membranas; como o uso de abrasivos, auxiliares de filtração e coagulantes. Utilizam-se também, retrolavagens periódicas, frequências de ultra-som, fluxos pulsados, podendo remover partículas já localizadas nas membranas ou na sua superfície.

MALACK & ANDERSON (1996) concluíram em seus trabalhos, que o processo de coagulação seguido de floculação para esgoto sanitário proveniente de tratamento secundário, em que a microfiltração recebeu a função de unidade de pós-tratamento, em

geral, levou a um aumento do fluxo das membranas, que pode ser atribuído a transformação da matéria coloidal e dissolvida (principal preocupação para microfiltração, pois os colóides podem ocasionar uma colmatação irreversível) em particulada, bem como uma aglomeração das partículas, as quais podem ser mais facilmente arrastadas para fora pela ação de cisalhamento criada pela velocidade tangencial.

A coagulação é um termo usado para descrever o processo de desestabilização das partículas coloidais que precede a agregação das partículas em agregados maiores (floculação). De acordo com DI BERNADO (1993) dentre os diferentes mecanismos de coagulação (compressão da camada difusa, adsorção para produzir neutralização de cargas, “varredura” ou captura em precipitado e adsorção e formação de “pontes” entre partículas) em águas e águas residuárias, os mais prováveis de ocorrer são a adsorção na superfície do colóide de espécies hidrolisadas solúveis ou insolúveis e captura em precipitado, ou mesmo ambos combinados.

Quando o sulfato de alumínio ou cloreto férrico é utilizado como coagulante, ocorrerá a precipitação de hidróxido, carbonato e complexos metálicos, podendo as partículas coloidais ser envolvidas nesses precipitados, quando estes são formados. Os precipitados são carregados positivamente quando o pH é neutro ou ácido, como no caso do $\text{Al}(\text{OH})_3$ e do $\text{Fe}(\text{OH})_3$.

Desse modo, os colóides, agora agregados nesses precipitados, terão a probabilidade menor de se adsorverem na parede interna dos poros das membranas de microfiltração, pois grande parte deles acabam sendo retidos, antes de terem a possibilidade de penetração através desses poros.

3.4 - Características das membranas

As características mais importantes das membranas são: espessura, porosidade, seletividade e permeabilidade.

3.4.1 - Espessura

Comparando-se duas membranas genéricas A e B, maior será a resistência ao fluxo e menor será a taxa de permeação, quanto maior a espessura da subcamada, caso sejam mantidas as mesmas características morfológicas.

Com o objetivo de aumentar a resistência mecânica das membranas, elas apresentam suporte macroporoso. “A nova resistência apresentada pelas membranas é sempre inferior a da subcamada. Dessa forma, a camada filtrante, a subcamada e o suporte macroporoso funcionam como resistências decrescentes e em série” (PETRUS, 1997 apud LAPOLLI, 1998).

3.4.2 - Porosidade

“Porosidade é a relação existente entre a parte sólida e os poros da membrana, isto é, pode ser considerada como a quantidade de vazios em sua estrutura. A porosidade pode ser considerada apenas da parte superficial da membrana, ou seja, da camada filtrante, ou ainda referida a toda membrana. Quanto maior a porosidade da subcamada, menor a resistência ao fluxo do solvente através da membrana. A porosidade da membrana relaciona-se diretamente com o processo utilizado em sua preparação ou em seu pós-tratamento”(PETRUS, 1997 apud LAPOLLI, 1998).

3.4.3 - Seletividade

A seletividade de uma membrana está relacionada com a distribuição de diâmetros dos poros em sua estrutura. Não é comum a existência de membranas com diâmetros de poros único, e sim, com uma certa distribuição em torno de um diâmetro médio.

3.4.4 - Permeabilidade

“ A permeabilidade de uma membrana, pode ser medida pela quantidade de material que a atravessa. O mecanismo de transporte é o do fluxo capilar convectivo, em que cada poro é assimilado a um capilar e a soma de todos os escoamentos fornece o fluxo total” (DUCLERT, 1989 apud LAPOLLI, 1998). “A permeabilidade à água permite avaliar a porosidade superficial e da subestrutura da membrana, fornecendo informações sobre as propriedades hidrofílicas/hidrofóbicas, portanto, sendo fundamental para a sua caracterização”(LAPOLLI, 1998).

Para soluções que apresentam diferentes tipos de macromoléculas e de massas moleculares variadas, e partículas em suspensão, o fluxo através da membrana é dado pela equação 3.1:

$$J = \frac{\Delta P - \Delta \pi}{\mu (R_M + R_p + R_g + R_c)}$$

Em que:

J: fluxo do permeado (l/m².s)

ΔP : pressão mecânica aplicada (Pa)

$\Delta \pi$: pressão osmótica (Pa)

μ : viscosidade (Pa.s)

R_M : resistência da membrana (m⁻¹)

R_p : resistência da zona de polarização (m⁻¹)

R_G : resistência da camada de gel (m⁻¹)

R_c : resistência devido a colmatação (m⁻¹)

Fonte: LAPOLLI, 1998

3.5 – Colmatação

A colmatação é o principal problema das unidades de microfiltração. De acordo com LAPOLLI (1998) “o termo colmatação indica particularmente, a obstrução progressiva dos poros da membrana como resultado da penetração de solutos presentes em soluções macromoleculares ou em suspensão coloidal”. Como resultado desse fenômeno, o fluxo do permeado no início da operação de filtração diminui rapidamente até um valor determinado, ocasionado pela formação da camada crítica nas proximidades da parede da membrana.

A colmatação pode ser do tipo reversível, ocasionada pelo acúmulo de partículas sobre a membrana, formando uma camada de polarização por concentração ou uma camada de gel, cujas propriedades podem evoluir ao longo da operação. Esse tipo de colmatação permite encontrar rapidamente as capacidades iniciais da membrana através da interrupção da operação de filtração, seja por anulação da pressão de transmembrana ou pela substituição da solução por água limpa (LAPOLLI, 1998).

A colmatação irreversível é devida ao bloqueamento dos poros ou adsorção de partículas na superfície externa ou no interior dos poros da membrana, dificultando a passagem do permeado. Esse tipo de colmatação pode ser eliminado por limpeza química por contra-corrente (LAPOLLI, 1998). Uma ilustração dos mecanismos envolvidos na colmatação é apresentada na FIGURA 3.8.

FIGURA 3.8 - Mecanismos envolvidos na colmatação de membranas

Fonte: WISNIEWSKI, 1996, apud LAPOLLI, 1998

A colmatação, seja a causada por sedimentação ou pela obstrução dos poros é resultante de um grande número de fatores indicados na FIGURA 3.9

FIGURA 3.9 - Fatores de colmatação de uma membrana

Fonte: LACOSTE, 1992, apud, LAPOLLI, 1998

Nos dois casos citados, o bloqueamento dos poros pode apresentar vários aspectos, tais como:

- mecânico: as partículas se depositam simplesmente e cobrem os interstícios da membrana;
- físico-químico: formação de uma camada com estrutura mais complexa (formação de gel, por exemplo), pela adsorção em superfície;
- química : reação química com a membrana;

- biológica: intervenção de microorganismos (formação de biofilme com bloqueamento dos poros em superfície ou em profundidade).

A adsorção, mesmo sendo fenômeno essencialmente de superfície, exerce um papel importante no mecanismo de colmatção de membranas de ultrafiltração e microfiltração tangencial, tanto em superfície como em profundidade. A composição da suspensão, as propriedades da membrana e a natureza química das partículas são aspectos fundamentais ligados ao fenômeno de adsorção (VOLPINI, 1994 apud LAPOLLI, 1998).

De acordo com LAPOLLI (1998), as partículas com tamanho inferior aos poros da membrana podem penetrar através deles, podendo ser adsorvidas, ficando retidas nas paredes internas desses poros, resultando em uma diminuição do fluxo de solvente e uma alteração nas características de retenção. Portanto é recomendável a utilização de membranas com tamanho médio de poros inferior ao tamanho médio dos solutos para reduzir os problemas de obstrução.

A colmatção por bloqueio dos poros ocorre na ultrafiltração e na microfiltração tangencial quando as curvas de repartição dos diâmetros de poros da membrana e dos diâmetros das partículas a serem retidas, são vizinhas ou se interpoem (FIGURA 3.10).

FIGURA 3.10 – Riscos de colmatção de uma membrana.

Fonte: MOULIN, 1997 apud LAPOLLI, 1998.

3.6 - Condições de operação

De acordo com MALACK & ANDERSON (1996) o desempenho da microfiltração tangencial é primariamente função dos parâmetros operacionais. As condições de operação são muito importantes, tanto pelo aspecto de amenizar os efeitos da colmatção, quanto pelo aspecto econômico, uma vez que o consumo de energia aumenta concomitante com o aumento de pressão, velocidade de circulação e temperatura.

Entre os parâmetros operacionais, os que mais se destacam são; velocidade tangencial, pressão de transmembrana, descolmatção (limpeza), número de Reynolds, duração do ciclo de filtração e temperatura.

De acordo com PETRUS, 1997 é importante salientar que em soluções complexas, principalmente, nem sempre um aumento da pressão é revertido em maior fluxo proporcional e, em alguns casos, podendo até mesmo reduzi-lo, com conseqüências adversas para integridade da membrana. O fluxo do permeado se eleva com o aumento da velocidade de escoamento da solução, controlando a formação da camada crítica na membrana. O aumento da temperatura também é acompanhado por um aumento no fluxo do permeado, uma vez que diminui a viscosidade do líquido a ser tratado e aumenta a difusão através da membrana.

3.7 - Aplicações da tecnologia de membranas para o tratamento de águas residuárias.

De acordo com FANE (1996), a associação do tratamento biológico de águas residuárias com a tecnologia de membranas apresenta várias atrações, tais como:

- o sistema (tratamento biológico + membranas) como um todo, pode ser significativamente mais compacto que os convencionais;
- altas concentrações de biomassa podem ser alcançadas;

- o efluente pode ser livre de particulados e parcialmente desinfetado.

MALACK & ANDERSON (1996) investigaram o efeito da utilização de sulfato de alumínio, sulfato de polialumínio silicato (PASS) e cal como coagulantes, no desempenho da microfiltração tangencial de esgoto sanitário. Foi utilizada para este estudo uma membrana de poliéster (20-40 μ m). Foram adicionadas dosagens dos coagulantes no tanque de circulação (do sistema experimental utilizado), após o início de cada partida. Foram investigadas dosagens de 20 a 120 mg/l de sulfato de alumínio em pH = 7. Os resultados mostraram um aumento no fluxo do permeado com o aumento das doses de sulfato de alumínio até certa dosagem (dosagem "ótima") acima da qual nenhum aumento significativo foi alcançado. Segundo os autores, o aumento do fluxo foi atribuído basicamente a aglomeração das partículas as quais podem ser facilmente arrastadas pela ação de cisalhamento criada pela velocidade tangencial. A turbidez não foi significativamente afetada pelo aumento da dosagem de sulfato de alumínio. PASS, um sal de alumínio, teve o mesmo comportamento que o sulfato de alumínio quando usado como coagulante. A cal não foi um coagulante apropriado nessas condições.

JOHARI et al (1996), utilizaram a microfiltração como unidade de pós-tratamento de efluente de lagoa de oxidação tratando esgoto sanitário. Nesse estudo foi utilizada uma membrana do tipo tubular (20-40 μ m) e o efluente da lagoa foi submetido a diferentes dosagens de polieletrólito aniônico, antes de se iniciarem os ensaios na unidade de microfiltração. O sistema foi operado de modo contínuo e a pressão aplicada (ΔP) na microfiltração, sempre foi menor que 4 psi.

Esses pesquisadores concluíram que o pré-tratamento com polieletrólito aniônico reduziu o rápido entupimento da membrana. Conseqüentemente, a dosagem ótima de 0,65 ml/l aumentou em cinco vezes o valor do fluxo do permeado quando atingia o estado de equilíbrio (70 l/m².h) em comparação com o ensaio controle, o qual não teve a adição de polieletrólito. A remoção dos sólidos suspensos foi alta (as amostras de permeado coletadas após 30 minutos de operação, já tinham concentrações que variavam de 1 a 2 mg/l de SST), e a remoção de DQOt e Turbidez ficou em torno de 75 %.

DITTRICH et al. 1996 estudaram o uso da microfiltração para desinfecção e remoção avançada de fósforo de esgoto doméstico. Foram estudados três sistemas diferentes ('Dow', 'Starcosa', e 'Mencor') cada um com um tipo diferente de membrana (plana, tubo entrelaçado e fibra entrelaçada) e retrolavagem (filtrado, filtrado/ar comprimido e apenas ar comprimido). Coliformes totais, *E.coli*, *Streptococcus faecalis* e *Salmonela*, foram removidos para níveis menores que a detecção limite para os três sistemas (menor que 1 cfu/100ml). As concentrações médias de Fósforo nas unidades 'Mencor' e 'Dow' foi de 60µg/l e no sistema 'Starcosa' foi de 90µg/l (a concentração de Fósforo no afluente era de 186µg/l). Com uma dosagem de cloreto férrico de 0,0014 mol/m³, a Concentração de Fósforo nos três sistemas foram menores que 50 µg/l.

LAPOLLI (1998) estudou a viabilidade da associação da microfiltração tangencial com a biofiltração aeróbia para tratamento de esgotos sanitários. Foram feitos vários ensaios utilizando membranas cerâmicas microporosas (0,05 e 0,2 µm). Nesses ensaios foram utilizados efluentes do biofiltro operado com diferentes velocidades de passagem do esgoto (0,25 m/h; 0,50 m/h e 1,0 m/h). Foi verificado que para velocidade de 0,25m/h, a DQOt que era 325,1 mg/l no afluente, foi a 64,0 mg/l no efluente. Para a velocidade de 0,50 m/h, o afluente que tinha DQOt de 349 mg/l foi a 106,7 mg/l no efluente, já para a velocidade de 1,0 m/h a DQOt do afluente que era 338 mg/l, atingiu valor de 93 mg/l no efluente (os resultados estão representados em valores médios). Nos ensaios de microfiltração, tanto o fluxo como a qualidade do permeado parecem estar relacionados com os efluentes do biofiltro. Foi estudado em escala laboratorial a influência do uso de coadjuvantes (sulfato de alumínio e cloreto férrico) sendo verificadas melhorias no desempenho das membranas.

UEDA et al, 1996 pesquisaram a viabilidade da aplicação do bioreator (tanque de aeração com módulos de membrana submersos) à membrana para o tratamento de esgoto doméstico de populações rurais. Os ensaios foram feitos em escala piloto, durante período de 336 dias. O tanque de aeração possuía volume útil de 21,4 m³. O esgoto bruto

era bombeado para o tanque de aeração após o gradeamento. Foram submersos nesse tanque, dois módulos de membrana e a água tratada era succionada através de bombas.

O ar era produzido por 18 difusores instalados embaixo das membranas (no fundo do tanque de aeração) de modo que a torta de filtro que se formava sobre a membrana, fosse constantemente removida, pelo fluxo ascendente das bolhas de ar que também tinham a função de fornecer oxigênio para o reator. Foram utilizadas membranas de polietileno de $0,1\mu\text{m}$. O sistema em questão permitiu as seguintes eficiências de remoção; COT : 92 %, DQO : 93 %, DBO₅ : 99 %, SS : 100 %, N : 83 % e P_T : 70 %. Os Coliformes Totais e Fecais atingiram valor menor que 1 NMP/100ml. Segundo esses autores, a baixa remoção de fósforo comparativamente aos outros parâmetros pode ser atribuída devido ao pequeno volume de excesso de lodo descartado.

OKADA & OBA (1994) estudaram a aplicação das tecnologias de microfiltração e ultrafiltração para o reuso de águas residuárias oriundas de prédios, em grandes centros urbanos, comparando estas duas tecnologias do ponto de vista da qualidade da água tratada. A água residuária do prédio, oriunda de pré-tratamento (gradeamento, estabilização e aeração de contato) foi filtrada utilizando o método de filtração tangencial para ambas alternativas estudadas. As condições operacionais de pressão e velocidade linear foram de $0,5\text{ kgf/cm}^2$ e $1,0\text{ m/s}$ para a microfiltração e $2,0\text{ kgf/cm}^2$ e $2,0\text{ m/s}$ para a ultrafiltração.

Os resultados das medidas de distribuição de peso molecular obtidos pela cromatografia de gel foram semelhantes para as duas membranas, demonstrando que a rejeição de moléculas por peso molecular parece ter dependido mais da “membrana dinâmica” formada do que da própria membrana. A DQO e a DBO médias de saída no tanque de aeração de contato foi de 199 e 150 mg/l atingindo valores, após a microfiltração de 13,9 e 13,7 mg/l, e 13,7 e 13,9 mg/l na ultrafiltração, respectivamente, não mostrando grandes diferenças de remoção entre os dois sistemas.

OHYA et. al. (1996), propuseram o tratamento de águas contaminadas com óleo, utilizando-se a microfiltração tangencial, com três tipos de membranas de vidro microporosas de diferentes tamanhos de poros (0,27; 0,75 e $1,47\mu\text{m}$). Os autores tinham

como objetivo investigar o efeito do tamanho dos poros no fluxo do permeado e retenção de óleo, variando as condições operacionais. Para a realização deste experimento, foi preparada, em laboratório, uma emulsão de óleo em água, controlando-se a temperatura da emulsão em 50^o C em banho-maria.

Foram variadas as seguintes condições operacionais, para cada tipo de membrana: pressão (8,8, 36,5 e 68,7 kPa), velocidade tangencial (0,02, 0,13 e 0,26 m/s) e concentração de óleo na alimentação (0,003; 0,10 e 0,40 %vol.). A rejeição de óleo apesar de decrescer inicialmente, logo se estabilizou em um nível constante estando relacionada com a distribuição do tamanho dos poros das membranas usadas e a distribuição das gotas de óleo na emulsão de alimentação.

Segundo o autor seria importante, portanto, ajustar o tamanho dos poros, as concentrações de óleo e pressão, para poder ser utilizada em operações industriais, obtendo um bom desempenho.

POUET et al (1992) estudaram um sistema para tratamento de esgoto sanitário de locais de alta população sazonal. Tal sistema era composto por eletrocoagulação e flotação em uma mesma unidade seguido de microfiltração tangencial. Neste estudo foram utilizadas duas membranas de cerâmica, uma de tamanho de poro de 0,1 µm e outra de 0,05 µm.

Esses pesquisadores concluíram que a eletrocoagulação foi muito eficiente na conversão da fração coloidal em material particulado, observando-se que com o aumento da corrente, aumentava-se a eficiência dessa conversão, portanto, levando a um aumento no fluxo do permeado na membrana, uma vez que em geral os colóides são um dos principais agentes no fenômeno de colmatação das membranas de microfiltração.

O intervalo considerado ótimo de intensidade de corrente aplicada foi de 3,5 a 4 A/m² de eletrodo, no qual o fluxo do permeado variou de 250 a 350 l/m².h. Para altas intensidades de corrente, era gerada excessiva quantidade de coagulantes, revertendo o processo e reestabilizando as partículas coloidais presentes na água. Desse modo os colóides carregados positivamente não podem ser neutralizados, aumentando muito a colmatação das membranas.

O sistema combinado com esses três processos permitiu alcançar uma eficiência de remoção de DQO, Turbidez e Sólidos Suspensos de respectivamente, 77 %, 99 % e 98 %. Esses pesquisadores concluíram que esse sistema é viável, compacto, podendo ser facilmente automatizado, e capaz de suportar picos de poluição característicos de áreas litorâneas.

POUET & GRASMICK, 1993 investigaram um sistema para tratamento de esgoto sanitário, composto por eletrocoagulação e flotação em uma mesma unidade, seguido de microfiltração tangencial. Neste estudo foi utilizada uma membrana mineral com tamanho de poro de $0,1\mu\text{m}$ e superfície de filtração de $0,2\text{ m}^2$. O fluxo do permeado na membrana de microfiltração aumentou de $0,02\text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$ para $0,35\text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$ quando o esgoto era pré-tratado. Esses pesquisadores concluíram que a eletrocoagulação foi muito eficiente na conversão da fração coloidal em material particulado, observando que com o aumento da corrente até um valor considerado ótimo ($I=8\text{A}/\text{m}^2$ de eletrodo), aumentava-se a eficiência dessa conversão, portanto, levando a um aumento no fluxo do permeado na membrana, uma vez que em geral os colóides são os principais agentes no fenômeno de colmatção das membranas de microfiltração.

GRAFF et al (1999) afirmam que a filtração em membranas de efluentes de estações de tratamento de esgoto, começam a aparecer como um método muito promissor na remoção de sólidos suspensos, assim como de bactérias e vírus. Esses pesquisadores efetuaram ensaios com uma instalação piloto de ultrafiltração e outra de microfiltração, utilizando efluentes de algumas estações de tratamento de esgoto da Holanda.

Foram realizados ensaios com a instalação piloto de ultrafiltração (membrana do tipo capilar com diâmetro de $1,5\text{ mm}$, tamanho de poro de $0,01\mu\text{m}$ e área de filtração de 4 m^2) com efluentes de duas ETEs; de Elburg e Ede. Antes de o efluente da ETE ser submetido a ultrafiltração, ele foi pré filtrado em um filtro de dupla camada (antracito e areia).

A ETE de Elburg consistia de um sistema de lodos ativados com remoção biológica de nitrogênio e precipitação química (simultânea) de fósforo. O efluente dessa

estação possuía as seguintes características; turbidez: 2,63 NTU, sólidos suspensos: 2,74 mg/l, fósforo total: 0,67 mg/l e DQOt: 42 mg/l. Mantendo-se adequadamente as condições de limpeza da membrana e pressão de 0,6 bar, foi possível obter com a instalação piloto de ultrafiltração (ensaio com o efluente desta estação) um fluxo de 90 l/m².h por vários meses de operação do sistema. Os sólidos suspensos foram completamente removidos, a remoção de fósforo foi de 50 % e a de DQO foi mais moderada, 25 %. Os Coliformes Totais, *E. coli*, *Streptococcus Faecalis* e *Salmonella* não foram detectados nas amostras coletadas do permeado.

A ETE de Ede consistia de um sistema de lodos ativados com remoção biológica de nitrogênio e fósforo (Biodeniflo). O efluente dessa estação possuía as seguintes características; turbidez: 3,0 NTU, sólidos suspensos: 2,74 mg/l, fósforo total: 0,49 mg/l e DQOt de 40 mg/l. Nos ensaios com a instalação piloto de ultrafiltração com efluente desta estação, foi possível obter um fluxo de 105 l/m².h a uma pressão de 0,3 bar. A média de turbidez das amostras do permeado (da ultrafiltração) foi de 0,05 uT, de fósforo total foi de 0,2 mg/l e a de DQOt foi de 28 mg/l.

Os ensaios de microfiltração foram realizados com o efluente das ETES citadas, utilizando um módulo de membrana com superfície total de 0,5 m² com tamanho de poro de 0,2 µm. A qualidade do filtrado obtido foi boa, com uma remoção de sólidos suspensos e turbidez maior que 95 % e um fluxo que inicialmente era de 50 l/m².h, subiu para 100 l/m².h quando foi aumentada a velocidade tangencial de operação. A pressão aplicada era de 0,5 bar.

ELMALEH & ABDELMOUMNI (1998) estudaram o desempenho de um reator anaeróbio de escala de laboratório, provido de uma unidade externa de membrana. A qualidade do efluente final foi muito boa, com baixa produção de lodo. A membrana que tinha tamanho de poro de 0,14 µm, teve o melhor fluxo de 120 mg/l a 0,5 bar e velocidade tangencial > 3 m/s. A colmatção se deu principalmente, devido a deposição de partículas sobre a superfície da membrana, obtendo-se os melhores resultados de fluxo, nas maiores velocidades tangenciais de operação.

VERA et al (1997), estudaram a viabilidade de reuso do efluente da ETE da cidade de Santa Cruz (Espanha) para irrigação de cultivos de banana e tomate, utilizando-se para tal, a microfiltração. Foi utilizada uma membrana inorgânica do tipo "composite" de diâmetro médio de poro de $0,14\ \mu\text{m}$ a qual foi uma barreira total para SST, Coliformes Totais, Coliformes Fecais e *Streptococcus* Fecais. Não houve rejeição da fração solúvel menor que $0,01\ \mu\text{m}$ e a remoção de Fósforo foi de 45%. A remoção da Turbidez e DQO, foi respectivamente, 93 % e 60%. O efluente da microfiltração foi considerado perfeitamente adaptado para irrigação. Segundo os autores, o declínio do fluxo do permeado foi atribuído a deposição de partículas sobre a membrana e pode ser reduzido operando-se a pressão de 1 bar e velocidade tangencial de 3m/s (foi conseguido um fluxo crítico de $100\ \text{l/m}^2\cdot\text{h}$).

Avanços recentes na tecnologia de membranas filtrantes permitem vislumbrar soluções mais diretas na produção da água de reuso (JOHNSSON et al, 1997). A tecnologia de "sewer mining" (FIGURA 3.11), por exemplo, permite a produção de água de reuso diretamente da rede de esgoto. Esse processo é patenteado e consiste de uma pré-filtração com uma tela de $200\ \mu\text{m}$ e unidade de microfiltração como pré-tratamento do esgoto a ser filtrado por osmose reversa.

Nesse sistema os sólidos suspensos foram totalmente eliminados na etapa de microfiltração, enquanto que a maior parte dos sólidos dissolvidos foram removidos na etapa da osmose reversa. Para os coliformes fecais a redução foi de 6 log na quantidade dessas bactérias. A DBO foi menor que $2\ \text{mg/l}$ e a DQO foi de $7,5\ \text{mg/l}$ no efluente final

FIGURA 3.11 - Fluxograma do sistema sewer mining (patenteado) que permite a produção de água de reuso diretamente da rede de esgoto.

Fonte: JOHNSON, et al, 1997

A tecnologia convencional de produção de água de reuso, requer tratamento complementar do efluente secundário por processo de floculação, decantação e filtração. O processo desenvolvido pelo Orange County Water District, para produção de água de reuso derivada do efluente secundário, considerado referência na indústria, é complexo e caro, conforme se observa na FIGURA 3.12.

Segundo BUTLER & MACCORNICK, 1995 a substituição das etapas de pré-tratamento pela microfiltração (FIGURA 3.12), melhora significativamente a eficiência e diminui o custo do processo. A comparação do sistema convencional com a microfiltração mostrou que o fluxo através da membrana de osmose reversa subiu de 3,5 l/m²/dia para 4,2 l/m²/dia (MF), a produtividade por área aumentou de 176 l/ m²/dia para 844 l/ m²/dia (MF), a frequência de limpeza química das membranas de osmose reversa diminuiu de 1 a cada 4 semanas para 1 a cada 22 semanas (MF) e o custo de produção de água de reuso (operação e manutenção) foram reduzidos de US\$ 0,3/m³ para US\$ 0,2/m³ (MF).

FIGURA 3.12 – Reuso indireto de água potável. Fluxograma do sistema de referência com tecnologia convencional em operação na Water Factory 21 em Orange County, USA.

Fonte: BUTLER & MACCORMICK, 1995.

MALACK & ANDERSON (1997) estudaram o efeito da formação da membrana dinâmica no desempenho da microfiltração tangencial tratando esgoto sanitário. A membrana dinâmica foi formada sobre a membrana (membrana primária) de poliéster (20-40 μm) de 0,295 m^2 de área de filtração, circulando-se precipitado de MnO_2 . Foi investigada a formação da membrana dinâmica em diferentes condições de pH e concentrações de KMnO_4 . Foi utilizado para esse estudo, efluente de uma ETE, com as

seguintes características: Turbidez: 22 ut, pH: 7,45, Viscosidade: 1,07, Alcalinidade: 300mg/l, SST: 66 mg/l, DQOt: 130 mg/l, DBO₅: 20 mg/l e COT: 86 mg/l.

A membrana dinâmica de MnO₂ aumentou o desempenho da microfiltração tangencial (é importante salientar que a membrana dinâmica aumenta o desempenho da microfiltração, quando é formada por materiais “favoráveis”) permitindo altos valores de fluxo, aumentando a duração do ciclo de filtração e a rejeição de sólidos. O “ótimo valor” de fluxo do permeado (70 l/m².h após um período de 6 horas de operação) foi obtido quando a membrana dinâmica foi formada em condição de pH igual a 10 e 100 mg/l de KMnO₄. Nas condições “ótimas”, a Turbidez estabilizou em valores menores que 0,2 NTU. Nos ensaios em que a membrana dinâmica não foi utilizada, o fluxo do permeado iniciava em valores muito altos e decaía muito rapidamente.

O aumento do desempenho da microfiltração foi atribuído principalmente pela diminuição dos tamanhos dos poros e a modificação das características da superfície da membrana primária. A modificação da superfície foi conseguida alterando-se a carga superficial, ou a característica hidrofóbica/hidrofílica da membrana primária. A limpeza da membrana foi facilmente realizada escovando-se a superfície externa da membrana primária (membrana de poliéster).

3.8 - Efluentes de reatores anaeróbios

Nos reatores anaeróbios a matéria orgânica é estabilizada sem a presença de oxigênio livre, convertendo-a a metano (CH₄) e outros produtos, dentre os quais o CO₂ e o NH₃. Em geral os reatores anaeróbios, para o tratamento de esgotos sanitários, atingem uma eficiência em torno de 70% de remoção de DBO, sendo necessário, portanto, pós-tratamento complementar de seus efluentes.

Geralmente os reatores anaeróbios precedem os aeróbios quando esses são associados para o tratamento de águas residuárias, pois tal concepção confere algumas vantagens como, por exemplo, uma elevada eficiência para remoção de grande parte da carga orgânica residual efluente do reator anaeróbio, pelo reator aeróbio.

Os reatores anaeróbios têm dificuldade em produzir um efluente que se enquadre nos padrões estabelecidos pela legislação ambiental. Torna-se de grande importância, portanto, o pós-tratamento de efluentes dos reatores anaeróbios, como uma forma de adequar o efluente tratado aos requisitos da legislação ambiental e propiciar a proteção dos corpos d'água receptores dos lançamentos.

O principal papel do pós-tratamento é o de completar a remoção da matéria orgânica, bem como o de proporcionar a remoção de constituintes pouco afetados no tratamento anaeróbio (nutrientes e patogênicos). Em relação aos indicadores microbiológicos, têm sido reportadas baixas eficiências de remoção dos Coliformes em reatores anaeróbios. Relativamente a outros tipos de microorganismos, tais como vírus, protozoários (principalmente *Giardia* e *Cryptosporidium*) e ovos de helmintos, praticamente não há quaisquer referências na literatura relativamente à sua redução ou eliminação através do tratamento em reatores anaeróbios.

Experimentos realizados em Campina Grande (PB) com reator DAFA por HANDELL e colaboradores, mostraram que esse tratamento anaeróbio teve muito pouco efeito sobre a concentração de nitrogênio e fósforo. Durante o período estacionário houve um aumento da concentração de nutrientes mineralizados: a concentração de amônia aumentou de 35 para 53 mg N.l⁻¹ e a do ortofosfato de 5,5 para 9,9 mg P.l⁻¹. Os resultados em geral mostraram que não se pode esperar uma remoção significativa dos nutrientes do reator DAFA, necessitando-se, portanto, de uma unidade de pós-tratamento.

Avaliou-se também a remoção de patogênicos no reator DAFA, determinando-se *E.coli* e ovos de helmintos como indicadores para qualidade higiênica do efluente. Observou-se uma remoção de 80 % das bactérias *E.coli* e 82 % dos ovos de helmintos, durante um período de operação de 30 semanas. Mesmo sendo considerada alta a remoção desses patogênicos para esse tipo de reator, o efluente ainda não tem boas qualidades higiênicas, sendo necessário um tratamento adicional.

As TABELAS 3.3, 3.4, 3.5 e 3.6 mostram alguns resultados de desempenho de reatores DAFA no estado estacionário.

TABELA 3.3 – Resultados experimentais do desempenho do reator DAFA em Cali em função do tempo de detenção (Temp de 25°C).

Td (h)	DQO (mg/l)			DBO (mg/l)			SST (mg/l)		
	Af	Efl	%rem	Af	Efl	%rem	Af	Efl	%rem
2,4	397	139	65	77	33	57	131	109	17
4	365	135	62	137	36	74	185	102	45
6	321	109	65	161	31	81	212	41	81
7	254	89	65	115	25	81	141	41	71
8	239	79	67	185	102	79	170	39	78

Fonte: HASKONING, 1989 apud HAANDEL & LETTINGA, 1994

TABELA 3.4 - Resultados experimentais do desempenho do reator DAFA em Bucaramanga em função do tempo de detenção.

Td (h)	DQO (mg/l)			DBO (mg/l)			SST (mg/l)		
	Af	Efl	%rem	Af	Efl	%rem	Af	Efl	%rem
5	595	166	72	271	57	79	-	-	70
19	426	145	66	195	39	80	-	-	69

Fonte: SCHELLINKHOUT & COLLAZOS, 1991 apud HAANDEL & LETTINGA, 1994.

TABELA 3.5 – Resultados experimentais do desempenho do reator DAFA em São Paulo em função do tempo de detenção (Temp de 20 a 22°C).

Td (h)	DQO (mg/l)			DBO (mg/l)			SST (mg/l)		
	Af	Efl	%rem	Af	Efl	%rem	Af	Efl	%rem
4,4	400	189	53	181	111	39	236	105	55
5	393	280	32	201	121	42	207	78	62
5,1	307	117	62	198	58	71	149	49	67
6,1	188	83	56	104	42	60	67	24	64
6,2	258	103	60	157	54	65	113	47	42
7	374	152	59	237	73	69	192	45	77
7,2	459	206	55	255	101	60	219	74	66
7,5	194	89	55	105	40	62	91	34	63
8,8	407	142	65	253	72	72	195	49	75
11	403	149	63	249	84	66	182	45	75
14,5	100	142	64	255	77	60	-	-	-

Fonte: VIEIRA & GARCIA (1991) apud HAANDEL & LETTINGA, 1994

TABELA 3.6 – Valores experimentais das concentrações médias de DQO, DBO e SST no afluente e no efluente (bruto e sedimentado) do reator DAFA no Pedregal em função do tempo de detenção.

Td (h)	DQO (mg/l)			DBO (mg/l)			SST (mg/l)		
	Af	Efl br	Efl sed	Af	Efl br	Efl sed	Af	Efl Br	Efl sed
2,1	792	452	358	466	256	149	546	424	234
2,6	764	468	310	442	223	142	503	372	206
3,0	837	319	253	508	208	110	597	364	214
5,7	695	273	208	471	146	113	472	276	152
7,2	863	285	164	518	85	52	478	225	108
17,0	783	196	117	424	64	32	587	161	52

br: bruto; sed: sedimentado

Fonte: HAANDEL & LETTINGA, 1994

SOBRINHO & KATO (1996) advertem sobre a dificuldade de se implantar sistemas de tratamento anaeróbio, sem uma unidade de pós-tratamento, devido ao fato de vários estados brasileiros terem imposto limite de DBO do efluente de 60 mg/l, como é o caso de São Paulo, Paraná, Minas Gerais e outros. A TABELA 3.7 apresenta as faixas mais comuns de DBO para os processos anaeróbios, enquanto bem operados:

TABELA 3.7 – Valores comuns para DBO do efluente e de remoção em sistemas anaeróbios.

Sistema anaeróbio	DBO do efluente (mg/l)	Remoção de DBO (%)
Lagoa anaeróbia	70-160	40-70
Reator UASB	60-100	55-75
Fossa séptica	80-150	35-60
Tanque Imhoff	80-150	35-60
Fossa séptica seguida de filtro anaeróbio	40-60	75-85
Reator compartimentado	70-160	40-65
Reator de leito expandido	60-100	60-75

A TABELA 3.8 mostra os resultados referentes à etapa de monitoramento do RALEX (amostras do efluente), primeira unidade de tratamento do presente trabalho, realizado pelos alunos Neyson Martins Mendonça, Hélio Rodriguez dos Santos, Cristiano Luchesi Niciura e Marcos Antônio da Silva, durante o período em que foram coletadas amostras para os ensaios na unidade de microfiltração.

A TABELA 3.9 mostra os resultados referentes ao perfil 24 horas realizado entre o 153º e o 154º dia de operação. É importante salientar que as coletas de amostras de efluente do RALEX, para os ensaios de microfiltração, eram realizadas entre o período de 06:00 a 08:00, portanto, os resultados desse perfil durante esse período (06:00 a 08:00) se assemelham mais com os resultados obtidos das amostras de efluente utilizadas no presente trabalho, comparando-se com os resultados apresentados na TABELA 3.9, os quais em geral, foram obtidos de amostras de efluente coletadas, em outros períodos do dia, e muito raramente entre 06:00 a 08:00h.

TABELA 3.8 – Resultados referentes à etapa de monitoramento do RALEX (Amostra: efluente)

Obs: Neste monitoramento foram realizadas outras análises, no entanto nesta tabela foi dado destaque apenas a alguns parâmetros que também foram analisados para as amostras de efluente coletadas para os ensaios no Sistema de Microfiltração Tangencial. Os resultados estão apresentados em valores médios.

Temp (°C)	DQOt (mg/l)	DQOf (mg/l)	Pt (mgP/l)	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)
23,7	215	94	3	82	16	68

TABELA 3.9 – Resultados obtidos do perfil 24 horas para amostras do efluente, realizado entre o 153^o e o 154^o dia de operação.

Data/Horário	Temp (°C)	pH	Alc. Parcial (mg CaCO ₃ /l)	Alc. Total (mg CaCO ₃ /l)	DQOt (mg/l)	DQOf (mg/l)	Turb (uT)	P- Total (mg P/l)	P- Filt (mg P/l)	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)
07/10/99 06:00	24,0	6,68	105	120	140	92	52	4,5	3,4	-	-	-
07/10/99 08:00	24,0	6,69	80	145	212	83	99	2,4	3,2	90	33	57
07/10/99 10:00	26,0	6,80	96	149	269	112	129	5,2	3,6	108	37	71
07/10/99 12:00	28,0	6,76	84	138	306	153	139	4,7	4,8	105	40	65
07/10/99 14:00	28,5	6,76	80	130	289	137	116	4,7	4,3	80	55	25
07/10/99 16:00	28,0	6,70	80	125	302	134	130	4,2	3,9	140	57	83
07/10/99 18:00	27,5	6,76	90	125	276	128	109	3,9	3,6	167	82	85
07/10/99 20:00	26,0	6,68	73	133	302	149	118	4,4	3,4	92	8	84
07/10/99 22:00	25,5	6,67	89	127	267	141	110	4,5	3,6	132	68	64
08/10/99 00:00	24,0	6,83	97	138	247	123	130	4,5	4,7	117	3	114
08/10/99 02:00	24,0	6,87	93	115	209	103	80	4,1	1,8	188	73	115
08/10/99 04:00	23,0	6,90	87	131	152	75	58	3,7	2,1	60	20	40
08/10/99 06:00	23,0	7,05	77	125	116	72	48	2,7	-	175	8	167

Obs: Neste perfil foram realizadas outras análises, no entanto nesta tabela foi dado destaque apenas a alguns parâmetros que também foram analisados para as amostras de efluente coletadas para os ensaios no Sistema de Microfiltração Tangencial.

3.9 – Reuso de águas

O reaproveitamento ou reuso da água é o processo pelo qual a água, tratada ou não, é reutilizada para o mesmo ou outro fim. Essa reutilização pode ser direta ou indireta, decorrentes de ações planejadas ou não. Existem basicamente quatro tipos de reuso:

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

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

O reuso indireto planejado da água pressupõe que exista também um controle sobre as eventuais novas descargas de efluentes no caminho, garantindo assim que o efluente tratado estará sujeito apenas a misturas com outros efluentes que também atendam aos requisitos de qualidade do reuso objetivado.

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

- Reciclagem de água: é o reuso interno da água, antes de sua descarga em um sistema geral de tratamento ou outro local de disposição. Essas tendem, assim, como fonte suplementar de abastecimento do uso original. Este é um caso particular do reuso direto planejado.

A reutilização ou reuso de água ou ainda em outra forma de expressão, o uso de águas residuárias, não é um conceito novo e tem sido praticado em todo o mundo desde há muitos anos. Há relatos de sua prática na Grécia Antiga, com a disposição de esgotos e sua utilização na irrigação. Contudo, a demanda crescente por água tem feito do reuso planejado da água um tema atual e de grande importância. Neste sentido, deve-se considerar o reuso de água como parte de uma atividade mais abrangente que é o uso racional ou eficiente da água, o qual compreende também o controle de perdas e desperdícios, e a minimização da produção de resíduos e do consumo de água.

No que concerne às políticas públicas, segundo CORDEIRO-NETTO E BARRAQUÉ (1991), elas raramente são caracterizadas por uma medida isolada e específica. Pelo contrário, são geralmente objetos complexos, tratando de diversas questões e englobando várias instituições, disponibilizando meios de usos múltiplos e fixando vários objetivos. Assim sendo e observando-se o relato de CAVALCANTI (1997), o Brasil deve prestar mais atenção aos princípios de gestão adequada de seus recursos naturais. Mais do que isso, o País tem de conceber formas de promover o bem-estar humano sem aceitar que seu capital natural seja usado ou degradado como se pouco valesse.

LEITÃO (1993) afirma que na sociedade atual, o tratamento dos esgotos é de fundamental importância a fim de se evitar problemas de contaminação ambiental e de saúde pública.

Dentro desta ótica, os esgotos tratados têm um papel fundamental no planejamento e na gestão sustentável dos recursos hídricos como um substituto para o uso de águas destinadas a fins agrícolas e de irrigação. Ao liberar as fontes de água de boa qualidade para abastecimento público e outros usos prioritários, o uso de esgotos contribui para a conservação dos recursos e acrescenta uma dimensão econômica ao planejamento dos recursos hídricos.

O reuso da água reduz a demanda sobre os mananciais de água devido à substituição da água potável por uma água de qualidade inferior. Esta prática, atualmente

muito discutida e posta em evidência e já utilizada em alguns países é baseada no conceito de “substituição de mananciais”. Tal substituição é possível em função da qualidade requerida para um uso específico. Desta forma, grandes volumes de água potável podem ser poupados pelo reuso quando se utiliza água de qualidade inferior (geralmente efluentes pós-tratados) para atendimento das finalidades que podem prescindir de água dentro dos padrões de potabilidade.

A TABELA 3.10 apresenta os diversos tipos de reuso de água que têm sido empregados em países industrializados, excetuando-se o reuso potável direto, onde a água residuária tratada é disponibilizada em um sistema público de abastecimento de água. Um exemplo clássico de reuso de água com fins de potabilização é o empregado na cidade de Windhoek, capital da Namíbia.

Segundo LEITÃO (1993), no Brasil, a prática do uso de esgotos, principalmente para a irrigação de hortaliças e de algumas culturas forrageiras já é de certa forma difundida. Entretanto, constitui-se em um procedimento não institucionalizado e se desenvolve sem nenhuma forma de planejamento ou controle. Na maioria das vezes é totalmente inconsciente por parte do usuário, que utiliza águas altamente poluídas de córregos e rios adjacentes para irrigação de hortaliças ou vegetais, ignorando que esteja exercendo uma prática danosa à saúde pública dos consumidores e provocando impactos ambientais negativos. Em termos de reuso industrial, a prática começa a se implementar, mas ainda associada a iniciativas isoladas, a maioria das quais, dentro do setor privado.

TABELA 3.10 – Tipos de reuso de água que têm sido empregados em países industrializados, executando-se o reuso potável direto.

TIPOS DE REUSO	APLICAÇÕES
Irrigação paisagística	Parques, cemitérios, campos de golfe, faixas de domínio de auto-estradas, campi universitários, cinturões verdes, gramados residenciais
Irrigação de campos para cultivos	Plantio de forrageiras, plantas fibrosas e de grãos, plantas alimentícias, viveiros de plantas ornamentais, proteção contra geadas.
Usos industriais	Refrigeração, alimentação de caldeiras, lavagem de gases, água de processamento.
Recarga de aquíferos	Recarga de aquíferos potáveis, controle de intrusão marinha, controle de recalques de subsolos.
Usos urbanos não-potáveis	Irrigação paisagística, combate ao fogo, descarga de vasos sanitários, sistemas de ar condicionado, lavagem de veículos, lavagem de ruas e pontos de ônibus, etc.
Represamentos	Represas ornamentais, fins recreacionais e desportivos (navegação, pesca, esportes aquáticos, etc.).
Finalidades Ambientais	Aumento de vazão em cursos de água, aplicação em pântanos, alagados, indústrias de pesca.
Usos diversos	Aqüicultura, fabricação de neve, construções, controle de poeira, dessedentação de animais.

Fonte: CROOK, 1993

4 - MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 - Considerações iniciais

Como descrito no item 2, o presente trabalho teve como proposta a investigação do desempenho da Microfiltração Tangencial como alternativa de pós-tratamento de efluente de Reator Anaeróbio de Leito Expandido (RALEX), visando o aumento da eficiência global do sistema.

O trabalho foi realizado com a utilização do equipamento de Microfiltração Tangencial (FIGURA 4.4 e FOTOGRAFIA 4.2). Tanto a coagulação, como a floculação, foi realizada no próprio equipamento (tanque de alimentação, no qual foi adaptado um misturador). Para promover a coagulação do efluente do RALEX, o produto químico utilizado foi o cloreto férrico.

Para atingir os objetivos propostos neste trabalho, foram desenvolvidas atividades experimentais que podem ser divididas em três etapas:

- **Primeira etapa:** ensaios de filtração do efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido (RALEX) no Sistema de Microfiltração Tangencial, utilizando-se membrana com tamanho de poro de $0,2\mu\text{m}$.

- **Segunda etapa:** ensaios de filtração do efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido (RALEX) no Sistema de Microfiltração Tangencial, utilizando-se membrana com tamanho de poro de $1,0\mu\text{m}$.

- **Terceira etapa:** ensaios de filtração do efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido (RALEX) no Sistema de Microfiltração Tangencial, utilizando-se membrana com tamanho de poro de $0,2\mu\text{m}$ e $1,0\mu\text{m}$, no entanto, com tempos maiores de operação.

Para primeira e segunda etapas do trabalho, o afluente (efluente do RALEX) do Sistema de Microfiltração Tangencial foi previamente submetido a coagulação seguida de floculação, variando-se a dosagem aplicada de coagulante (cloreto férrico).

Na terceira etapa do trabalho, o afluyente (efluente do RALEX) do Sistema de Microfiltração Tangencial, também foi submetido a uma pré-coagulação seguida de floculação, no entanto, nesta fase foi utilizada apenas uma dosagem de cloreto férrico; 40 mg/l.

A dosagem de 40 mg/l de FeCl_3 foi escolhida para essa última etapa do trabalho, em função do benefício conjunto de média de fluxo do permeado e eficiência média de remoção de DQOt e P.P.O_4^{-3} . Utilizando-se as TABELAS 5.7 e 5.20, observa-se que os ensaios sem e com adição de 20 mg/l de cloreto férrico, apesar de alcançarem os melhores resultados de fluxo do permeado para as duas membranas (0,2 e 1,0 μm), apresentaram eficiências médias de remoção muito baixas de P.P.O_4^{-3} (25,7 % com a membrana de 0,2 μm e 3,8 % com a de 1,0 μm) e DQOt (51 % com a membrana de 0,2 μm e 34 % com a de 1,0 μm) no ensaio sem adição de cloreto férrico. No ensaio com 20 mg/l de FeCl_3 as eficiências médias de remoção de P.P.O_4^{-3} para as duas membranas, não atingiu 75 % e a eficiência média de remoção de DQOt para a membrana de tamanho de poro maior, foi menor que 70 %

O ensaio com a dosagem de 100 mg/l, para ambas membranas, além de apresentar o menor valor de média de fluxo do permeado para a membrana de 0,2 μm (ver TABELAS 5.2, 5.3, 5.4, 5.5 e 5.6) e segundo menor valor para a membrana de 1,0 μm (ver TABELAS 5.15, 5.16, 5.17, 5.18 e 5.19), consumiu muita alcalinidade do esgoto que estava sendo tratado, culminando em uma grande queda do pH (ver TABELAS 5.12 e 5.25), impossibilitando o lançamento do efluente da microfiltração (permeado) no corpo receptor, sem que antes houvesse uma correção de pH (a resolução nº 20 de 1986 do CONAMA restringe a faixa de pH entre 5 e 9). Além disso, essa dosagem de 100 mg/l, para o ensaio com a membrana de 1,0 μm , praticamente teve as mesmas eficiências médias de remoção de DQOt e P.P.O_4^{-3} que a dosagem menor anterior (60 mg/l) e portanto um gasto desnecessário de coagulante.

Restou-se, portanto, optar entre as dosagens de 40 e 60 mg/l de cloreto férrico. Os ensaios com essas dosagens apresentaram valores próximos de média de fluxo de permeado (ver TABELAS 5.4, 5.5, 5.17 e 5.18) para ambas membranas. As eficiências

médias de remoção de DQOt foram praticamente iguais nos ensaios com essas dosagens para membrana de 1,0 μm , assim como para P.P.O_4^{-3} no ensaio com a membrana de 0,2 μm (ver TABELAS 5.7 e 5.20). Aliado ao fato de valores de fluxo de permeado muito próximo com essas duas dosagens (40 e 60 mg/l), para as duas membranas, optou-se por escolher a dosagem de 40 mg/l, ganhando-se em economia de coagulante.

Nas três etapas deste trabalho, para todos ensaios realizados no equipamento de Microfiltração Tangencial, foram mantidas as mesmas condições de mistura para a coagulação e floculação ($G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$, $T_r = 10\text{s}$; $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$, $T_f = 10 \text{ min}$), de pressão ($0,5 \text{ kgf/cm}^2$) e velocidade tangencial média de fluxo dentro da membrana (3,8 m/s).

4.2 - Localização da instalação piloto do Reator Anaeróbio de Leito Expandido

O RALEX localiza-se na área Nordeste do Campus da Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) - Universidade de São Paulo (USP), São Carlos (SP) – Brasil, conforme se observa na FIGURA 4.1.

4.3 - Descrição das Unidades da Instalação piloto do RALEX

Na FIGURA 4.2 é apresentado o esquema da instalação piloto do RALEX, implantada no Campus da EESC-USP, e na TABELA 4.1 são descritas as unidades, dispositivos e equipamentos que compõem o sistema.

FIGURA 4.1- Localização do Reator Anaeróbio de Leito Expandido (RALEX) no Campus da USP, em São Carlos.

Fonte: MENDONÇA, 1999

FIGURA 4.2 – Esquema da instalação piloto do RALEX, implantada no Campus da EESC-USP.

Fonte: MENDONÇA, 1999

TABELA 4.1 – Características das Unidades da instalação piloto do RALEX, implantada no Campus da EESC-USP

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 mca.
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 CV 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, 1999

4.3.1 – Reator Anaeróbio de Leito Expandido

O Reator Anaeróbio de Leito Expandido foi construído em aço carbono zincado à quente, com 14,9 m de altura total e volume útil de 32m³. O reator é composto por duas partes, uma de reação e outra de sedimentação. A câmara de reação apresenta formato cilíndrico e tem 12,0 m de altura e 1,5 m de diâmetro. A câmara de sedimentação tem 2,9 m de altura, 1,5 m de diâmetro menor e 2,5 m de diâmetro maior.

Ao longo da altura da câmara de reação do reator existem vinte e quatro pontos de coleta de amostras, sendo vinte e um, com diâmetro de 25,4 mm e quatro, com diâmetro de 75 mm.

As primeiras foram utilizadas para controle da altura do leito. As quatro últimas tomadas de coleta de amostras estão localizadas a: 3,0 m; 6,0 m; 8,5 m e 11,0 m, acima do fundo do reator e são utilizadas para coleta de amostras.

O biogás coletado pelo dispositivo interno era conduzido, por meio de mangueira conectada à extremidade superior do reator, até o dispositivo de medição de vazão de gás.

A FIGURA 4.3 e a FOTOGRAFIA 4.1 apresentam respectivamente, o corte do RALEX e o aspecto externo deste.

O RALEX, que trata uma vazão de 10 m³/h, no período em que foram coletadas as amostras de seu efluente para realização da pesquisa, operava com tempo de detenção hidráulico de 3,2 horas. A velocidade ascensional era de 10,5m/h e a eficiência em termos de DQOt em torno de 75%. A operação do RALEX foi realizada por Neyson Martins Mendonça, Hélio Rodriguez dos Santos, Cristiano Luchesi Niciura e Marcos Antônio da Silva.

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 1999

FOTOGRAFIA 4.1 – Aspecto externo do Reator Anaeróbio de Leito Expandido que foi utilizado para o Tratamento de Esgoto Sanitário no Campus da USP, em São Carlos.

Fonte: MENDONÇA 1999

4.4 - Descrição da unidade de pós-tratamento do esgoto sanitário - Sistema de Microfiltração Tangencial.

O Sistema de Microfiltração Tangencial (Frings Microdyn do Brasil Engenharia e Comércio LTDA) é composto pelos seguintes elementos:

- Tanque de alimentação de 60 l em PVC
- Bomba de 1 m³/h 20 m.c.a. em inox
- Manômetros 2 1/2 0 - 3 Kg - membrana - glicerina
- Válvulas 1/2 em PVC
- Módulos de membrana de microfiltração - MD 020 TP 2N (0,2µm) / SE 020 TP 2N (1,0µm)
- Tubos e conexões 1/2" em PVC
- Suportes e bases metálicos
- Válvulas solenóides
- Painel elétrico
- Misturador (foi adaptado ao tanque de alimentação)

A FIGURA 4.4 e 4.5, mostram os desenhos (um mais detalhado e outro mais simplificado) do Sistema de Microfiltração Tangencial. A FOTOGRAFIA 4.2 ilustra esse sistema que foi utilizado como unidade de pós-tratamento do efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido.

FIGURA 4.4 – Desenho do Sistema de Microfiltração Tangencial, unidade de pós-tratamento que recebeu o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido.

FIGURA 4.5 – Desenho simplificado do Sistema de Microfiltração Tangencial, unidade de pós-tratamento que recebeu o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido.

Fonte: COSTANZI, 2000

FOTOGRAFIA 4.2 - Foto do Sistema de Microfiltração Tangencial, unidade de pós-tratamento que recebeu o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido.

4.4.1 - Módulos de membrana

Os módulos de membrana (MD 020TP 2N - 0,2 μ m e SE 020 TP 2N - 1,0 μ m) possuíam basicamente as mesmas características, diferenciando-se apenas no diâmetro médio dos poros (0,2 μ m e 1,0 μ m). Essas características estão listadas abaixo:

- Configuração geométrica : Tubular
- Material : Polipropileno
- Número de tubos: 3
- Diâmetro interno dos tubos : 5,5mm
- Comprimento da membrana : 75 cm
- Área efetiva de filtração: 0,036m²
- Máxima temperatura de operação: 60°C

Esses módulos podem ser facilmente trocados, pois são encaixados no sistema por simples rosqueamento. A FOTOGRAFIA 4.3 e a FIGURA 4.6 mostram respectivamente a foto e o esquema desses módulos. A FOTOGRAFIA 4.4 mostra o aspecto interno desses módulos

FOTOGRAFIA 4.3 – Foto do módulo de membrana utilizado no Sistema de Microfiltração Tangencial.

FIGURA 4.6 - Esquema do módulo de membrana utilizado no Sistema de Microfiltração Tangencial.

FOTOGRAFIA 4.4 – Aspecto interno do módulo de membrana utilizado no Sistema de Microfiltração Tangencial.

4.4.2 - Retrolavagem

O equipamento de Microfiltração Tangencial adquirido da Microdyn, é munido de mecanismo de retrolavagem periódica (RLP), pelo qual, durante determinados intervalos de tempo, o filtrado (permeado) é retro-impulsionado (com o uso de ar comprimido) por aproximadamente dois segundos através da membrana, sem que por isso seja interrompida a alimentação do produto que está sendo filtrado. A pressão de ar comprimido foi ajustada (com o auxílio de uma válvula) para $P = 2$ bar. Foi utilizado compressor de ar Schulz, modelo MSV 10 VL/200 - 2 HP - 1 estágio, 810 rpm.

Esse sistema de retrolavagem somente é realizável com membranas sob a forma de capilares ou tubos autoportantes (não requerem estruturas de suporte) os quais podem ser submetidos a estresse constante, tanto por dentro quanto por fora.

Utilizando-se o painel elétrico ("timer"), pode-se ajustar o intervalo de tempo em que se deseja que ocorra essa retrolavagem. Neste trabalho todos ensaios foram ajustados para que a retrolavagem ocorresse a cada dois minutos de operação.

4.4.3 - Limpeza das membranas

Para que fosse obtido um bom funcionamento do processo, ao término de cada filtração foi padronizado para todos ensaios realizados, o seguinte método de limpeza:

- inicialmente, foram circulados no sistema, vinte litros de água quente (pré-aquecidos em chapa até 50°C) por um período de uma hora;
- posteriormente, foram circulados no sistema, vinte litros de solução de ácido nítrico a 3% (pré-aquecida a 50°C) durante trinta minutos;
- finalmente, foram circulados no sistema, vinte litros de água quente (pré-aquecidos em chapa até 50°C) por um período de uma hora;

É importante salientar que antes de ser realizado o primeiro ensaio com os dois tipos de membrana (0,2 μ m e 1,0 μ m), essas foram submersas por 10 minutos em solução

de álcool etílico (70%) com o intuito de umidecê-las, uma vez que anteriormente não tinham sido utilizadas e provavelmente estavam secas (recomendações do manual de operação da empresa que forneceu o equipamento).

Somente líquidos com baixa tensão superficial (abaixo de 35dyn/cm) podem molhar com eficiência essas membranas quando secas, uma vez que são constituídas por microporos feitos de polipropileno hidrofóbico. Desse modo, foi escolhido o álcool etílico (70%) para desempenhar esta função. Além disso, é necessário que a solução líquida escolhida para umidecer as membranas, seja miscível com o líquido a ser filtrado.

Convém ressaltar que para se verificar a eficiência do método de limpeza adotado, foi medido o fluxo do permeado em ensaio com uma amostra de efluente do RALEX e água potável, antes e após ser procedida à limpeza da membrana. A média do fluxo do permeado nos ensaios após a limpeza, nos 90 minutos de operação, foi cerca de 97 % da média do fluxo anterior (antes da limpeza da membrana) para o ensaio com água potável e 92 % com a amostra do efluente do RALEX.

Desse modo, o método de limpeza da membrana, foi considerado eficiente, pois foi capaz de restabelecer em mais de 90 % o fluxo médio do permeado, tanto para água potável, como para o efluente do RALEX.

4.5 - Misturador

Para promover a coagulação e a floculação do efluente do RALEX, foi adaptado ao tanque de alimentação do Sistema de Microfiltração Tangencial, um misturador (FOTOGRAFIA 4.5) ligado a um regulador de tensão para controle da energia fornecida (rotação do agitador). Para todos ensaios foram escolhidas duas rotações (medida através de um rotâmetro digital) diferentes: uma para coagulação e outra para floculação. O gradiente médio para mistura rápida foi de 1000 s^{-1} com tempo médio de mistura de 10 s; para a floculação, o gradiente médio foi de 100 s^{-1} e tempo médio de mistura de 10 min.

FOTOGRAFIA 4.5 - Misturador que foi adaptado ao tanque de alimentação do Sistema de Microfiltração Tangencial, para realização dos processos de coagulação e floculação.

4.6 - Outros equipamentos e materiais utilizados nos ensaios

Além do Sistema de Microfiltração Tangencial, outros equipamentos foram utilizados durante os ensaios e estão listados a seguir:

- Turbidímetro, marca HACH, modelo 2100P;
- Espectrofotômetro, marca HACH, modelo DR-4000, para leitura de Fosfato Total;
- Reator para digestão de DQO, marca HACH, capacidade para 25 tubos;
- Espectrofotômetro, marca HACH, modelo DR-2000, para leitura de DQO;

- Autoclave, marca PHOENIX, amplitude de 100 a 143⁰C e 0 a 3 kgf/cm², para digestão das amostras usadas na determinação de Fosfato Total;
- Bomba de vácuo, marca THOMAS, modelo 2107VG20TFEL, para filtração das amostras usadas na determinação de Sólidos Suspensos;
- Membrana de fibra de vidro GF 52/C, Ø 47 mm, abertura 1,2µm, marca SCHLEICHER & SCHUELL, para filtração das amostras usadas na determinação de Sólidos Suspensos;
- Membrana filtrante ME 24, Ø 47 mm, abertura 0,2µm, marca SCHLEICHER & SCHUELL, para filtração das amostras do efluente do RALEX antes e logo após a adição do cloreto férrico;
- Membrana filtrante ME 24, Ø 47 mm, abertura 1,0µm, marca SCHLEICHER & SCHUELL, para filtração das amostras do efluente do RALEX antes e logo após a adição do cloreto férrico;
- Cápsulas de cerâmica com capacidade para 50 e 100 ml de volume de amostra, para determinação de Sólidos Totais;
- Estufa, marca FANEM, modelo 320-SE, para secagem das amostras usadas na determinação de Sólidos Suspensos e Sólidos Totais;
- Mufla, marca FORLABO, para calcinação das amostras usadas na determinação de Sólidos Suspensos e Sólidos Totais;
- Balança analítica, marca DENVER INSTRUMENT, modelo AA-160, sensibilidade de 0,0001g;
- Balança, marca HELMAC 1000, sensibilidade de 1000g
- Bureta digital, marca BOECO, modelo DCB5000;
- Medidor de pH, marca ORION, modelo 410;
- Kit Colilert, constituído de um saco esterilizado para coleta da amostra, um frasco com o inóculo (enzima) e uma cartela na qual será introduzida a amostra + inóculo para determinação de Coliformes Totais e Fecais.
- Incubadora
- Lâmpada UV de 365 nm e 6 Watts

- Seladora para lacrar as cartelas de Colilert
- Rotâmetro digital
- Termômetro
- Vidrarias diversas

4.7 - Caracterização do cloreto férrico utilizado nos ensaios.

A solução de cloreto férrico para todos ensaios realizados no decorrer da pesquisa, foi preparada com água destilada, na concentração de 1 % (10g/l). O cloreto férrico utilizado é do tipo comercial, com as seguintes características (de acordo com o fabricante): densidade 1,410 g/cm³ ; FeCl₃ = 39,02 % e acidez 1.21 %. Todas dosagens mencionadas no trabalho dizem respeito ao FeCl₃ sólido.

4.8 - Método

4.8.1 - Primeira etapa

Nessa fase foram realizados ensaios de microfiltração (utilizando-se a membrana de 0,2µm) no equipamento comprado da Microdyn, o qual opera em batelada.

Inicialmente foram colocados no tanque de alimentação, 36 litros de água potável e foi medida a vazão do permeado com auxílio de uma proveta de 2 litros e um cronômetro, sendo essa medida realizada a cada 10 minutos. É importante salientar que nesse ensaio foi necessária a adição de maior volume de água potável que o colocado de início (36l), uma vez que a vazão do permeado era elevada e abaixava rapidamente o nível no tanque de alimentação. Foi medida também a temperatura inicial que estava a água potável, bem como das amostras do permeado, as quais foram coletadas a cada 10 minutos.

Depois do primeiro ensaio com a água potável, foram realizadas cinco filtrações no equipamento de Microfiltração Tangencial, com amostras coletadas do efluente do

Reator Anaeróbio de Leito Expandido (foram coletados para cada ensaio de microfiltração, 36 litros desse efluente).

A primeira filtração realizada com o efluente do RALEX, não foi precedida pelo processo de coagulação seguido de floculação (ensaio sem adição de cloreto férrico). Nas outras quatro filtrações, esse efluente (afluente da microfiltração) foi previamente submetido a coagulação ($G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; $T_r = 10 \text{ s}$) seguida de floculação ($G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; $T_f = 10 \text{ min}$) variando-se as dosagens aplicadas de cloreto férrico : 20; 40; 60 e 100 mg/l.

Nesses ensaios, além da medida da vazão do permeado (da mesma forma que foi medida para água potável), o afluente (efluente do RALEX), as amostras do permeado e retentado (concentrado ou lodo), bem como as amostras do efluente do RALEX que foram filtradas em papel de filtro 0,2 μm (antes e logo após o processo de coagulação seguido de floculação, visando comparar com os resultados obtidos com a membrana de polietileno do Sistema de Microfiltração Tangencial); foram caracterizadas através dos seguintes parâmetros ou exame:

- **Para o afluente (efluente do RALEX):**

- Temperatura
- pH
- Alcalinidade parcial e total
- Sólidos Suspensos Totais
- Sólidos Suspensos Voláteis
- Sólidos Suspensos Fixos
- Sólidos Totais
- Sólidos Totais Voláteis
- Sólidos Totais Fixos
- Turbidez
- Fósforo Total

- DQOt
- Coliformes Totais
- Coliformes Fecais

- **Para o permeado (filtrado):**

Para todas amostras de permeado, coletadas a cada 10 minutos (P10, P20, P30, P40, P50, P60, P70, P80, P90):

- Temperatura
- Sólidos Totais
- Sólidos Totais Voláteis
- Sólidos Totais Fixos
- Turbidez
- Fósforo Total
- DQOt

Obs: para primeira amostra coletada do permeado (P10), foi realizado também o exame de Coliformes Totais e Fecais.

Para a última amostra coletada do permeado (P90), além das citadas acima:

- pH
- Alcalinidade parcial e total
- Coliformes Totais
- Coliformes Fecais

• **Para o retentado (concentrado ou lodo - R90):**

- Temperatura
- pH
- Alcalinidade parcial e total
- Sólidos Suspensos Totais
- Sólidos Suspensos Voláteis
- Sólidos Suspensos Fixos
- Sólidos Totais
- Sólidos Totais Voláteis
- Sólidos Totais Fixos
- Turbidez
- Fósforo Total
- DQOt

• Para as amostras do efluente do RALEX, filtradas em papel de filtro 0,2 μ m antes e logo após o processo de coagulação seguido de floculação:

- Turbidez
- Fósforo Total
- DQOt

Todos os parâmetros caracterizados obedeceram à padronização descrita no STANDARD METHODS FOR EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER (1992).

Para todos ensaios realizados nesta etapa, assim como na segunda etapa, o tempo de operação adotado foi de 90 minutos e as condições operacionais foram às mesmas em todos ensaios, variando-se apenas a dosagem de cloreto férrico.

4.8.2 - Segunda etapa

Nesta etapa foram realizados ensaios de microfiltração, utilizando-se a membrana de $1,0\mu\text{m}$. Nessa fase o método foi idêntico ao da primeira etapa, descrito no item 4.8.1. A única diferença é que nesta etapa além da DQO bruta, mediu-se também a DQO de amostras filtradas do efluente do RALEX, bem como os Sólidos Suspensos (totais, voláteis e fixos) para as amostras coletadas do permeado. Como dito anteriormente (item 4.8.1), as condições operacionais foram às mesmas utilizadas na primeira etapa deste trabalho.

4.8.3 - Terceira etapa

Na terceira etapa deste trabalho, foram realizados dois ensaios de filtração com amostras do efluente do RALEX no equipamento de Microfiltração Tangencial, um com a membrana de $0,2\mu\text{m}$, e outro, com a membrana de $1,0\mu\text{m}$. Os parâmetros analisados para o efluente do RALEX, permeado e retentado, foram os mesmos da primeira e segunda etapa.

Nessa terceira e última etapa do trabalho, os tempos de operação adotados foram maiores que os das etapas anteriores e foi aplicada apenas a dosagem de cloreto férrico de 40 mg/l para os dois ensaios realizados. Essa dosagem foi escolhida por motivos já referidos anteriormente no item 4.1 deste trabalho. A pressão de operação ($\Delta P = 0,5\text{ kgf/cm}^2$), a velocidade tangencial média de fluxo tangencial ($3,8\text{ m/s}$) bem como os gradientes médios e tempos médios de mistura para coagulação e floculação, foram os mesmos dos ensaios realizados nas etapas anteriores (essas três condições operacionais foram idênticas para todos ensaios de microfiltração realizados neste trabalho).

5 - Resultados e discussão

5.1 - Apresentação

Neste capítulo são apresentados e discutidos os resultados obtidos nos ensaios de filtração de amostras de efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido no Sistema de Microfiltração Tangencial, nas três etapas do trabalho (descritas nos itens 4.8.1, 4.8.2 e 4.8.3), através da análise do fluxo do permeado (inclusive para os ensaios com água potável); da qualidade do permeado, através dos parâmetros ou exame realizados, e o cálculo das resistências totais das membranas para cada ensaio realizado. Será apresentada uma breve discussão sobre os resultados obtidos com as filtrações em papel de filtro (0,2 e 1,0 μm) das amostras de efluente do RALEX, antes e logo após o processo de coagulação seguido de floculação.

Serão apresentadas no final desse capítulo, algumas possibilidades de reuso do permeado e retentado da microfiltração.

5.2 Primeira etapa (ensaio de microfiltração com a membrana de 0,2 μm)

5.2.1 Evolução do fluxo do permeado

Com o auxílio da TABELA 5.1, observa-se que o fluxo inicial do permeado (nos primeiros 10 min), no ensaio com água potável, foi de 1845 $\text{l/m}^2\cdot\text{h}$ e no final do tempo de operação, o fluxo do permeado foi de 1307,1 $\text{l/m}^2\cdot\text{h}$ (70.8% do fluxo inicial). A média durante o período foi de 1548,7 $\text{l/m}^2\cdot\text{h}$, sendo bem superior aos valores calculados da média do fluxo do permeado dos ensaios posteriores realizados com as amostras de efluente do RALEX. Verifica-se com a FIGURA 5.1 que sempre os valores de fluxo do permeado no ensaio com água potável, foram superiores aos dos ensaios com amostras do RALEX.

Isto se deve principalmente ao tipo de suspensão que estava sendo tratada, uma vez que as condições operacionais de pressão, velocidade tangencial e intervalo de retrolavagem eram as mesmas para todos ensaios realizados nessa pesquisa. Como a água potável possui baixa concentração de sólidos, comparada com o efluente do RALEX, os efeitos de colmatação da membrana são atenuados (menor valor calculado de resistência total da membrana - item 5.2.2), permitindo maiores valores de fluxo do permeado.

Além disso, nesse ensaio com água potável, foi necessária a adição de maior volume (da água potável) que o colocado de início (36l), uma vez que a vazão do permeado era elevada e abaixava rapidamente o nível no tanque de alimentação, desse modo a suspensão que estava sendo filtrada recebia o efeito de diluição, enquanto que nos ensaios posteriores com as amostras de efluente do RALEX, a suspensão no tanque de alimentação ficava sempre cada vez mais concentrada, à medida em que eram coletados os volumes de permeado produzidos, não sendo necessário a adição de maior esgoto, que o colocado de início (36 l).

Nos ensaios com as amostras do efluente do RALEX, observa-se nas TABELAS 5.2, 5.3, 5.4, 5.5 e 5.6, que a média dos fluxos do permeado durante o período de operação, tendeu a diminuir com o aumento da dosagem de cloreto férrico, com exceção para o ensaio com 60 mg/l de FeCl_3 que teve valor um pouco maior que no ensaio com adição de 40 mg/l de FeCl_3 . Para o fluxo no final do período de filtração, isto se mostrou mais claramente, pois todos esses valores foram cada vez menores, com o aumento da dosagem de cloreto férrico.

Utilizando-se a FIGURA 5.2 é possível verificar que nos primeiros 40 minutos de operação do Sistema de Microfiltração Tangencial, os valores de fluxo do permeado, foram bem maiores para os ensaios sem e com adição de 20 mg/l de FeCl_3 , comparado aos ensaios com adição de 40; 60 e 100 mg/l de cloreto férrico. Este fato pode ser atribuído aos fenômenos de colmatação da membrana que podem ter ocorrido de forma mais rápida e acentuada nesses ensaios em função das maiores dosagens de cloreto férrico.

É importante salientar, como já dito anteriormente, que para cada dia em que se realizava o ensaio de microfiltração, era coletada uma amostra do efluente do RALEX, portanto se tratavam de amostras diferentes, sendo assim mais difícil a análise dos resultados. No entanto pode-se verificar analisando-se os resultados desta etapa, que o aumento da dosagem de cloreto férrico, foi acompanhada de uma diminuição da permeabilidade da membrana (com exceção para o ensaio com 60 mg/l de FeCl_3 , que teve valor médio de fluxo um pouco maior que no ensaio com adição de 40 mg/l de FeCl_3), ocasionando maior resistência dessa ao fluxo, o que pode ser verificado pelos cálculos das resistências totais dessa membrana, nos ensaios desta primeira etapa do trabalho (item 5.2.2).

Comparando-se os resultados de SST das amostras de efluente do RALEX utilizadas para os ensaios de microfiltração observadas nas TABELAS 5.8, 5.9, 5.10, 5.11 e 5.12, com as médias de fluxo do permeado, apresentadas nas TABELAS 5.2, 5.3, 5.4, 5.5 e 5.6, verifica-se que nos ensaios realizados nesta primeira etapa do trabalho, não houve uma relação direta entre maior concentração de SST (das amostras de efluente do RALEX) e diminuição nos valores de fluxo do permeado. Por exemplo, no ensaio com adição de 20 mg/l de cloreto férrico, no qual amostra de efluente do RALEX possuía a maior concentração de SST (55 mg/l), ocorreu a segunda maior média calculada de fluxo de permeado durante a operação. Os ensaios sem adição de cloreto férrico e com dosagem de 60 mg/l, que possuíam valores próximos de SST das amostras utilizadas de efluente do RALEX (22 e 29 mg/l, respectivamente), ocorreram valores bem diferentes de fluxo do permeado ao longo da operação.

Desse modo, foi possível constatar que os valores de fluxo do permeado (permeabilidade), se relacionaram mais com o efeito das diferentes dosagens de cloreto férrico na mudança das proporções entre o material particulado, dissolvido e em forma de colóides contido nas amostras de esgoto, após o processo de coagulação seguido de floculação.

A bomba utilizada no Sistema de Microfiltração Tangencial era operada com vazão média de $1\text{ m}^3/\text{h}$ (e não possuía inversor de frequência), logo o volume de esgoto

no tanque de alimentação (inicialmente de 36l) estava sendo recirculado no sistema inúmeras vezes durante o período de operação, pois o esgoto que não passava pela membrana (retentado) estava sempre retornando através de um tubo de PVC, por cima do tanque de alimentação, sendo possível observar a quebra imediata de todos os flocos maiores formados logo após o processo de floculação.

JOHARI et al (1996) afirmam que as condições de turbulência do fluxo nos sistemas de microfiltração tangencial são geralmente impróprias para floculação e benéficas para a coagulação. Segundo ainda esses pesquisadores, para melhor formação de flocos, é recomendado que a alimentação de retorno seja descarregada em uma unidade anterior ao tanque de alimentação, que possibilite uma região de mistura mais lenta, ideal para formação de flocos. No equipamento de microfiltração tangencial utilizado no presente trabalho, a alimentação de retorno, era descarregada diretamente no tanque de alimentação, portanto indo contra as recomendações desses pesquisadores.

Desse modo, foi possível observar nos ensaios, grande quantidade de flocos muito pequenos e não de grandes agregados (flocos maiores). O ideal seria que o sistema pudesse manter a estabilidade dos flocos maiores, pois essa maior agregação das partículas, levariam a maiores fluxos de permeado, aumentando a permeabilidade das membranas, pois esses agregados são mais facilmente arrastados para fora (no retentado) pela ação de cisalhamento criada pela velocidade tangencial, combinado com o efeito da retrolavagem, como concluído por MALACK & ANDERSON (1996), VERA et al (1997) e outros pesquisadores.

Acredita-se, portanto que a colmatação da membrana de 0,2 μm , tenha sido ocasionada devido à acumulação de partículas, que não foram devidamente agregadas sobre a membrana. Estas estariam formando uma camada de polarização por concentração ou uma camada de gel, principalmente nos ensaios com adição de cloreto férrico nos quais se formava grande quantidade de flocos, no entanto de tamanho pequeno.

Além desses fatores, a membrana também pode ter sofrido colmatação devido ao bloqueamento dos poros ou adsorção de partículas na superfície externa ou no interior

dos poros. A membrana utilizada era de polipropileno hidrofóbico que segundo MALACK & ANDERSON (1996), permite a adsorção de muitas substâncias encontradas nos esgotos, sobretudo de proteínas, devido principalmente a partículas finas, células microbianas (formando um biofilme) ou matéria coloidal residual. Ainda segundo JOHARI (1996) e colaboradores, as membranas hidrofóbicas são extremamente suscetíveis a adsorção de substâncias orgânicas. Segundo esses pesquisadores, os sólidos de característica hidrofóbica, que não têm afinidade com a água, realçam os fenômenos de adsorção nessas membranas.

Como já descrito na revisão bibliográfica deste trabalho, são muitos os fenômenos envolvidos na colmatação das membranas, sendo algumas vezes difícil atribuir qual deles está contribuindo com maior peso. Caso tivesse sido realizado neste trabalho, uma caracterização das partículas (em quantidade e tamanho) presentes nas amostras de efluente do RALEX e permeado, o mecanismo de colmatação das membranas seria melhor caracterizado, podendo-se identificar quais eram as principais partículas colmatantes.

Pode-se notar que nessa primeira etapa do trabalho, as curvas de fluxo do permeado (ver FIGURA 5.2) não apresentaram a variação típica dos sistemas de microfiltração tangencial, caracterizada por um rápido decréscimo inicial, seguido de um longo e gradual declínio, pelo menos durante o tempo de operação adotado de 90 minutos, sobretudo para o ensaio com adição de 40 mg/l de cloreto férrico, o qual no tempo de 40 minutos, restituía o fluxo do início da operação, sendo que no final do período de filtração, o valor era cerca de 94,4 % do fluxo inicial (ver TABELA 5.4).

Acredita-se que isso tenha ocorrido devido ao grande aumento da temperatura das suspensões que estavam sendo filtradas (produção de calor devido ao atrito do fluxo dentro da membrana e trabalho de bombeamento), diminuindo a viscosidade do esgoto, melhorando as características de permeabilidade da membrana, combinado com o efeito da retrolavagem (a cada 2 minutos) e velocidade média tangencial alta (3,8 m/s). Utilizando-se as TABELAS 5.1, 5.2, 5.3, 5.4, 5.5 e 5.6, observa-se que em geral as

variações de temperatura (ΔT) durante o período de filtração, foram semelhantes em todos ensaios, com uma média geral em torno de $9,5^{\circ}\text{C}$.

Nos ensaios realizados nesta primeira etapa do trabalho, observa-se nas TABELAS 5.1, 5.2, 5.3, 5.4, 5.5 e 5.6, que os fluxos médios de todos ensaios foram superiores a $100 \text{ l/m}^2\cdot\text{h}$ e que os fluxos no final da operação, foram todos maiores que $50 \text{ l/m}^2\cdot\text{h}$. Segundo FANE (1996), fluxos de permeado acima de $50 \text{ l/m}^2\cdot\text{h}$ para microfiltração, na maioria das vezes, tornam a tecnologia, viável economicamente.

TABELA 5.1 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de $0,2\mu\text{m}$, em ensaio em batelada com água potável; Velocidade tangencial média de $3,8 \text{ m/s}$ e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$.

Obs: Não foi adicionado cloreto férrico neste ensaio.

Tempo (min)	Volume do Permeado (ml)	Fluxo do permeado ($\text{l/m}^2\cdot\text{h}$)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)
0	0	0	25,0
10	11070	1845,0	27,0
20	9900	1650,0	28,0
30	9780	1630,0	29,0
40	9490	1581,7	30,0
50	9060	1510,0	31,0
60	8960	1493,3	32,0
70	8860	1476,7	32,5
80	8700	1450,0	33,0
90	7810	1301,7	33,5
	Total: 83630	Média: 1548,7	

TABELA 5.2 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de $0,2\mu\text{m}$, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido **sem** adição de cloreto férrico. Velocidade tangencial média de $3,8\text{ m/s}$ e $\Delta P = 0,5\text{ kgf/cm}^2$.

Tempo (min)	Volume do Permeado (ml)	Fluxo do permeado ($\text{l/m}^2.\text{h}$)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)
0	0		24,0
10	1860	310,0	25,5
20	1460	243,3	26,5
30	1630	271,7	27,5
40	1430	238,3	29,0
50	1380	230,0	30,0
60	1310	218,3	31,0
70	1360	226,7	32,0
80	1320	220,0	33,0
90	1230	205,0	34,5
	Total: 12980	Média: 240,4	

TABELA 5.3 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de $0,2\mu\text{m}$, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 20 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000\text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{ s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100\text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10\text{ min}$. Velocidade tangencial média de $3,8\text{ m/s}$ e $\Delta P = 0,5\text{ kgf/cm}^2$.

Tempo (min)	Volume do Permeado (ml)	Fluxo do permeado ($\text{l/m}^2.\text{h}$)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)
0	0		26,0
10	1610	268,3	26,0
20	1390	231,7	28,0
30	1200	200,0	29,0
40	1120	186,7	30,5
50	1000	166,7	31,0
60	870	145,0	31,5
70	950	158,3	32,0
80	900	150,0	33,0
90	790	131,7	34,0
	Total: 9830	Média: 182,0	

TABELA 5.4 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de $0,2\mu\text{m}$, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de **40 mg/l de cloreto férrico**. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de $3,8\text{m/s}$ e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$.

Tempo (min)	Volume do Permeado (ml)	Fluxo do permeado ($\text{l/m}^2.\text{h}$)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)
0	0		27,0
10	730	121,7	28,0
20	800	133,3	30,0
30	740	123,3	30,5
40	730	121,7	31,5
50	730	121,7	32,5
60	640	106,7	33,5
70	700	116,7	34,5
80	730	121,7	35,5
90	690	115,0	36,0
	Total: 6490	Média: 120,1	

TABELA 5.5 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de $0,2\mu\text{m}$, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de **60 mg/l de cloreto férrico**. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de $3,8 \text{ m/s}$ e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$.

Tempo (min)	Volume do Permeado (ml)	Fluxo do permeado ($\text{l/m}^2.\text{h}$)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)
0	0		24,0
10	840	140,0	25,0
20	830	138,3	26,0
30	880	146,7	27,0
40	740	123,3	29,0
50	860	143,3	31,0
60	840	140,0	32,0
70	820	136,7	33,0
80	540	90,0	34,0
90	520	86,7	35,0
	Total: 6870	Média: 127,2	

TABELA 5.6 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de **0,2 μ m**, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de **100 mg/l de cloreto férrico**. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0.5 \text{ kgf/cm}^2$.

Tempo (min)	Volume do Permeado (ml)	Fluxo do permeado (l/m ² .h)	Temperatura (°C)
0	0		24,0
10	880	146,7	26,0
20	880	146,7	27,0
30	850	141,7	28,0
40	840	140,0	29,0
50	660	110,0	30,5
60	490	81,7	31,0
70	410	68,3	32,0
80	530	88,3	33,0
90	350	58,3	34,0
	Total: 5890	Média: 109,1

FIGURA 5.1 - Fluxo do permeado em função do Tempo de filtração em ensaios com água potável e efluentes do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico – membrana 0,2 µm.

FIGURA 5.2 - Fluxo do permeado em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 0,2 µm.

5.2.2 - Cálculo das resistências totais da membrana de 0,2 μm nos ensaios realizados na primeira etapa.

Conhecidos:

- Fluxo do permeado para água potável: $J = 1548,7 \text{ l/m}^2.\text{h}$
- Fluxo do permeado para amostra do efluente do RALEX, sem adição de FeCl_3 :
 $J = 240,37 \text{ l/m}^2.\text{h}$
- Fluxo do permeado para amostra do efluente do RALEX, com adição de 20 mg/l de FeCl_3 : $J = 182,04 \text{ l/m}^2.\text{h}$
- Fluxo do permeado para amostra do efluente do RALEX, com adição de 40 mg/l de FeCl_3 : $J = 120,19 \text{ l/m}^2.\text{h}$
- Fluxo do permeado para amostra do efluente do RALEX, com adição de 60 mg/l de FeCl_3 : $J = 127,2 \text{ l/m}^2.\text{h}$
- Fluxo do permeado para amostra do efluente do RALEX, com adição de 100 mg/l de FeCl_3 : $J = 109,1 \text{ l/m}^2.\text{h}$
- Variação da pressão: $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2 \Rightarrow 0,5 \cdot 10^5 \text{ Pa}$
- Viscosidade dinâmica: $\mu = 10^{-3} \text{ Pa.s}$

Adaptando-se a equação 3.1 (Capítulo 3), tem-se:

$$J = \Delta P / \mu (R_M + R_p + R_g + R_c)$$

Em que:

$$R_M + R_p + R_g + R_c = R_T$$

$$R_p + R_g + R_c = R_C$$

Considerando:

$R_C = 0$, quando se filtra água potável, obtém-se o valor de R_M :

$$R_M = 1,16. 10^{11} \text{ m}^{-1}$$

Dessa forma, tem-se que a resistência total da membrana de 0,2 μm quando se utilizou amostra do efluente do RALEX, sem adição de FeCl_3 foi igual:

$$R_T = 0,75. 10^{12} \text{ m}^{-1}$$

Para o ensaio em que se utilizou amostra do efluente do RALEX, com adição de 20 mg/l de FeCl_3 , a resistência total da membrana foi igual a:

$$R_T = 0,99. 10^{12} \text{ m}^{-1}$$

A resistência total da membrana no ensaio em que se utilizou amostra do efluente do RALEX, com adição de 40 mg/l de FeCl_3 , foi igual a:

$$R_T = 1,50. 10^{12} \text{ m}^{-1}$$

Para o ensaio em que se utilizou amostra do efluente do RALEX, com adição de 60 mg/l de FeCl_3 , a resistência total da membrana foi igual a:

$$R_T = 1,41. 10^{12} \text{ m}^{-1}$$

A resistência total da membrana no ensaio em que se utilizou amostra do efluente do RALEX, com adição de 100 mg/l de FeCl_3 , foi igual a:

$$R_T = 1,65. 10^{12} \text{ m}^{-1}$$

5.3 - Qualidade do permeado

5.3.1 - Remoção de Fosfato Total ($P.P.O_4^{-3}$)

Na TABELA 5.7, observa-se que a eficiência média de remoção de $P.P.O_4^{-3}$ das amostras de efluente do RALEX, filtradas no Sistema de Microfiltração Tangencial (membrana - 0,2 μm), foi crescente, com o aumento da dosagem de cloreto férrico.

Na FIGURA 5.3, verifica-se que a eficiência de remoção de $P.P.O_4^{-3}$ durante o período de filtração, teve valores bem mais baixos no ensaio em que a amostra de efluente do RALEX não recebeu a adição de cloreto férrico (sem o processo de coagulação seguido de floculação). Este fato pode ser explicado pela transformação de parte da fração dissolvida e coloidal em fração particulada, a qual seria removida eficientemente pela membrana de 0,2 μm . Dessa forma, as substâncias dissolvidas e uma parte em forma de colóides, que contribuem na concentração de $P.P.O_4^{-3}$, acabam por atravessar a membrana e aparecem nas amostras coletadas de permeado.

No ensaio com adição da menor dosagem de cloreto férrico (20 mg/l), já se observa grande aumento na eficiência de remoção, comparado com o ensaio sem adição de $FeCl_3$. Isto se deve ao fato da conversão da fração solúvel e coloidal em fração particulada que foi retida pela membrana de 0,2 μm .

Verifica-se na TABELA 5.7 que nos ensaios com adição de 40 e 60 mg/l de cloreto férrico, as eficiências médias de remoção foram próximas (89,5 e 92,6 %, respectivamente) e para maior dosagem de $FeCl_3$ (100 mg/l), foi de 99 %.

É importante salientar que os fenômenos de colmatação da membrana, sobretudo nos ensaios com adição de cloreto férrico, contribuiu para aumentar a capacidade de retenção da membrana. Segundo MALACK & ANDERSON (1996) a deposição de sólidos suspensos sobre a membrana, pode formar uma membrana “dinâmica ou secundária”, que pode separar espécies de tamanho menor que os poros da membrana. Os resultados de eficiência de remoção de $P.P.O_4^{-3}$ acompanharam em geral as mesmas variações dos cálculos das resistências da membrana (item 5.2.2), com exceção para o

ensaio com 60 mg/l em que ocorreu resistência um pouco menor e eficiência média de remoção um pouco maior que no ensaio com adição de 40 mg/l de FeCl_3 .

Utilizando-se as TABELAS 5.8, 5.9, 5.10, 5.11 e 5.12, é possível verificar que em nenhum dos ensaios, as amostras coletadas do permeado excederam a concentração de 2,4 mgP/l de P.P.O_4^{3-} . Além disso, essas baixas concentrações foram mantidas durante todo período de filtração das amostras de efluente do RALEX, como pode ser observado na FIGURA 5.4.

FIGURA 5.3 - Eficiência de remoção de P.P.O_4^{3-} em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 0,2 μm .

FIGURA 5.4 - Concentração de $P.P.O_4^{3-}$ em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana $0,2 \mu m$.

5.3.2. Remoção de DQOt

Utilizando-se a TABELA 5.7, pode-se constatar que nos ensaios em que as amostras de efluente do RALEX foram previamente coaguladas e floculadas, as eficiências médias de remoção de DQOt durante o tempo de operação, foram maiores que no ensaio sem adição de cloreto férrico. Isto se deve a conversão de parte da fração dissolvida e coloidal em fração particulada, a qual pode ser removida com eficiência pela membrana de $0,2 \mu m$.

É importante observar, ainda analisando a TABELA 5.7, que a dosagem de 20 mg/l de $FeCl_3$ já foi suficiente para se atingir uma eficiência média de remoção, de 92 %. As dosagens acima desta (40; 60 e 100 mg/l), não tiveram grandes incrementos na eficiência média de remoção, sendo que a dosagem de 60 mg/l de $FeCl_3$, teve valor menor que no ensaio com 20 mg/l de cloreto férrico. Portanto, pensando em termos de

remoção de DQOt, a dosagem de 20 mg/l de FeCl_3 seria a mais adequada, analisando-se em conjunto a eficiência de remoção e economia de coagulante.

A maior colmatção da membrana nos ensaios em que as amostras de efluente do RALEX, foram coaguladas e floculadas em comparação com o ensaio sem adição de cloreto férrico (isto pode ser verificado nos cálculos das resistências da membrana - item 5.2.2), também foi responsável pelo aumento da capacidade de retenção da membrana, retraindo partículas de tamanho menor que o tamanho dos poros da membrana de 0,2 μm , o que pode ser verificado pelos valores extremamente baixos de DQOt em algumas amostras coletadas do permeado (ver FIGURA 5.6).

Em geral as eficiências médias de remoção de DQOt, acompanharam as variações das resistências totais da membrana até a dosagem de 60 mg/l de cloreto férrico, pois para a dosagem acima desta (100 mg/l), a resistência total da membrana era a maior e no entanto a eficiência média de remoção foi próxima do ensaio com adição de 40 mg/l de FeCl_3 (ver item 5.2.2 e TABELA 5.7).

Nas TABELAS 5,8, 5,9, 5,10, 5,11 e 5,12 observa-se que a DQOt em nenhuma das amostras coletadas de permeado, excedeu a 26 mg/l.

FIGURA 5.5 - Eficiência de remoção de DQOt em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 0,2 μ m.

FIGURA 5.6 - DQOt em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 0,2 μ m.

5.3.3 Remoção da Turbidez

Verifica-se na TABELA 5.7, que as eficiências médias de remoção da Turbidez para todos ensaios foram altas, tendo valor menor quando não se adicionou cloreto férrico no efluente do RALEX. (92,4 %).

As grandes eficiências de remoção da Turbidez durante a operação do Sistema de Microfiltração Tangencial (FIGURA 5.7), estão relacionadas com a grande capacidade de retenção da matéria em suspensão por membranas com tamanho médio de poros de 0,2 μm .

Para Turbidez, as eficiências médias de remoção, em geral não acompanharam as variações típicas dos cálculos da resistência total da membrana nos diversos ensaios (ver TABELA 5.7 e item 5.2.2), por exemplo, para o ensaio com adição de 20 mg/l de cloreto férrico no qual foi obtida a maior eficiência média de remoção (98.5 %), ocorreu o segundo maior valor calculado de resistência total da membrana.

Nas TABELAS 5.8, 5.9, 5.10, 5.11, 5.12 e FIGURA 5.8, verifica-se que a turbidez das amostras coletadas do permeado foram extremamente baixas, durante todo período de filtração, não excedendo o valor de 4 uT.

FIGURA 5.7 - Eficiência de remoção da Turbidez em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 0,2 μm .

FIGURA 5.8 - Turbidez em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 0,2 μm .

5.3.4 Remoção de Coliformes Totais e Fecais

As amostras de efluente do RALEX (afluente da microfiltração) utilizadas neste trabalho apresentaram contagens de 10^7 NMP/100ml de Coliformes Totais e 10^6 NMP/100ml de Coliformes Fecais.

Em todas amostras coletadas de permeado em que foram realizados os exames desses Coliformes (P10 e P90), eles foram < 1 NMP/100ml, que era o limite de detecção do método. Portanto a remoção foi de “praticamente” 100 %, mostrando que a membrana de 0,2 μm utilizada nesta primeira etapa do trabalho, constituiu uma barreira extremamente eficaz no controle bacteriológico, possibilitando o reuso do permeado produzido, para fins mais diversificados e refinados.

A membrana foi uma barreira física que reteve os Coliformes ($> 1\mu\text{m}$) os quais possuem tamanho maior que os poros da membrana, assim como muitas outras bactérias, como mostrado na TABELA 5.13.

5.3.5 Considerações a respeito dos resultados obtidos para Sólidos Suspensos e Sólidos Totais nas amostras coletadas dos permeados.

Nesta primeira etapa do trabalho, os Sólidos Suspensos não foram medidos para as amostras coletadas do permeado, visto que o papel de filtro utilizado no método para determinação desses sólidos, tem zona de corte de 1,2 μm , sendo bem maior que o diâmetro médio dos poros da membrana (0,2 μm), já se prevendo em literatura, uma eficiência de remoção de “praticamente” 100 % dos Sólidos Suspensos após a microfiltração com essa membrana.

Os Sólidos Totais (ST, STV e STF) foram medidos para as amostras do permeado, no entanto, convém ressaltar que houve muitos erros nesta medida, sobretudo para os voláteis e fixos, pois era comum muitas vezes a medida de P_1 (peso da cápsula de porcelana após a estufa a 100°C durante 24 horas) ser menor que P_2 (peso da cápsula de porcelana após a mufla a 550°C durante 2 horas), o que impossibilitava o cálculo final

(as amostras de permeado as quais não foram possível aferir essas medidas, estão assinaladas nas TABELAS com a legenda “E”). Isto pode ter ocorrido pela baixa concentração de sólidos (a matéria em suspensão praticamente tinha sido toda removida na microfiltração) nas amostras de permeado, necessitando-se de volumes maiores que os 50 ml recolhidos para se colocarem nas cápsulas, de modo a tentar minimizar os efeitos do erro que esse método já possui. Portanto os resultados obtidos desses sólidos para as amostras de permeado, não são confiáveis, e desse modo não será feita uma discussão sobre esses resultados.

5.3.6 Considerações a respeito dos resultados obtidos de Temperatura, pH e Alcalinidade nas amostras coletadas dos permeados.

Observando-se as TABELAS 5.1, 5.2, 5.3, 5.4, 5.5 e 5.6, a temperatura, teve grande aumento durante o período de filtração, com já mencionado anteriormente na discussão sobre o fluxo do permeado (item 5.2.1), com um ΔT médio de 9,5°C, considerando todos ensaios realizados nesta primeira etapa.

Esse aumento de temperatura está relacionado com a geração de calor devido ao atrito e trabalho de bombeamento. Tal fato acaba sendo benéfico ao fluxo do permeado, no entanto, convém ressaltar que a membrana utilizada suporta temperatura até 60°C, o que poderia impossibilitar o uso para longos períodos de operação, a menos que a operação do sistema seja interrompida para diminuição da temperatura da suspensão que está sendo tratada, ou através da incorporação no sistema, de uma torre de resfriamento.

Em geral, o pH das amostras de permeado coletadas no final da operação (P90), apresentadas nas TABELAS 5.8, 5.9, 5.10, 5.11, 5.12, foram maiores que os valores de pH das amostras de efluente do RALEX (afluente da microfiltração), com exceção para o ensaio com 100 mg/l de FeCl_3 , no qual o pH do efluente do RALEX era de 6,8 e a amostra de permeado coletada no final da operação, teve pH muito baixo de 3,17. Isto pode ter ocorrido, pois essa grande dosagem de cloreto férrico (100 mg/l), consumiu muita alcalinidade, culminando com uma brusca queda do pH.

Com relação a Alcalinidade verifica-se, utilizando também as TABELAS 5.1, 5.2, 5.3, 5.4, 5.5 e 5.6, que os ensaios nos quais as amostras de efluente do RALEX foram coaguladas e floculadas (20; 40; 60 e 100 mg/l de FeCl_3), as medidas de Alcalinidade, tanto parcial como a total, diminuíram nas amostras de permeado coletadas no final da operação (P90) em relação as alcalinidades medidas das amostras de efluente do RALEX. Isto ocorre porque o cloreto férrico reage com as moléculas de água para formar hidróxidos insolúveis, e os íons hidrogênio assim liberados, reagem com a alcalinidade, o que pode ser evidenciado com o ensaio sem adição de cloreto férrico (TABELA 5.8) em que a alcalinidade praticamente não sofreu alteração (sobretudo a parcial).

No ensaio com adição de 100 mg/l de FeCl_3 , não foi possível medir a Alcalinidade da amostra do permeado (P90), pois o pH dessa amostra era de 3,14 e o método consistia em medir o volume gasto de ácido para baixar o pH até 5,75 e depois até 4,3. Essa alta dosagem de cloreto férrico consumiu muita alcalinidade, e a suspensão que estava sendo tratada, perdeu sua capacidade tampão. Desse modo, para respeitar o padrão de emissão da resolução N° 20 do CONAMA, que permite pH entre 5 e 9, será necessária a adição de álcali, para elevar o pH.

5.3.7 Considerações a respeito dos resultados obtidos nas filtrações em papel de filtro (0,2 μm) com as amostras de efluente do RALEX antes e logo após o processo de coagulação seguido de floculação.

Inicialmente filtrava-se em papel de filtro 0,2 μm a amostra de efluente que era utilizada em cada ensaio de pós-tratamento no Sistema de Microfiltração Tangencial. Esse efluente era introduzido no tanque de alimentação do equipamento de Microfiltração Tangencial e logo após o processo de coagulação seguido de floculação, retirava-se volume pequeno desse efluente para ser submetido novamente a filtração em papel de filtro 0,2 μm . Para essas duas situações (antes e logo após o processo de coagulação seguido de floculação) foram medidas a turbidez, DQOt e P.P.O_4^{-3} .

Com relação a turbidez, observa-se com as TABELAS 5.8, 5.9, 5.10, 5.11 e 5.12 que todos resultados das filtrações em papel de filtro 0,2 μm com amostras de efluente do RALEX, antes (sem coagulante) e após (com coagulante) serem coaguladas e floculadas, tiveram valores superiores as médias de turbidez calculadas (TABELA 5.7) para as amostras coletadas de permeado em todos ensaios realizados no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana tubular de polipropileno (0,2 μm), nesta primeira etapa do trabalho.

É interessante observar que todas amostras de permeado analisadas, sempre tiveram medidas de turbidez menores que os resultados obtidos em todas filtrações em papel de filtro 0,2 μm .

Todos resultados de DQOt nos ensaios com papel de filtro 0,2 μm (ver TABELAS 5.8, 5.9, 5.10, 5.11 e 5.12) foram maiores que as concentrações médias (TABELA 5.7) e valores absolutos de DQOt de todas amostras coletadas de permeado, analisando-se cada ensaio separadamente.

As concentrações de P.P.O_4^{-3} nos ensaios com papel de filtro (0,2 μm) em geral, também foram maiores que as concentrações médias (TABELA 5.7) das amostras coletadas de permeado.

Verifica-se nas TABELAS 5.8, 5.9, 5.10, 5.11 e 5.12, que quando se filtrava a amostra de efluente do RALEX já coagulada e floculada, a remoção de Turbidez, de DQOt e P.P.O_4^{-3} era bem mais eficiente e isso se deve a transformação da fração dissolvida em material particulado, que era retido no papel de filtro.

Apesar das superfícies filtrantes tanto do papel de filtro como da membrana de microfiltração terem tamanho de poro de 0,2 μm , as eficiências de remoção dos parâmetros citados foram bem diferentes.

No Sistema de Microfiltração Tangencial, a primeira amostra de permeado foi coletada após 10 minutos de operação e provavelmente a formação da “membrana secundária” (em geral, sempre se formará, mesmo com o efeito combinado da retrolavagem e velocidade tangencial) sobre a superfície da membrana tubular de polipropileno de 0,2 μm , bem como a eventual obstrução interna dos poros desta,

conferiu a esta maior capacidade de retenção comparado com o ensaio em papel de filtro (0,2 μm), em que a operação era realizada com papel de filtro novo, portanto sem alguma pré deposição de partículas em sua superfície, durando-se no máximo 2 minutos, para se obter um volume de filtrado suficiente para as análises laboratoriais realizadas (Turbidez, DQOt e P.P.O_4^{-3}).

Desse modo, deveria ter sido coletada uma amostra de permeado nos primeiros instantes logo após o início da operação do Sistema de Microfiltração Tangencial, de modo a diminuir a influência da deposição interna ou sobre a superfície da membrana de microfiltração, que acaba por conferir vantagem na eficiência de remoção dos parâmetros, comparado com os ensaios em papel de filtro 0,2 μm .

TABELA 5.7 - Valores calculados das Eficiências médias de Turbidez, P.P.O_4^{-3} e DQOt bem como a média desses parâmetros para as amostras de permeado coletadas ao longo do período de filtração no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2 μm , em ensaios com diferentes dosagens de cloreto férrico.

	Dos (FeCl_3)		Dos (FeCl_3)		Dos (FeCl_3)		Dos (FeCl_3)		Dos (FeCl_3)	
	0		20 mg/l		40 mg/l		60 mg/l		100 mg/l	
Parâmetros	Efic média (%)	média	Efic média (%)	média	Efic média (%)	média	Efic média (%)	média	Efic média (%)	média
Turbidez (uT)	92,4	1,20	98,5	0,84	96,4	2,0	93,5	1,3	97,5	1,2
P.P.O_4^{-3} (mg/l)	25,7	1,37	68,1	2,80	89,5	1,4	92,6	0,6	99,0	0,25
DQOt (mg/l)	51	14	92	10	95	7	83	15	94	6

TABELA 5.8 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 0,2 μ m, Afluente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2 μ m, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido sem adição de cloreto férrico. Velocidade tangencial média de 3.8 m/s e $\Delta P = 0.5$ kgf/cm².

Parâmetros	Afluente (Efluente do RALEX)	P10	P20	P30	P40	P50	P60	P70	P80	P90	R90	F. 0.2 (μ m)
T (° C)	24,0	25,5	26,5	27,5	29,0	30,0	31,0	32,0	33,0	34,5	34,5	-
PH	7,6	-	-	-	-	-	-	-	-	8,3	8,1	-
Alc P (mg CaCO ₃ /l)	86	-	-	-	-	-	-	-	-	86	90	-
Alc T (mg CaCO ₃ /l)	99	-	-	-	-	-	-	-	-	90	108	-
SST (mg/l)	22	-	-	-	-	-	-	-	-	-	27	-
SSV (mg/l)	18	-	-	-	-	-	-	-	-	-	23	-
SSF (mg/l)	4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	4	-
ST (mg/l)	164	94	77	101	109	66	99	107	82	109	-	-
STV (mg/l)	58	7	E	7	21	E	21	36	47	19	-	-
STF (mg/l)	106	87	E	94	87	E	77	71	35	90	-	-
Turb (uT)	16,0	1,0	1,0	1,0	2,0	2,0	1,0	1,0	1,0	1,0	-	5,0
P.P.O ₄ ⁻³ (mgP/l)	1,84	1,36	1,36	1,26	1,45	1,45	1,36	1,36	1,36	1,36	-	-
DQO t (mg/l)	70	12	13	14	12	9	12	21	14	17	94	-
CT (NMP/100ml)	10 ⁷	< 1	-	-	-	-	-	-	-	< 1	-	-
CF (NMP/100ml)	10 ⁶	< 1	-	-	-	-	-	-	-	< 1	-	-

Legenda:

P – Permeado

R – Retentado

F – Filtrado em papel de filtro (0,2 μ m)

E - Erro

TABELA 5.9 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 0,2 μ m em amostra de efluente do RALEX antes e logo após a adição de coagulante, Afluente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2 μ m, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de **20 mg/l de cloreto férrico**. Gradiente médio de mistura rápida Gmr = 1000 s⁻¹; tempo médio de mistura rápida Tr = 10s; Gradiente médio de floculação Gmf = 100 s⁻¹; tempo médio de floculação Tf = 10 min. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5$ kgf/cm².

Parâmetros	Afluente (Efluente do RALEX)	P10	P20	P30	P40	P50	P60	P70	P80	P90	R90	F 0,2 (μ m) S/Coa	F 0,2 (μ m) Côa
T (° C)	26.0	26.0	28.0	29.0	30.5	31.0	31.5	32.0	33.0	34.0	35.0	-	-
PH	7	-	-	-	-	-	-	-	-	8.02	7.85	-	-
Alc P (mg CaCO ₃ /l)	105	-	-	-	-	-	-	-	-	70	88	-	-
Alc T (mg CaCO ₃ /l)	129	-	-	-	-	-	-	-	-	88	101	-	-
SST (mg/l)	55	-	-	-	-	-	-	-	-	-	103	-	-
SSV (mg/l)	45	-	-	-	-	-	-	-	-	-	71	-	-
SSF (mg/l)	10	-	-	-	-	-	-	-	-	-	32	-	-
ST (mg/l)	228	230	114	130	147	164	128	204	144	228	249	-	-
STV (mg/l)	122	104	56	60	80	94	36	186	92	E	105	-	-
STF (mg/l)	106	126	58	70	67	70	92	19	52	E	144	-	-
Turb (uT)	57.10	0.90	0.49	0.60	0.57	0.68	0.72	0.64	0.90	2.04	92.50	9.10	5.40
P.P.O ₄ ⁻³ (mgP/l)	6.3	2.3	2.0	2.0	2.4	1.9	1.8	1.9	1.7	1.9	8.1	5.6	2.2
DQO t (mg/l)	114	3	25	25	3	5	3	5	6	15	147	36	26
CT(NMP/100ml)	10 ⁷	< 1	-	-	-	-	-	-	-	< 1	-	-	-
CF(NMP/100ml)	10 ⁶	< 1	-	-	-	-	-	-	-	< 1	-	-	-

Legenda:

P – Permeado

R – Retentado

F – Filtrado em papel de filtro (0,2 μ m)

E - Erro

S/ Coa – sem coagulante

Coa - com coagulante

TABELA 5.10 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 0,2 μ m em amostra de efluente do RALEX antes e logo após a adição de coagulante. Afluente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2 μ m, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de **40 mg/l de cloreto férrico**. Gradiente médio de mistura rápida Gmr = 1000 s⁻¹; tempo médio de mistura rápida Tr = 10s; Gradiente médio de floculação Gmf = 100 s⁻¹ ; tempo médio de floculação Tf = 10 min . Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5$ kgf/cm².

Parâmetros	Afluente (Efluente do RALEX)	P10	P20	P30	P40	P50	P60	P70	P80	P90	R90	F 0,2 (μ m) S/Coa	F 0,2 (μ m) Coa
T (° C)	27,0	28,0	30,0	30,5	31,5	32,5	33,5	34,5	35,5	36,0	36,0	-	-
pH	6,6	-	-	-	-	-	-	-	-	7,95	7,7	-	-
Alc P (mg CaCO ₃ /l)	81	-	-	-	-	-	-	-	-	59	25	-	-
Alc T (mg CaCO ₃ /l)	99	-	-	-	-	-	-	-	-	69	33	-	-
SST (mg/l)	41	-	-	-	-	-	-	-	-	-	112	-	-
SSV (mg/l)	40	-	-	-	-	-	-	-	-	-	69	-	-
SSF (mg/l)	1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	43	-	-
ST (mg/l)	264	230	234	124	222	436	128	456	230	150	254	-	-
STV (mg/l)	160	88	106	57	90	195	51	292	104	91	105	-	-
STF (mg/l)	104	142	128	67	132	241	77	164	126	59	149	-	-
Turb (uT)	56,2	1,8	1,8	2,1	1,1	1,7	1,7	1,8	2,2	4,0	70,3	14,1	7,7
P.P.O ₄ ⁻³ (mgP/l)	13,3	1,6	1,4	1,6	1,4	1,6	1,2	1,6	1,4	1,1	15,7	11,0	1,9
DQO t (mg/l)	124	7	17	5	7	3	10	3	3	5	142	32	29
CT (NMP/100ml)	10 ⁷	< 1	-	-	-	-	-	-	-	< 1	-	-	-
CF (NMP/100ml)	10 ⁶	< 1	-	-	-	-	-	-	-	< 1	-	-	-

Legenda:

P – Permeado

R – Retentado

F – Filtrado em papel de filtro (0,2 μ m)

S/ Coa – sem coagulante

Coa - coagulante

TABELA 5.11 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 0,2 μ m em amostra de efluente do RALEX antes e logo após a adição de coagulante, Afluente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2 μ m, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 60 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida Gmr = 1000 s⁻¹; tempo médio de mistura rápida Tr = 10s; Gradiente médio de floculação Gmf = 100 s⁻¹; tempo médio de floculação Tf = 10 min. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5$ kgf/cm².

Parâmetros	Afluente (Efluente do RALEX)	P10	P20	P30	P40	P50	P60	P70	P80	P90	R90	F 0,2 (μ m) S/ Coa	F 0,2 (μ m) Coa
T (° C)	24,0	25,0	26,0	27,0	29,0	31,0	32,0	33,0	34,0	35,0	35,0	-	-
pH	6,7	-	-	-	-	-	-	-	-	7,2	7,1	-	-
Alc P (mg CaCO ₃ /l)	72	-	-	-	-	-	-	-	-	22	23	-	-
Alc T (mg CaCO ₃ /l)	116	-	-	-	-	-	-	-	-	25	32	-	-
SST (mg/l)	29	-	-	-	-	-	-	-	-	-	98	-	-
SSV (mg/l)	28	-	-	-	-	-	-	-	-	-	51	-	-
SSF (mg/l)	1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	47	-	-
ST (mg/l)	404	184	416	532	316	622	496	530	584	228	800	-	-
STV (mg/l)	E	E	E	52	E	92	E	74	192	E	E	-	-
STF (mg/l)	E	E	E	480	E	530	E	456	392	E	E	-	-
Turb (uT)	20,1	0,9	1,9	1,0	0,5	1,0	1,3	2,7	0,6	1,8	39,7	10,5	5,5
P.P.O ₄ ⁻³ (mgP/l)	8,3	0,4	0,6	0,6	0,6	0,6	0,7	0,7	0,8	0,7	11,1	7,8	1,2
DQO t (mg/l)	89	10	20	22	21	5	6	18	21	12	110	47	21
CT (NMP/100ml)	10 ⁷	< 1	-	-	-	-	-	-	-	< 1	-	-	-
CF (NMP/100ml)	10 ⁶	< 1	-	-	-	-	-	-	-	< 1	-	-	-

Legenda:

P – Permeado

R – Retentado

F – Filtrado em papel de filtro (0,2 μ m)

E - Erro

S/ Coa – sem coagulante

Coa - coagulante

TABELA 5.12 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 0,2 μ m em amostra de efluente do RALEX antes e logo após a adição de coagulante. Afluente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2 μ m, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 100 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida Gmr = 1000 s⁻¹; tempo médio de mistura rápida Tr = 10s; Gradiente médio de floculação Gmf = 100 s⁻¹; tempo médio de floculação Tf = 10 min. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e ΔP = 0,5 kgf/cm².

Parâmetros	Afluente (Efluente do RALEX)	P10	P20	P30	P40	P50	P60	P70	P80	P90	R90	F 0,2 (μ m) S/ Coa	F 0,2 (μ m) Coa
T (° C)	24.0	26.0	27.0	28.0	29.0	30.5	31.0	32.0	33.0	34.0	34.0	-	-
pH	6.8	-	-	-	-	-	-	-	-	3.17	3.8	-	-
Alc P (mg CaCO ₃ /l)	67	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Alc T (mg CaCO ₃ /l)	92	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SST (mg/l)	48	-	-	-	-	-	-	-	-	-	191	-	-
SSV (mg/l)	37	-	-	-	-	-	-	-	-	-	94	-	-
SSF (mg/l)	11	-	-	-	-	-	-	-	-	-	97	-	-
ST (mg/l)	226	272	176	190	190	186	270	186	266	176	472	-	-
STV (mg/l)	161	170	104	104	128	88	E	88	188	88	330	-	-
STF (mg/l)	65	102	72	86	62	98	E	98	78	88	142	-	-
Turb (uT)	50.9	2.6	1.0	0.8	1.8	1.2	1.0	1.4	1.0	0.8	172	7.0	5.0
P.P.O ₄ ⁻³ (mgP/l)	2.32	0.08	0.02	0.02	0.01	0.02	0.02	0.01	0.01	0.01	3.02	0.01	0.002
DQOt (mg/l)	97	5	1	3	4	3	1	26	5	4	175	21	15
CT (NMP/100ml)	10 ⁷	< 1	-	-	-	-	-	-	-	< 1	-	-	-
CF (NMP/100ml)	10 ⁶	< 1	-	-	-	-	-	-	-	< 1	-	-	-

Legenda:

P – Permeado

R – Retentado

F – Filtrado em papel de filtro (0,2 μ m)

E - Erro

S/ Coa – sem coagulante

Coa – coagulante

TABELA 5.13 - Tamanhos relativos dos contaminantes bacterianos

Organismo	Comprimento do corpo (μm)	Diâmetro (μm)
<i>Clostridium perfringens</i>	4,0-8,0	1,0-1,5
<i>Clostridium tetani</i>	4,0-8,0	0,4-0,6
<i>Escherichia coli</i>	1,0-3,0	0,5
<i>Klebsiella pneumoniae</i>	5,0	0,3-0,5
<i>Pseudomonas aeruginosa</i>	2,0-3,0	0,5-1,0
<i>Pseudomonas diminuta</i>	1,0	0,3
<i>Salmonella enteritidis</i>	2,0-3,0	0,6-0,7
<i>Salmonella hirschfeldii</i>	1,0-2,5	0,3-0,5
<i>Salmonella typhimurium</i>	1,0-1,5	0,5
<i>Salmonella typhosa</i>	2,0-3,0	0,6-0,7
<i>Sarcina máxima</i>	-	4,0-4,5
<i>Serratia marcescens</i>	0,5-1,0	0,5
<i>Staphylococcus aureus</i>	-	0,8-1,0
<i>Streptococcus lactis</i>	-	0,5-1,0
<i>Streptococcus pneumoniae</i>	-	0,5-1,25
<i>Streptococcus pyogenes</i>	-	0,6-1,0

Fonte: Handbook of industrial membranes (Keith Scott), 1993

5.4 Segunda etapa

5.4.1 Evolução do fluxo do permeado

Na TABELA 5.14, observa-se que o fluxo inicial do permeado (nos primeiros 10 min), no ensaio com água potável, foi de 2480,0 l/m².h e no final da operação, o fluxo do permeado foi de 1750,0 l/m².h (70,5% do fluxo inicial). A média durante o período foi de 2331,5 l/m².h, sendo significativamente superior aos valores calculados da média do fluxo do permeado dos ensaios posteriores realizados com as amostras de efluente do RALEX. Com a FIGURA 5.9, verificou-se que sempre os valores de fluxo do permeado, no ensaio com água potável, foram sensivelmente superiores aos dos ensaios com amostras de efluente do RALEX.

Isto se deve principalmente ao tipo de suspensão que estava sendo tratada, como já discutido, no item 5.2.1, na primeira etapa deste trabalho. Como a água potável possui baixa concentração de sólidos (comparada com o efluente do RALEX), a colmatação da membrana é menor, o que pode ser comprovado pelo menor valor calculado de resistência total da membrana (item 5.4.2), permitindo maiores valores de fluxo do permeado.

Além disso, como nesse ensaio era necessária a adição de maior volume de água potável que o colocado de início (36l), a suspensão que estava sendo filtrada recebia o efeito de diluição, enquanto que nos ensaios posteriores com as amostras de efluente do RALEX, a suspensão no tanque de alimentação ficava sempre cada vez mais concentrada, na medida em que eram coletados os volumes produzidos de permeado, não sendo necessária a adição de mais esgoto, que o colocado de início (36 l).

Nos ensaios com as amostras de efluente do RALEX, pode-se verificar, nas TABELAS 5.15, 5.16, 5.17, 5.18 e 5.19, que nesta segunda etapa do trabalho, a média dos fluxos de permeado durante o período de operação, em geral não tendeu a diminuir com o aumento das dosagens de cloreto férrico, como o ocorrido na primeira etapa do trabalho. Por exemplo, o ensaio com a menor dosagem de FeCl₃ (20 mg/l) teve o menor

valor calculado da média de fluxo do permeado, em contrapartida, o ensaio com adição de 60 mg/l de cloreto férrico foi o que teve maior valor de média do fluxo do permeado durante a operação do Sistema de Microfiltração Tangencial.

Na FIGURA 5.10, verifica-se que no ensaio em que a amostra de efluente do RALEX não foi coagulada e floculada, os valores de fluxo do permeado sempre foram maiores que nos outros ensaios. No entanto o decaimento do fluxo (os valores sempre diminuíram) se deu de forma bem acentuada, de modo que no final da operação, o valor do fluxo do permeado era cerca de 15 % do fluxo inicial. Já nos ensaios com cloreto férrico, os fluxos iniciaram com valores bem menores (a colmatação foi mais rápida, devido, provavelmente à rápida formação de camada de polarização por concentração), no entanto, o decaimento não se deu de forma brusca, mantendo maior estabilidade. Por exemplo, no ensaio com 40 mg/l de FeCl_3 , o fluxo do permeado no final da operação, era cerca de 58 % do fluxo inicial.

Comparando-se os resultados de SST das amostras de efluente do RALEX utilizadas para os ensaios de microfiltração (ver TABELAS 5.21, 5.22, 5.23, 5.24 e 5.25), com as médias de fluxo do permeado, apresentadas nas TABELAS 5.15, 5.16, 5.17, 5.18 e 5.19, verifica-se que nos ensaios realizados nesta segunda etapa do trabalho, também não houve uma relação direta entre maior concentração de SST (das amostras de efluente do RALEX) e diminuição nos valores de fluxo do permeado. Por exemplo, no ensaio com adição de 40 mg/l de cloreto férrico, no qual amostra de efluente do RALEX possuía a maior concentração de SST (56 mg/l), ocorreu a terceira maior média calculada de fluxo de permeado durante a operação. Os ensaios com adição de 20 e 60 mg/l de cloreto férrico, com valores próximos de SST das amostras utilizadas de efluente do RALEX (43 e 42 mg/l, respectivamente), apresentaram valores bem diferentes de fluxo do permeado ao longo da operação.

Desse modo, foi possível constatar que os valores de fluxo do permeado se relacionaram mais com o efeito das diferentes dosagens de cloreto férrico na mudança das proporções entre os materiais particulados, dissolvidos e em forma de colóides e o que essas alterações poderão influenciar nos fenômenos de colmatação da membrana.

Como já referido no item 5.2.1, o Sistema de Microfiltração Tangencial utilizado na pesquisa, não era apropriado para o processo de floculação, sendo incapaz de manter a estabilidade dos flocos formados, observando-se, desta forma, grande quantidade de flocos de tamanho pequeno e homogêneos, que provavelmente tenham se depositado sobre a superfície da membrana, formando uma camada de polarização por concentração ou uma camada de gel (principalmente nos ensaios com adição de cloreto férrico), que acaba por diminuir a permeabilidade da membrana, resultando em uma grande diminuição nos valores de fluxo do permeado comparados com as do ensaio com água potável e quando o efluente do RALEX não foi previamente coagulado e floculado. Outro fator que pode ter contribuído para colmatção da membrana de 1,0 μm , de forma mais intensificada que na membrana de 0,2 μm , foi o bloqueamento dos poros ou adsorção de partículas na superfície externa ou no interior dos poros. ELMALEH & ABEDELMONI (1998), em ensaios de microfiltração com efluente de reator anaeróbio de escala de laboratório, constataram que quando se utilizava a membrana com maior tamanho de poro, o entupimento interno dos poros era maior que na membrana de tamanho de poro menor. Provavelmente, esse tipo de colmatção, tenha sido muito importante nesta segunda etapa do trabalho.

Nesta segunda etapa com a membrana de 1,0 μm , como já referido anteriormente, o aumento das dosagens de FeCl_3 não foi acompanhado de diminuição de permeabilidade da membrana, e, portanto acredita-se que esse tipo de colmatção ocorrera, mas não com a mesma intensidade que na primeira etapa, com a membrana de 0,2 μm . Nesta segunda etapa, a colmatção por bloqueamento dos poros, também teve uma grande contribuição na diminuição da permeabilidade da membrana e, sobretudo no aumento de sua capacidade de retenção.

Como já ocorrido na primeira etapa, as curvas de fluxo do permeado (ver FIGURA 5.10) não apresentaram a variação típica dos sistemas de microfiltração tangencial, caracterizada por um rápido decréscimo inicial, seguido de longo e gradual declínio; pelo menos durante o tempo de operação adotado de 90 minutos. Tal fato pode estar relacionado, da mesma forma que nos ensaios da primeira etapa deste trabalho, ao

grande aumento de temperatura (ver TABELAS 5.14, 5.15, 5.16, 5.17, 5.18, 5.19) das suspensões que estavam sendo filtradas, ocasionando diminuição da viscosidade do esgoto ao longo da operação, melhorando as características de permeabilidade da membrana, combinado com o efeito da retrolavagem (a cada 2 minutos) e velocidade tangencial alta de 3,8 m/s.

Nos ensaios realizados nesta segunda etapa do trabalho, observa-se nas TABELAS 5.16, 5.17, 5.18 e 5.19, que os fluxos médios de todos ensaios em que as amostras de efluente do RALEX foram coaguladas e floculadas, foram inferiores a 100 l/m².h (ao contrário dos ensaios com a membrana de 0,2 µm, que foram todos superiores a 100 l/m².h). Apenas o ensaio sem adição de cloreto férrico teve média de fluxo de permeado alta, no entanto, o decaimento se deu de forma brusca, e portanto, com relação aos valores de fluxo do permeado, nesta segunda etapa do trabalho com a membrana de 1,0 µm, os resultados podem ser considerados insatisfatórios, sobretudo quando comparado com os ensaios com a membrana de 0,2 µm na primeira etapa deste trabalho.

TABELA 5.14 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 µm, em ensaio em batelada com água potável. Velocidade tangencial média de 3,8 de m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$.

Obs: Não foi adicionado cloreto férrico neste ensaio.

Tempo (min)	Volume do Permeado (ml)	Fluxo do permeado (l/m ² .h)	Temperatura (°C)
0	0		25,0
10	14880	2480,0	26,0
20	15920	2653,3	27,0
30	17020	2836,7	29,0
40	15800	2633,3	30,0
50	15000	2500,0	31,0
60	13540	2256,7	32,0
70	12000	2000,0	33,0
80	11240	1873,3	34,0
90	10500	1750,0	34,5
	Total: 125900	Média: 2331,5	

TABELA 5.15 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de $1,0\ \mu\text{m}$, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido sem adição de cloreto férrico. Velocidade tangencial média de $3,8\ \text{m/s}$ e $\Delta P = 0,5\ \text{kgf/cm}^2$.

Tempo (min)	Volume do Permeado (ml)	Fluxo do permeado ($\text{l/m}^2\cdot\text{h}$)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)
0	0		26,0
10	6740	1123,3	27,0
20	6100	1016,7	28,0
30	3820	636,7	29,0
40	3780	630,0	30,0
50	3140	523,3	31,0
60	2300	383,3	32,0
70	1490	248,3	33,0
80	1480	246,7	34,0
90	1030	171,7	35,0
	Total: 29880	Média: 553,3	

TABELA 5.16 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de $1,0\ \mu\text{m}$, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de $20\ \text{mg/l}$ de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000\ \text{s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\ \text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100\ \text{s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10\ \text{min}$. Velocidade tangencial média de $3,8\ \text{m/s}$ e $\Delta P = 0,5\ \text{kgf/cm}^2$.

Tempo (min)	Volume do Permeado (ml)	Fluxo do permeado ($\text{l/m}^2\cdot\text{h}$)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)
0	0		26,0
10	420	70,0	27,0
20	260	43,3	28,0
30	230	38,3	29,0
40	215	35,8	30,0
50	190	31,7	32,0
60	180	30,0	33,0
70	220	36,7	34,0
80	230	38,3	35,0
90	210	35,0	36,0
	Total: 2155	Média: 39,9	

TABELA 5.17 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de $1,0\ \mu\text{m}$, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de **40 mg/l de cloreto férrico**. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000\ \text{s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100\ \text{s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10\ \text{min}$. Velocidade tangencial média de $3,8\ \text{m/s}$ e $\Delta P = 0,5\ \text{kgf/cm}^2$.

Tempo (min)	Volume do Permeado (ml)	Fluxo do permeado ($\text{l/m}^2.\text{h}$)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)
0	0		24,0
10	670	111,7	25,0
20	520	86,7	26,0
30	430	71,7	28,0
40	470	78,3	29,0
50	550	91,7	30,0
60	450	75,0	31,0
70	430	71,7	32,0
80	430	71,7	32,0
90	390	65,0	33,0
Total: 4340		Média: 80,4	

TABELA 5.18 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de $1,0\ \mu\text{m}$, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de **60 mg/l de cloreto férrico**. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000\ \text{s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100\ \text{s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10\ \text{min}$. Velocidade tangencial média de $3,8\ \text{m/s}$ e $\Delta P = 0,5\ \text{kgf/cm}^2$.

Tempo (min)	Volume do Permeado (ml)	Fluxo do permeado ($\text{l/m}^2.\text{h}$)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)
0	0		24,0
10	1580	263,3	25,0
20	770	128,3	27,0
30	580	96,7	28,5
40	520	86,7	30,0
50	460	76,7	31,0
60	410	68,3	32,0
70	430	71,7	33,0
80	300	50,0	34,0
90	300	50,0	35,0
Total: 5350		Média: 99,1

TABELA 5.19 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de $1,0\ \mu\text{m}$, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de **100 mg/l de cloreto férrico**. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000\ \text{s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100\ \text{s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10\ \text{min}$. Velocidade tangencial média de $3,8\ \text{m/s}$ e $\Delta P = 0,5\ \text{kgf/cm}^2$.

Tempo (min)	Volume do Permeado (ml)	Fluxo do permeado ($\text{l/m}^2.\text{h}$)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)
0	0		23,0
10	730	121,7	24,5
20	480	80,0	26,0
30	300	50,0	27,0
40	350	58,3	27,5
50	340	56,7	28,5
60	320	53,3	29,0
70	310	51,7	30,0
80	380	63,3	31,0
90	240	40,0	32,0
	Total: 3450	Média: 64,0

FIGURA 5.9 - Fluxo do permeado em função do Tempo de filtração em ensaios com água potável e efluentes do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico-membrana $1,0\ \mu\text{m}$.

FIGURA 5.10 - Fluxo do permeado em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 1,0 μm .

5.4.2 Cálculo das resistências totais da membrana de 1,0 μm nos ensaios realizados nesta segunda etapa do trabalho

Conhecidos:

- Fluxo do permeado para água potável: $J = 2331,5 \text{ l/m}^2.\text{h}$
- Fluxo do permeado para amostra do efluente do RALEX, sem adição de FeCl_3 :
 $J = 553,3 \text{ l/m}^2.\text{h}$
- Fluxo do permeado para amostra do efluente do RALEX, com adição de 20 mg/l de FeCl_3 : $J = 39,9 \text{ l/m}^2.\text{h}$
- Fluxo do permeado para amostra do efluente do RALEX, com adição de 40 mg/l de FeCl_3 : $J = 80,37 \text{ l/m}^2.\text{h}$

- Fluxo do permeado para amostra do efluente do RALEX, com adição de 60 mg/l de FeCl_3 : $J = 99,1 \text{ l/m}^2\cdot\text{h}$
- Fluxo do permeado para amostra do efluente do RALEX, com adição de 100 mg/l de FeCl_3 : $J = 63,9 \text{ l/m}^2\cdot\text{h}$
- Variação da pressão: $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2 \Rightarrow 0,5 \cdot 10^5 \text{ Pa}$
- Viscosidade dinâmica: $\mu = 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$

Adaptando-se a equação 3.1 (Capítulo 3), tem-se:

$$J = \Delta P / \mu (R_M + R_p + R_g + R_c)$$

Em que:

$$R_M + R_p + R_g + R_c = R_T$$

$$R_p + R_g + R_c = R_C$$

Considerando:

$R_C = 0$, quando se filtra água potável, obtém-se o valor de R_M :

$$R_M = 0,77 \cdot 10^{11} \text{ m}^{-1}$$

Dessa forma, tem-se que a resistência total da membrana de $1,0 \mu\text{m}$ quando se utilizou amostra do efluente do RALEX, sem adição de FeCl_3 foi igual:

$$R_T = 0,32 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$$

Para o ensaio em que se utilizou amostra do efluente do RALEX, com adição de 20 mg/l de FeCl_3 , a resistência total da membrana foi igual a:

$$R_T = 4,51.10^{12} \text{ m}^{-1}$$

A resistência total da membrana no ensaio em que se utilizou amostra do efluente do RALEX, com adição de 40 mg/l de FeCl_3 , foi igual a:

$$R_T = 2,23.10^{12} \text{ m}^{-1}$$

Para o ensaio em que se utilizou amostra do efluente do RALEX, com adição de 60 mg/l de FeCl_3 , a resistência total da membrana foi igual a:

$$R_T = 1,81.10^{12} \text{ m}^{-1}$$

A resistência total da membrana no ensaio em que se utilizou amostra do efluente do RALEX, com adição de 100 mg/l de FeCl_3 , foi igual a:

$$R_T = 2,81.10^{12} \text{ m}^{-1}$$

5.5 - Qualidade do permeado

5.5.1 - Remoção de P.P.O_4^{-3}

Com o auxílio da TABELA 5.20, verifica-se que a eficiência média de remoção de P.P.O_4^{-3} das amostras de efluente do RALEX, filtradas no Sistema de Microfiltração Tangencial (membrana: 1,0 μm), em geral foi crescente, com o aumento da dosagem de cloreto férrico, com exceção para ensaio com 100 mg/l de FeCl_3 em que ocorreu eficiência média de remoção (96,7 %), um pouco menor que no ensaio com adição de 60 mg/l de cloreto férrico (97,9 %).

Na FIGURA 5.11, verifica-se que a eficiência de remoção de P.P.O_4^{-3} durante o período de filtração, teve valores muito mais baixos no ensaio em que a amostra de

efluente do RALEX não recebeu a adição de cloreto férrico (eficiência média de remoção de apenas 3,8 %).

Este fato pode ser explicado pela não conversão de parte da fração dissolvida e coloidal em fração particulada, a qual seria em grande parte removida pela membrana de 1,0 μm . Dessa forma, as substâncias dissolvidas e uma parte em forma de colóides, que são os principais contribuintes na Concentração de P.P.O_4^{-3} , atravessam livremente pela membrana e aparecem nas amostras coletadas de permeado. Além disso, como o valor da resistência total da membrana (item 5.4.2) nesse ensaio foi bem menor, ou seja, a resistência dessa ao fluxo foi bem menor, a colmatação se deu de forma mais atenuada, possibilitando maiores valores de fluxo do permeado, no entanto, diminuindo a capacidade de retenção da membrana.

Com adição da menor dosagem de cloreto férrico (20 mg/l), já se observa grande aumento na eficiência de remoção, comparado com o ensaio sem adição de FeCl_3 . Isto se deve ao fato da conversão da fração solúvel e coloidal em fração particulada que é mais facilmente removida, bem como o efeito da formação de uma membrana secundária (dinâmica) e o entupimento interno dos poros da membrana primária (membrana propriamente dita), aumentando-se a capacidade de retenção.

Pode-se notar com a TABELA 5.20, que nos ensaios com adição de 40; 60 e 100 mg/l de cloreto férrico, as eficiências médias de remoção foram maiores que 90 %, caracterizando resultados satisfatórios, sendo que as concentrações médias de P.P.O_4^{-3} das amostras de permeado, nesses três ensaios, foram menores que 0,25 mgP/l.

Os resultados de eficiência de remoção de P.P.O_4^{-3} , corroborou com os valores das resistências da membrana (item 5.4.2) mais claramente, para o ensaio sem adição de cloreto férrico, que apresentou a menor resistência total da membrana e menor eficiência média de remoção de P.P.O_4^{-3} . Já para os outros ensaios, esta relação não se deu de forma direta, como por exemplo, nos ensaios com 40 e 100 mg/l de FeCl_3 em que ocorreram resistências maiores que no ensaio com 60 mg/l de FeCl_3 , porém as eficiências médias de remoção foram menores que nesse ultimo. Da mesma forma, o ensaio com adição de 20 mg/l de FeCl_3 apesar do maior valor calculado de resistência total, ocorreu a segunda

menor eficiência média de remoção (74,8 %), maior apenas que no ensaio sem adição de cloreto férrico.

Na FIGURA 5.12 verifica-se que a Concentração de $P.P.O_4^{-3}$ do efluente do RALEX, praticamente não sofreu alterações após a filtração pela membrana 1,0 μm no ensaio sem adição de cloreto férrico, mostrando ser indispensável a utilização de algum processo que seja capaz de transformar a matéria dissolvida e coloidal em particulada ou que induza a formação de uma membrana secundária ou dinâmica, que possa aumentar a capacidade de retenção da membrana primária, para se consiga obter uma boa eficiência de remoção de $P.P.O_4^{-3}$. Na TABELA 5.20, verifica-se que as concentrações médias de $P.P.O_4^{-3}$ das amostras coletadas de permeado, nos ensaios com adição de cloreto férrico, não excederam o valor de 2,26 mgP/l.

FIGURA 5.11 - Eficiência de remoção de $P.P.O_4^{-3}$ em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 1,0 μm .

FIGURA 5.12 - Concentração de $P.P.O_4^{3-}$ em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 1,0 μm .

5.5.2 Remoção de DQOt

Utilizando-se a TABELA 5.20, pode-se constatar que nos ensaios em que as amostras de efluente do RALEX foram previamente coaguladas e floculadas, as eficiências médias de remoção de DQOt, durante o tempo de operação, foram maiores que no ensaio sem adição de cloreto férrico. Isto se deve a conversão de parte da fração dissolvida e coloidal em fração particulada, a qual pode ser removida com mais eficiência pela membrana de 1,0 μm .

Ainda analisando-se a TABELA 5.20, observa-se que a dosagem de 20 mg/l de $FeCl_3$ já foi suficiente para dobrar a eficiência média de remoção, em comparação com o ensaio sem adição de cloreto férrico. As dosagens de 40; 60 e 100 mg/l, tiveram praticamente a mesma eficiência média de remoção. Portanto, em termos de remoção de

DQOt, a dosagem de 40 mg/l de FeCl_3 seria a mais adequada, analisando-se em conjunto a eficiência de remoção e economia de coagulante.

A maior colmatação da membrana nos ensaios em que as amostras de efluente do RALEX, foram coaguladas e floculadas em comparação com o ensaio sem adição de cloreto férrico (isto pode ser verificado nos cálculos das resistências da membrana - item 5.4.2), também foi responsável pelo aumento da capacidade de retenção da membrana, retendo partículas de tamanho menor que o tamanho dos poros da membrana de 1,0 μm , o pode ser verificado pelos maiores valores de eficiência de remoção de DQOt ao longo da operação (ver FIGURA 5.13).

Verificando-se as TABELAS 5.21, 5.22, 5.23, 5.24, 5.25 e FIGURA 5.14, observa-se que a DQOt das amostras de permeado no ensaio sem adição de cloreto férrico foram altas e nenhum dos outros ensaios teve valor menor que 15 mg/l.

A remoção de DQOt nesta segunda etapa do trabalho com a membrana de 1,0 μm , pode ser considerada moderada, pois mesmo com os processos anteriores de coagulação e floculação, não atingiu eficiência média maior que 77 %.

FIGURA 5.13 - Eficiência de remoção de DQOt em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 1,0 μm .

FIGURA 5.14 - DQOt em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 1,0 μm .

5.5.3 - Remoção da Turbidez

Com a TABELA 5.20, verifica-se que as eficiências médias de remoção de Turbidez tenderam a ser maior com o aumento das dosagens de cloreto férrico, com exceção para o ensaio com adição de 60 mg/l de FeCl_3 , em que ocorreu média de remoção menor que nos ensaios com 20, 40 e 100 mg/l, os quais apresentaram valores muito próximos de eficiência média de remoção.

A dosagem de 20 mg/l de cloreto férrico, já foi suficiente para se obter eficiência média de remoção da Turbidez de aproximadamente 90 %, sendo que as dosagens acima desta, não apresentaram grandes incrementos na eficiência de remoção, tendo comportamento semelhante, como podemos observar na FIGURA 5.15.

Para Turbidez, as eficiências médias de remoção, em geral corroboraram com os cálculos da resistência total da membrana nos diversos ensaios (ver TABELA 5.20 e item 5.4.2), ou seja, quanto menor a resistência, menor a eficiência de remoção, por ter aumentado muito pouco a capacidade de retenção da membrana. Essa relação só não foi direta para o ensaio com adição de 20 mg/l de cloreto férrico, que apresentou o maior valor de resistência total calculado da membrana, e, no entanto, não alcançou a maior eficiência média de remoção. Convém ressaltar, entretanto, que a maior resistência da membrana nesse ensaio (20 mg/l), teve grande influência na eficiência de remoção de Turbidez, pois a dosagem de apenas de 20 mg/l, teve eficiências de remoção de Turbidez ao longo da operação, próximas aos ensaios com as dosagens maiores e inclusive sendo mais eficiente que o ensaio com 60 mg/l de cloreto férrico (ver FIGURA 5.15).

Nas TABELAS 5.21, 5.22, 5.23, 5.24, 5.25 e FIGURA 5.16, é possível observar que a Turbidez das amostras coletadas do permeado foram altas (o menor valor foi de 12,7 uT) no ensaio sem adição de cloreto férrico, já nos ensaios em que o efluente do RALEX era previamente submetido ao processo de coagulação seguido de floculação, esses valores foram baixos (o maior valor foi de 12 uT).

FIGURA 5.15 - Eficiência de remoção de Turbidez em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 1,0 μm .

FIGURA 5.16 - Turbidez em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 1,0 μm .

5.5.4 - Remoção de Sólidos Suspensos Totais

Utilizando-se da TABELA 5.20, verifica-se que as eficiências médias de remoção de SST em geral foram altas, e mesmo no ensaio sem adição de cloreto férrico, a membrana já foi capaz de remover 76 % de SST. No ensaio com dosagem de 20 mg/l de cloreto férrico, a eficiência média de remoção de SST foi de 91 %, muito próxima do alcançado com 40 mg/l de FeCl_3 (89 %). Nos ensaios com as maiores dosagens (60 e 100 mg/l) as eficiências de remoção foram praticamente as mesmas (95 e 94 %).

Já é conhecida na literatura, a grande capacidade remoção dos sólidos suspensos por membranas de microfiltração. Na FIGURA 5.17 verifica-se que essas grandes eficiências de remoção de SST são mantidas durante todo período de operação.

Sabe-se que para determinação dos Sólidos Suspensos em laboratório, as amostras são rotineiramente filtradas em papel de filtro de 1,2 μm . A membrana de microfiltração utilizada nesta segunda etapa do trabalho tinha tamanho médio dos poros em torno de 1,0 μm . Portanto era esperado que a eficiência de remoção desses sólidos

fosse alta. Como a membrana de microfiltração possuía também alguns poros com tamanho maior que $1.2\ \mu\text{m}$ (pois apenas o tamanho médio dos poros da membrana era de $1,0\ \mu\text{m}$), algumas partículas em suspensão provavelmente atravessaram a membrana, aparecendo nas amostras coletadas do permeado. Nota-se que nos ensaios com adição de cloreto férrico, a remoção de SST foi mais eficiente, devido provavelmente a um maior acúmulo de partículas sobre a superfície da membrana, formando uma membrana secundária que acaba por aumentar a capacidade de retenção da membrana primária (membrana propriamente dita).

Analisando-se as TABELAS 5.21, 5.22, 5.23, 5.24, 5.25 e FIGURA 5.18, nota-se que as amostras coletadas de permeado tiveram baixas Concentrações de SST, com todos valores menores que $10\ \text{mg/l}$ de SST.

FIGURA 5.17 - Eficiência de remoção de Sólidos Suspensos Totais em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana $1,0\ \mu\text{m}$.

FIGURA 5.18 - Sólidos Suspensos Totais em função do Tempo de filtração em ensaios com as amostras de efluente do RALEX com diferentes dosagens de cloreto férrico - membrana 1,0 μm .

5.5.5 - Remoção de Coliformes Totais e Fecais

As amostras de efluente do RALEX (afluente da microfiltração) utilizadas neste trabalho possuíam contagem de 10^7 NMP/100ml de Coliformes Totais e 10^6 NMP/100ml de Coliformes Fecais.

Em todas amostras coletadas de permeado em que foram realizados os exames desses Coliformes (P10 e P90), a quantidade deles era de 10^3 NMP/100ml. Portanto a remoção foi de 99,99 %, mostrando que a membrana de 1,0 μm , utilizada nesta segunda etapa do trabalho, constitui barreira eficaz na remoção dos Coliformes Fecais e Totais, no entanto o reuso do permeado terá limitações, pois ainda possui 10^3 NMP/100ml desses organismos.

5.5.6 - Considerações a respeito dos resultados obtidos de Sólidos Totais nas amostras coletadas dos permeados.

Os Sólidos Totais (ST, STV e STF) foram medidos para as amostras do permeado, no entanto, convém ressaltar que houve muitos erros nesta medida, sobretudo para os voláteis e fixos, da mesma forma que o ocorrido na primeira etapa deste trabalho, pelos motivos já discutidos no item 5.3.5. Portanto os resultados obtidos desses sólidos para as amostras de permeado nesta segunda etapa do trabalho, também não são confiáveis e portanto não serão discutidos.

5.5.7 - Considerações a respeito dos resultados obtidos de Temperatura, pH e Alcalinidade nas amostras coletadas dos permeados.

A Temperatura, como se pode observar nas TABELAS 5.14, 5.15, 5.16, 5.17, 5.18 e 5.19, teve um grande aumento durante o período de filtração, com um ΔT médio de 9,5°C, considerando todos ensaios realizados nesta segunda etapa.

Esse aumento de temperatura é benéfico ao fluxo do permeado, no entanto, convém ressaltar que a membrana utilizada suporta temperatura até 60°C, o que poderia impossibilitar o uso para longos períodos de operação, a menos que a operação do sistema seja interrompida para diminuição da temperatura da suspensão que está sendo tratada, ou através da incorporação no sistema, de uma torre de resfriamento, como já mencionado na primeira etapa deste trabalho.

Em geral, os valores de pH das amostras de permeado coletadas no final da operação (P90), apresentadas nas TABELAS 5.21, 5.22, 5.23, 5.24, 5.25 foram maiores que os valores de pH das amostras de efluente do RALEX (afluente da microfiltração), com exceção para o ensaio com 40 mg/l de FeCl_3 , que o pH do permeado foi um pouco menor, e para o ensaio com 100 mg/l de FeCl_3 no qual o efluente do RALEX o pH era de 6,8 e a amostra de permeado coletada no final da operação, o pH foi muito baixo, de

2,88. Isto pode ter ocorrido, pois essa grande dosagem de cloreto férrico (100 mg/l), consumiu muita alcalinidade, culminando com uma brusca queda do pH.

Com relação a Alcalinidade, pode-se verificar, consultando-se também, as TABELAS 5.21, 5.22, 5.23, 5.24, 5.25, que nos ensaios, os quais as amostras de efluente do RALEX foram coaguladas e floculadas (20; 40; 60 e 100 mg/l de FeCl_3), as medidas de Alcalinidade, tanto Parcial como a Total, diminuíram nas amostras de permeado coletadas no final da operação (P90), em relação as alcalinidades medidas das amostras de efluente do RALEX. Isto ocorre porque o cloreto férrico “reage” com as moléculas de água para formar hidróxidos e complexos insolúveis, e os íons hidrogênio, assim liberados, reagem com a alcalinidade, o que pode ser evidenciado com o ensaio sem adição de cloreto férrico (TABELA 5.21) em que a Alcalinidade tanto a Parcial como a Total, praticamente não sofreu alteração.

No ensaio com adição de 100 mg/l de FeCl_3 , não foi possível medir a Alcalinidade da amostra do permeado (P90), pois o pH dessa amostra era de 2,88 e o método consistia em medir o volume gasto de ácido para baixar o pH até 5,75 e depois até 4,30. Essa alta dosagem de cloreto férrico consumiu muita alcalinidade, e a suspensão que estava sendo tratada, perdeu sua capacidade tampão. Desse modo para se respeitar o padrão de emissão da resolução N^o 20 de 1986 do CONAMA (não permite $\text{pH} < 5$) será necessária a adição de álcali para subir o pH, o que pode tornar essa dosagem não interessante, para fins práticos.

5.5.8 - Considerações a respeito dos resultados obtidos nas filtrações em papel de filtro (1,0 μm) com as amostras de efluente do RALEX antes e logo após o processo de coagulação seguido de floculação.

Inicialmente filtrava-se em papel de filtro 1,0 μm a amostra de efluente que era utilizada em cada ensaio de pós-tratamento no Sistema de Microfiltração Tangencial, nesta segunda etapa do trabalho. Esse efluente era introduzido no tanque de alimentação do equipamento de Microfiltração Tangencial e logo após o processo de coagulação

seguido de floculação, era novamente filtrado em papel de filtro 1,0 μm . Para essas duas situações (antes e logo após o processo de coagulação seguido de floculação) foram medidas a Turbidez, DQOt e P.P.O_4^{-3} .

Com relação a Turbidez, observa-se nas TABELAS 5.21, 5.22, 5.23, 5.24 e 5.25 que todos resultados das filtrações em papel de filtro 1,0 μm com amostras de efluente do RALEX, antes (sem coagulante) e após (com coagulante) serem coaguladas e floculadas, tiveram valores superiores as médias de Turbidez calculadas (TABELA 5.20) para as amostras coletadas de permeado para todos ensaios realizados no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana tubular de polipropileno (1,0 μm), nesta segunda etapa do trabalho.

Nem sempre as amostras de permeado analisadas, apresentaram Turbidez menor que os valores obtidos nas filtrações em papel de filtro 1,0 μm ; como por exemplo no ensaio sem adição de cloreto férrico (ver TABELA 5.21). Já nos ensaios com adição de FeCl_3 , os valores de Turbidez das amostras de permeado sempre foram menores que os resultados obtidos com as filtrações em papel de filtro (1,0 μm), devido principalmente a maior colmatação da membrana de microfiltração nesses ensaios, aumentando-se a capacidade de retenção desta.

Todos resultados de DQOt medidas nos ensaios com papel de filtro 1,0 μm (ver TABELAS 5.21, 5.22, 5.23, 5.24 e 5.25) foram maiores que as concentrações médias (TABELA 5.20) e valores absolutos das medidas de DQOt de todas amostras coletadas de permeado, analisando-se cada ensaio separadamente.

As Concentrações de P.P.O_4^{-3} medidas nos ensaios com papel de filtro (1,0 μm), também foram maiores que as concentrações médias (TABELA 5.20) das amostras coletadas de permeado.

Verificou-se utilizando as TABELAS 5.21, 5.22, 5.23, 5.24 e 5.25, que quando se filtrava a amostra de efluente do RALEX já coagulada e floculada, a remoção de Turbidez, da Concentração de DQOt e de Fósforo Total (P.P.O_4^{-3}) era mais eficiente e isso se deve a conversão a fração dissolvida e coloidal em material particulado, que era retido no papel de filtro.

Apesar de as superfícies filtrantes tanto do papel de filtro como da membrana de microfiltração terem tamanho médio dos poros de 1,0 μm , as eficiências de remoção dos parâmetros citados foram bem diferentes.

No Sistema de Microfiltração Tangencial, a primeira amostra de permeado era coletada após 10 minutos de operação e provavelmente a colmatação da membrana de microfiltração nos primeiros 10 minutos de operação, já contribuiu para um aumento de sua capacidade de retenção, em relação ao ensaio com papel de filtro, em que a operação era realizada com papel de filtro novo, portanto sem alguma pré-deposição de partículas em sua superfície, durando-se no máximo 2 minutos, para se obter um volume de filtrado suficiente para as análises laboratoriais realizadas (Turbidez, DQOt e P.P.O_4^{-3}).

Desse modo, deveria ter sido coletada uma amostra de permeado nos primeiros instantes logo após o início da operação do Sistema de Microfiltração Tangencial, de modo a diminuir a influência da deposição interna ou sobre a superfície da membrana de microfiltração, que acaba por conferir vantagem na eficiência de remoção dos parâmetros, comparado com os ensaios em papel de filtro 1,0 μm .

TABELA 5.20 - Valores calculados das Eficiências médias de remoção de Turbidez, P.P.O_4^{-3} , Sólidos Suspensos Totais (SST) e DQOt, bem como a média desses parâmetros para as amostras do permeado coletadas ao longo do período de filtração no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 μm , em ensaios com diferentes dosagens de cloreto férrico.

Parâmetros	Dos (FeCl_3)		Dos (FeCl_3)		Dos (FeCl_3)		Dos (FeCl_3)		Dos (FeCl_3)	
	0		20 mg/l		40 mg/l		60 mg/l		100 mg/l	
	Efic média (%)	média	Efic média (%)	média	Efic média (%)	média	Efic média (%)	média	Efic média (%)	Média
Turbidez (uT)	47,8	18,8	89,8	4,9	91,8	5,1	80,7	4,2	96,1	1,1
P.P.O_4^{-3} (mg/l)	3,8	13,12	74,8	2,26	93,3	0,24	97,9	0,13	96,7	0,11
SST (mg/l)	76	7	91	4	89	6	95	1	94	2
DQOt (mg/l)	34	90	67	35	76	31	74	23	74	24

Dos (FeCl_3) = dosagem de cloreto férrico

TABELA 5.21 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 1,0 μm , Afluente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 μm , em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido sem adição de cloreto férrico. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$

Parâmetros	Afluente (Efluente do RALEX)	P10	P20	P30	P40	P50	P60	P70	P80	P90	R90	F 1.0 (μm)
T ($^{\circ}\text{C}$)	26,0	27,0	28,0	29,0	30,0	31,0	32,0	33,0	34,0	35,0	35,0	-
pH	6,93	-	-	-	-	-	-	-	-	7,7	7,53	-
Alc P (mg CaCO_3/l)	106	-	-	-	-	-	-	-	-	108	109	-
Alc T (mg CaCO_3/l)	146	-	-	-	-	-	-	-	-	145	145	-
SST (mg/l)	30	7	10	9	8	9	7	4	7	4	38	-
SSV (mg/l)	25	E	9	9	E	E	6	E	5	E	32	-
SSF (mg/l)	5	E	1	0	E	E	1	E	2	E	6	-
ST (mg/l)	228	214	388	273	492	254	256	253	263	265	288	-
STV (mg/l)	78	71	379	201	402	136	164	73	67	93	128	-
STF (mg/l)	150	143	9	72	90	118	92	180	196	172	160	-
Turb (uT)	36,1	21,3	20,6	23,9	18,2	16,6	15,9	14,5	12,7	25,9	36,6	15,5
P. PO_4^{3-} (mgP/l)	13,6	13,4	13,1	13,4	13,4	12,9	13,1	12,8	12,9	13,2	14,7	12,5
DQO bruta (mg/l)	137	86	89	90	95	85	88	105	93	83	150	99
DQO filtrada (mg/l)	118	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CT (NMP/100ml)	10^7	10^3	-	-	-	-	-	-	-	10^3	-	-
CF (NMP/100ml)	10^6	10^3	-	-	-	-	-	-	-	10^3	-	-

Legenda:

P – Permeado

R – Retentado

F – Filtrado em papel de filtro (1.0 μm)

E - Erro

TABELA 5.22 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 1,0 μ m em amostra com e sem coagulante. Afluente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 μ m, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 20 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$.

Parâmetros	Afluente (Efluente do RALEX)	P10	P20	P30	P40	P50	P60	P70	P80	P90	R90	F 1,0 (μ m) S/Coa	F 1,0 (μ m) Coa
T ($^{\circ}$ C)	26,0	27,0	28,0	29,0	30,0	32,0	33,0	34,0	35,0	36,0	36,0	-	-
pH	6,98	-	-	-	-	-	-	-	-	7,58	7,1	-	-
Alc P (mg CaCO_3 /l)	74	-	-	-	-	-	-	-	-	48	63	-	-
Alc T (mg CaCO_3 /l)	101	-	-	-	-	-	-	-	-	58	72	-	-
SST (mg/l)	43	7	6	4	2	2	5	2	4	5	86	-	-
SSV (mg/l)	36	E	E	E	E	E	E	E	E	3	60	-	-
SSF (mg/l)	7	E	E	E	E	E	E	E	E	2	26	-	-
ST (mg/l)	304	432	390	426	294	246	194	226	124	236	268	-	-
STV (mg/l)	E	388	358	E	226	128	128	116	38	114	140	-	-
STF (mg/l)	E	44	32	E	68	118	66	110	86	122	128	-	-
Turb (uT)	48	3,7	3,9	12,0	4,1	4,2	3,3	4,5	4,5	4,0	81,3	15,2	15,0
P. PO_4^{3-} (mgP/l)	6,9	1,5	2,0	5,3	1,1	1,2	1,3	1,3	1,1	1,1	7,2	6,1	1,6
DQO bruta (mg/l)	109	42	27	25	35	32	30	53	40	30	162	80	38
DQO filtrada (mg/l)	70	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CT (NMP/100ml)	10^7	10^1	-	-	-	-	-	-	-	10^1	-	-	-
CF (NMP/100ml)	10^9	10^3	-	-	-	-	-	-	-	10^3	-	-	-

Legenda:

P – Permeado

R – Retentado

F – Filtrado em papel de filtro (1,0 μ m) E - Erro

S/ Coa – sem coagulante

Coa – com coagulante

TABELA 5.23 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 1,0 μ m em amostra com e sem coagulante, Afluente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 μ m, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 40 mg/l de cloreto férrico Gradiente médio de mistura rápida Gmr = 1000 s⁻¹; tempo médio de mistura rápida Tr = 10s; Gradiente médio de floculação Gmf = 100 s⁻¹; tempo médio de floculação Tf = 10 min. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5$ kgf/cm².

Parâmetros	Afluente (Efluente do RALEX)	P10	P20	P30	P40	P50	P60	P70	P80	P90	R90	F 1,0 (μ m) S/Coa	F 1,0 (μ m) Coa
T (° C)	24,0	25,0	26,0	28,0	29,0	30,0	31,0	32,0	32,0	33,0	33,0	-	-
pH	7,79	-	-	-	-	-	-	-	-	7,56	7,32	-	-
Alc P (mg/l CaCO ₃)	82	-	-	-	-	-	-	-	-	27	29	-	-
Alc T (mg/l CaCO ₃)	106	-	-	-	-	-	-	-	-	37	38	-	-
SST (mg/l)	56	8	8	6	4	6	8	6	2	6	82	-	-
SSV (mg/l)	32	E	E	E	E	E	E	E	E	E	39	-	-
SSF (mg/l)	24	E	E	E	E	E	E	E	E	E	43	-	-
ST (mg/l)	320	470	336	468	352	310	518	556	-	-	-	-	-
STV (mg/l)	136	322	186	282	202	140	378	422	-	-	-	-	-
STF (mg/l)	184	148	150	186	150	170	140	134	-	-	-	-	-
Turb (uT)	61,7	0,7	8,8	4,4	5,4	6,4	6,9	3,4	6,1	3,5	70,3	10,4	85,0
P.P.O. ₄ ⁻³ (mgP/l)	3,6	0,3	0,3	0,1	0,3	0,5	0,4	0,2	0,1	0,1	4,0	0,3	0,1
DQO bruta (mg/l)	129	46	30	24	22	26	25	25	49	30	146	53	22
DQO filtrada (mg/l)	30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CT (NMP/100ml)	10 ⁷	10 ³	-	-	-	-	-	-	-	10 ³	-	-	-
CF (NMP/100ml)	10 ⁶	10 ³	-	-	-	-	-	-	-	10 ³	-	-	-

Legenda:

P – Permeado

R – Retentado

F – Filtrado em papel de filtro (1.0 μ m) E - Erro

S/ Coa – sem coagulante

Coa – com coagulante

TABELA 5.24 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 1,0 μ m em amostra com e sem coagulante. Afluente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 μ m, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 60 mg/l de cloreto férrico Gradiente médio de mistura rápida Gmr = 1000 s⁻¹; tempo médio de mistura rápida Tr = 10s; Gradiente médio de floculação Gmf = 100 s⁻¹; tempo médio de floculação Tf = 10 min. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5$ kgf/cm².

Parâmetros	Afluente (Efluente do RALEX)	P10	P20	P30	P40	P50	P60	P70	P80	P90	R90	F 1,0 (μ m) S/Coa	F 1,0 (μ m) Coa
T (° C)	24,0	25,0	27,0	28,5	30,0	31,0	32,0	33,0	34,0	35,0	35,0	-	-
pH	6,60	-	-	-	-	-	-	-	-	7,17	7,14	-	-
Alc P (mg CaCO ₃ /l)	69	-	-	-	-	-	-	-	-	25	23	-	-
Alc T (mg CaCO ₃ /l)	96	-	-	-	-	-	-	-	-	28	34	-	-
SST (mg/l)	23	4	3	1	0	1	1	1	1	0	78	-	-
SSV (mg/l)	22	E	E	E	E	0	E	E	E	0	39	-	-
SSF (mg/l)	1	E	E	E	E	0	E	E	E	0	41	-	-
ST (mg/l)	244	336	216	414	254	416	398	184	438	202	220	-	-
STV (mg/l)	134	226	104	338	140	316	308	102	352	106	140	-	-
STF (mg/l)	110	110	112	76	114	100	90	82	86	96	80	-	-
Turb (uT)	22,1	2,1	4,6	3,5	3,3	4,2	3,2	7,2	6,4	3,6	36,5	9,8	8,2
P.P.O. ₄ ⁻³ (mgP/l)	6,16	0,09	0,09	0,09	0,19	0,19	0,09	0,19	0,09	0,09	6,60	4,90	0,10
DQO bruta (mg/l)	88	22	21	25	22	17	24	24	28	23	90	41	30
DQO filtrada (mg/l)	31	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CT (NMP/100ml)	10 ⁷	10 ³	-	-	-	-	-	-	-	10 ³	-	-	-
CF (NMP/100ml)	10 ⁶	10 ³	-	-	-	-	-	-	-	10 ³	-	-	-

Legenda:

P – Permeado

R – Retentado

F – Filtrado em papel de filtro (1,0 μ m) E - Erro

S/ Coa – sem coagulante

Coa – com coagulante

TABELA 5.25 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 1,0 μ m em amostra com e sem coagulante. Afluente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 μ m, em ensaio em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 100 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida Gmr = 1000 s⁻¹; tempo médio de mistura rápida Tr = 10s; Gradiente médio de floculação Gmf = 100 s⁻¹; tempo médio de floculação Tf = 10 min. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e ΔP = 0,5 kgf/cm².

Parâmetros	Afluente (Efluente do RALEX)	P10	P20	P30	P40	P50	P60	P70	P80	P90	R90	F 1,0 (μ m) S/Coa	F 1,0 (μ m) Còa
T (° C)	23,0	24,5	26,0	27,0	27,5	28,5	29,0	30,0	31,0	32,0	32,0	-	-
pH	6,80	-	-	-	-	-	-	-	-	2,88	2,93	-	-
Alc P (mg CaCO ₃ /l)	35	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Alc T (mg CaCO ₃ /l)	38	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SST (mg/l)	42	4	2	1	3	1	3	1	3	4	96	-	-
SSV (mg/l)	29	E	E	E	E	E	E	E	E	E	29	-	-
SSF (mg/l)	14	E	E	E	E	E	E	E	E	E	66	-	-
ST (mg/l)	239	428	154	166	148	234	136	162	164	266	362	-	-
STV (mg/l)	150	356	100	106	90	168	80	122	116	192	222	-	-
STF (mg/l)	89	72	54	60	58	66	56	40	48	74	140	-	-
Turb (uT)	29,4	2,6	0,7	1,1	0,7	0,7	0,7	1,1	1,0	1,6	66,1	15,8	8,0
P.P.O. ₄ ⁻³ (mgP/l)	0,82	0,14	0,01	0,02	0,01	0,01	0,02	0,01	0,01	0,02	0,90	0,08	0,004
DQO bruta (mg/l)	94	15	32	20	22	22	22	27	32	22	85	40	34
DQO filtrada (mg/l)	40	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CT (NMP/100ml)	10 ⁷	10 ³	-	-	-	-	-	-	-	10 ³	-	-	-
CF (NMP/100ml)	10 ⁶	10 ³	-	-	-	-	-	-	-	10 ³	-	-	-

Legenda:

P – Permeado

R – Retentado

F – Filtrado em papel de filtro (1.0 μ m) E - Erro

S/ Coa – sem coagulante

Coa – com coagulante

5.6 - Terceira etapa

5.6.1 - Evolução do fluxo do permeado

Analisando-se as TABELAS 5.26, 5.27 e FIGURA 5.19, verifica-se também nesta terceira etapa do trabalho, o melhor desempenho da membrana de 0,2 μm comparado ao ensaio com a membrana de 1,0 μm , em relação aos valores de fluxo do permeado. A média do fluxo do permeado durante o período de operação com a membrana de 0,2 μm , foi maior que o dobro do valor conseguido com a membrana de 1,0 μm .

Isto ocorreu devido provavelmente a maior suscetibilidade da membrana de maior tamanho médio dos poros (1,0 μm) aos fenômenos de colmatação, sobretudo ao bloqueamento dos poros ou adsorção de partículas na superfície interna desses.

Na FIGURA 5.19, observa-se que os valores iniciais de fluxo do permeado com a membrana de 0,2 μm foram sensivelmente superiores, tendendo a diminuir essas diferenças em torno de 200 minutos de operação, quando os valores de fluxos do permeado para as duas membranas tendem a se estabilizar.

Nesses dois ensaios realizados nesta terceira etapa do trabalho, foi necessária a interrupção da operação do Sistema de Microfiltração Tangencial com objetivo de manter a integridade das membranas ao aumento excessivo de temperatura (resistem até 60°C, segundo informações do fabricante) do esgoto que estava sendo tratado. Dessa forma, no ensaio com a membrana de 0,2 μm a interrupção foi feita após 180 minutos, quando a temperatura atingiu 50°C e, para o ensaio com a membrana de 1,0 μm , interrompeu-se a operação após 280 minutos, quando a temperatura alcançou valor de 51°C. Após a interrupção da operação nesses dois ensaios, esperou-se a diminuição da temperatura da suspensão que estava sendo tratada, até 30°C, para a partir desse momento dar prosseguimento à operação do Sistema de Microfiltração Tangencial.

TABELA 5.26 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de $0,2\mu\text{m}$, em ensaio (com maior tempo de operação - **terceira etapa**) em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido e adição de **40 mg/l de cloreto férrico**. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de $3,8 \text{ m/s}$ e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$.

Tempo (min)	Volume do Permeado (ml)	Fluxo do permeado ($\text{l/m}^2.\text{h}$)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)
0	0	0	22,0
30	4190	232,8	25,0
60	2380	132,2	28,0
180	3500	48,6	50,0
300	3500	48,6	30,0
420	3700	51,4	41,0
540	5820	80,8	51,0
	Total: 23090	Média: 99,1	

TABELA 5.27 - Resultados experimentais obtidos no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de $1,0\mu\text{m}$, em ensaio (com maior tempo de operação - **terceira etapa**) em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido e adição de **40 mg/l de cloreto férrico**. Gradiente médio de mistura rápida $G_{mr} = 1000 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de mistura rápida $T_r = 10\text{s}$; Gradiente médio de floculação $G_{mf} = 100 \text{ s}^{-1}$; tempo médio de floculação $T_f = 10 \text{ min}$. Velocidade tangencial média de $3,8 \text{ m/s}$ e $\Delta P = 0,5 \text{ kgf/cm}^2$.

Tempo (min)	Volume do Permeado (ml)	Fluxo do permeado ($\text{l/m}^2.\text{h}$)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)
0	0	0	23,0
40	3290	137,1	27,0
80	1520	63,3	31,0
120	1170	48,8	35,0
160	1120	46,7	39,0
200	920	38,3	43,0
240	640	26,7	47,0
280	590	24,6	51,0
320	800	33,3	30,0
380	1200	33,3	36,0
440	1600	44,4	42,0
500	1400	38,9	48,0
560	1430	39,7	54,0
	Total: 15680	Média: 48,0

FIGURA 5.19 - Fluxo do permeado em função do Tempo de filtração em ensaios finais com amostras de efluente do RALEX, submetidas a um maior tempo de operação no Sistema de Microfiltração Tangencial e dosagem de 40 mg/l de cloreto férrico - membranas 0,2 µm e 1,0 µm.

5.6.2 - Remoção da Turbidez, de DQOt e $P.P.O_4^{3-}$

Na TABELA 5.28, verifica-se que a eficiência média de remoção da Turbidez com a membrana de 0,2 µm foi muito alta (98,2 %), sendo superior ao ensaio com a membrana de 1,0 µm. Analisando-se a FIGURA 5.20, observa-se que as altas eficiências de remoção da Turbidez com a membrana de 0,2 µm foram mantidas ao longo da operação, sempre superiores ao ensaio com a membrana de 1,0 µm. Consultando-se as TABELAS 5.29, 5.30 e FIGURA 5.21 verifica-se que as medidas de Turbidez das amostras coletadas de permeado nos dois ensaios, sempre foram muito baixas, não excedendo o valor de 7 uT.

Com a TABELA 5.28, verifica-se que as eficiências médias de remoção de DQOt e sobretudo de $P.P.O_4^{3-}$, foram superiores no ensaio com a membrana de 1,0 µm. Pelas

FIGURAS 5.22 e 5.24, observa-se que as eficiências de remoção desses dois parâmetros, foram em geral sempre inferiores e decrescentes ao longo da operação, no ensaio com a membrana de 0,2 μm .

Acredita-se que a membrana de 1,0 μm por ter sofrido uma maior colmatação, sobretudo do bloqueamento interno dos poros ou adsorção de partículas na superfície interna desses, ocasionando um aumento de sua capacidade de retenção. É importante salientar que o efeito combinado da velocidade tangencial e retrolavagem são eficientes para remoção da torta de filtro que se deposita sobre a superfície da membrana e não para remover sólidos que se adsorvem na superfície interna dos poros. Desse modo a membrana de menor tamanho de poro, por provavelmente ter sofrido menos desse tipo de colmatação, o efeito da retrolavagem (a cada 2 minutos) foi capaz de remover com eficiência a membrana secundária que poderia lhe conferir maior capacidade de retenção, em contrapartida, recebeu o efeito benéfico de permitir maiores valores de fluxo do permeado (maior permeabilidade).

Utilizando-se as TABELAS 5.29, 5.30 e FIGURAS 5.23 e 5.25, verifica-se que as amostras coletadas de permeado apresentaram valores extremamente baixos de DQOt (o maior valor foi de 9 mg/l) e P.PO_4^{3-} (maior valor de 0,07 mgP/l) no ensaio com a membrana de 1,0 μm e valores moderados no ensaio com a membrana de 0,2 μm .

FIGURA 5.20 - Eficiência de remoção da Turbidez em função do Tempo de filtração em ensaios finais com amostras de efluente do RALEX, submetidas a um maior tempo de operação no Sistema de Microfiltração Tangencial e dosagem de 40 mg/l de cloreto férrico - membranas 0,2 μm e 1,0 μm .

FIGURA 5.21 - Turbidez em função do Tempo de filtração em ensaios finais com amostras de efluente do RALEX, submetidas a um maior tempo de operação no Sistema de Microfiltração Tangencial e dosagem de 40 mg/l de cloreto férrico - membranas 0,2 μm e 1,0 μm .

FIGURA 5.22 - Eficiência de remoção de DQOt em função do Tempo de filtração em ensaios finais com amostras de efluente do RALEX, submetidas a um maior tempo de operação no Sistema de Microfiltração Tangencial e dosagem de 40 mg/l de cloreto férrico - membranas 0,2 μm e 1,0 μm .

FIGURA 5.23 - DQOt em função do Tempo de filtração em ensaios finais com amostras de efluente do RALEX, submetidas a um maior tempo de operação no Sistema de Microfiltração Tangencial e dosagem de 40 mg/l de cloreto férrico - membranas 0,2 μm e 1,0 μm .

FIGURA 5.24 - Eficiência de remoção de $P.P.O_4^{3-}$ em função do Tempo de filtração em ensaios finais com amostras de efluente do RALEX, submetidas a um maior tempo de operação no Sistema de Microfiltração Tangencial e dosagem de 40 mg/l de cloreto férrico - membranas 0,2 μm e 1,0 μm .

FIGURA 5.25 – Concentração de $P.P.O_4^{3-}$ em função do Tempo de filtração em ensaios finais com amostras de efluente do RALEX, submetidas a um maior tempo de operação no Sistema de Microfiltração Tangencial e dosagem de 40 mg/l de cloreto férrico - membranas 0,2 μm e 1,0 μm .

5.6.3 - Remoção de Sólidos Suspensos Totais no ensaio com a membrana de 1,0 μm .

Com a TABELA 5.28, pode-se observar que a eficiência média de remoção da Concentração de SST ao longo da operação, com a membrana de 1,0 μm , foi de 93 %.

A FIGURA 5.26 mostra que as altas eficiências foram mantidas ao longo da operação. Consultando-se a TABELA 5.30 verifica-se que as Concentrações de SST das amostras coletadas de permeado não excederam o valor de 4 mg/l.

FIGURA 5.26 - Eficiência de remoção de Sólidos Suspensos Totais x Tempo de filtração em ensaios finais com amostras de efluente do RALEX, submetidas a um maior tempo de operação no Sistema de Microfiltração Tangencial e dosagem de 40 mg/l de cloreto férrico - membrana 1,0 μm .

5.6.4 - Remoção de Coliformes Totais e Fecais

As amostras de efluente do RALEX possuíam contagem de 10^7 NMP/100 ml de Coliformes Totais e 10^6 NMP/100ml de Coliformes Fecais.

As amostras coletadas de permeado, em que foram realizados os exames desses Coliformes, no ensaio com a membrana de 1,0 μm , continham 10^3 NMP/100 ml. Portanto a remoção foi de 99,99 % e com a membrana de 0,2 μm essas amostras possuíam < 1 NMP/100ml de Coliformes Totais e Fecais, caracterizando remoção de “praticamente” 100 %, confirmando mais uma vez a grande potencialidade de desinfecção das membranas de microfiltração.

5.6.5 - Considerações a respeito dos resultados obtidos de Sólidos Totais, Temperatura, pH e Alcalinidade nas amostras coletadas dos permeados.

Da mesma forma que nas etapas anteriores deste trabalho, não foram feitas discussões a respeito dos resultados de Sólidos Totais, devido a erros ocorridos com essas medidas.

A Temperatura, como se pode observar nas TABELAS 5.26 e 5.27, teve um grande aumento durante o período de operação. No ensaio com a membrana de 0,2 μm , em 180 minutos de operação, a temperatura do esgoto que estava sendo tratado, subiu de 22°C para 50°C, sendo necessária a interrupção da operação, com intuito de manter a integridade da membrana. No ensaio com a membrana de 1,0 μm , a temperatura que no início da operação era de 23°C, em 280 minutos de operação, chegou a 51°C, sendo também necessária a interrupção da operação do Sistema de Microfiltração Tangencial.

Esse grande aumento de temperatura, é benéfico ao fluxo do permeado (reduz a viscosidade do esgoto), no entanto, impossibilita o uso das membranas para longos períodos de operação, sem que haja uma interrupção do sistema para diminuição da temperatura da suspensão que está sendo tratada. Além disso, um outro grande problema, seria a impossibilidade de se lançar o efluente produzido nos corpos d'água ou adequá-lo a vários tipos de reuso, sem que antes se adote algum método que possa diminuir a temperatura desse efluente (permeado) produzido, como por exemplo, o armazenamento em um tanque com aeração ou uma lagoa aerada, para que possa ocorrer troca térmica com o ar atmosférico.

Os valores de pH das amostras de permeado, coletadas no final da operação, apresentadas nas TABELAS 5.29 e 5.30, foram maiores que os valores de pH das amostras de efluente do RALEX (afluente da microfiltração), mudando de um pH ácido, para básico.

Com relação a Alcalinidade, da mesma forma que nas etapas anteriores, pode-se constatar (ver TABELAS 5.29 e 5.30) a diminuição desses valores nas amostras coletadas de permeado, devido ao efeito do cloreto férrico que consome alcalinidade.

5.6.6 - Considerações a respeito dos resultados obtidos nas filtrações em papel de filtro (0,2 e 1,0 μm) com as amostras de efluente do RALEX antes e logo após o processo de coagulação seguido de floculação.

Com relação a Turbidez, observa-se com a TABELA 5.29, que os resultados das filtrações em papel de filtro 0,2 μm , com amostras de efluente do RALEX, antes (sem coagulante) e após (com coagulante) o processo de coagulação seguido de floculação, apresentaram valores superiores as medidas de Turbidez das amostras coletadas de permeado durante o operação do Sistema de Microfiltração Tangencial, com membrana tubular de 0,2 μm . Na TABELA 5.30, observa-se que o mesmo ocorreu no ensaio com a membrana de 1,0 μm .

Consultando-se a TABELA 5.30, verifica-se que as Concentrações de DQOt e P.P.O_4^{3-} nos ensaios com papel de filtro de 1,0 μm , apresentaram valores superiores as concentrações obtidas das amostras de permeado com membrana de microfiltração de 1,0 μm . O mesmo não ocorreu no ensaio com a membrana de microfiltração de 0,2 μm , sobretudo com relação a Concentração de P.P.O_4^{3-} , pois quando se filtrou amostra de efluente do RALEX coagulada e floculada, o valor obtido dessa concentração foi menor do que praticamente todos valores obtidos com as amostras coletadas de permeado (ver TABELA 5.29).

As TABELAS 5.29 e 5.30 mostram, que quando as filtrações em papel de filtro eram feitas com amostras de efluente do RALEX já coaguladas e floculadas, a remoção de Turbidez, da Concentração de DQOt e de Fósforo Total (P.P.O_4^{3-}) era mais eficiente e isso se deve a conversão a fração dissolvida e coloidal em material particulado, que era retido no papel de filtro.

TABELA 5.28 - Valores calculados das Eficiências médias de Turbidez, $P.P.O_4^{-3}$, SST, DQOt e média desses parâmetros para as amostras do permeado coletadas ao longo do período de filtração no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de $0,2\mu m$ e $1,0\mu m$, em ensaios finais (com maior tempo de operação – terceira etapa) com dosagem de 40 mg/l de cloreto férrico

Parâmetros	Dos ($FeCl_3$) = 40 mg/l ($0,2\mu m$)		Dos ($FeCl_3$) = 40 mg/l ($1,0\mu m$)	
	Efic média (%)	média	Efic média (%)	média
Turbidez (uT)	98,2	0,5	85,0	4,1
$P.P.O_4^{-3}$ (mg P/l)	59,1	1,8	97,2	0,04
SST (mg/l)	-	-	93	2
DQOt (mg/l)	81	23	93	5

Dos de $FeCl_3$ = Dosagem de cloreto férrico

TABELA 5.29 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 0,2 μ m em amostra com e sem coagulante, Afluente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 0,2 μ m, em ensaio (com maior tempo de operação - terceira etapa) em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 40 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida Gmr = 1000 s⁻¹ ; tempo médio de mistura rápida Tr = 10s; Gradiente médio de floculação Gmf = 100 s⁻¹ ; tempo médio de floculação Tf = 10 min. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5$ kgf/cm²

Parâmetros	Afluente (Efluente do RALEX)	P30	P60	P180	P300	P420	P540	R540	F 0,2 (μ m) S/Coa	F 0,2 (μ m) Coa
T (° C)	22,0	25,0	28,0	50,0	30,0	41,0	51,0	51,0	-	-
pH	7,04	-	-	-	-	-	8,49	8,02	-	-
Alc P (mg CaCO ₃ /l)	116	-	-	-	-	-	29	34	-	-
Alc T (mg CaCO ₃ /l)	131	-	-	-	-	-	38	46	-	-
SST (mg/l)	43	-	-	-	-	-	-	1188	-	-
SSV (mg/l)	32	-	-	-	-	-	-	582	-	-
SSF (mg/l)	11	-	-	-	-	-	-	606	-	-
ST (mg/l)	224	382	176	184	184	164	244	1722	-	-
STV (mg/l)	116	197	58	66	72	94	130	956	-	-
STF (mg/l)	108	185	118	118	112	70	114	766	-	-
Turb (uT)	29,70	0,80	0,76	0,43	0,40	0,41	0,37	600,00	2,00	1,40
P.P.O ₄ ⁻³ (mgP/l)	4,4	0,3	0,6	1,4	2,7	2,4	3,4	53,4	2,6	0,2
DQO bruta (mg/l)	122	15	15	17	26	30	36	1135	35	27
DQO filtrada (mg/l)	82	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CT (NMP/100ml)	10 ⁷	<1	-	-	-	-	<1	-	-	-
CF (NMP/100ml)	10 ⁶	<1	-	-	-	-	<1	-	-	-

Legenda:

P – Permeado

R – Retentado

F – Filtrado em papel de filtro (1.0 μ m) E - erro

S/Coa–semcoagulante;C/Coa-comcoagulante

TABELA 5.30 - Resultados experimentais obtidos do filtrado em papel de filtro de 1,0 μ m em amostra com e sem coagulante, Afluente (Efluente do RALEX), Permeados e Retentado no Sistema de Microfiltração Tangencial com membrana de 1,0 μ m, em ensaio (com maior tempo de operação - terceira etapa) em batelada com o efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido com adição de 40 mg/l de cloreto férrico. Gradiente médio de mistura rápida Gmr = 1000 s⁻¹; tempo médio de mistura rápida Tr = 10s; Gradiente médio de floculação Gmf = 100 s⁻¹; tempo médio de floculação Tf = 10 min. Velocidade tangencial média de 3,8 m/s e $\Delta P = 0,5$ kgf/cm²

Parâmetros	Afluente (Efluente do RALEX)	P40	P80	P120	P160	P200	P240	P280	P320	P380	P440	P500	P560	R560	F 1,0 (μ m) S/Coa	F 1,0 (μ m) Coa
T (° C)	23,0	27,0	31,0	35,0	39,0	43,0	47,0	51,0	30,0	36,0	42,0	48,0	54,0	54,0	-	-
pH	6,57	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	7,94	7,47	-	-
Alc P (mg CaCO ₃ /l)	70	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	26	30	-	-
Alc T (mg CaCO ₃ /l)	98	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	35	37	-	-
SST (mg/l)	25	0	1	2	2	3	1	3	1	2	4	2	2	125	-	-
SSV(mg/l)	19	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	100	-	-
SSF (mg/l)	6	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	24	-	-
ST (mg/l)	200	322	124	316	178	332	142	132	146	328	249	139	201	312	-	-
STV (mg/l)	84	222	40	242	87	226	E	39	50	192	105	110	152	162	-	-
STF (mg/l)	116	100	84	74	91	106	E	93	96	136	144	29	49	150	-	-
Turb (uT)	27,1	5,9	3,7	6,8	3,5	5,0	4,5	2,9	4,4	5,4	2,4	1,7	2,4	46,3	8,5	7,0
P.P.O ₄ ⁻³ (mgP/l)	1,57	0,01	0,01	0,03	0,04	0,05	0,06	0,07	0,07	0,07	0,02	0,04	0,05	3,10	1,34	0,09
DQO bruta (mg/l)	74	1	4	1	1	1	4	1	9	5	26	1	9	99	49	24
DQO filtrada (mg/l)	25	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CT (NMP/100ml)	10 ⁷	10 ³	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	10 ³	-	-	-
CF (NMP/100ml)	10 ⁶	10 ³	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	10 ³	-	-	-

Legenda:

P – Permeado

R – Retentado

F – Filtrado em papel de filtro (1,0 μ m) E - erro

S/ Coa – sem coagulante Coa – com coagulante

5.6.7 - Possibilidades de reuso

Serão apresentados neste item, alguns critérios e padrões de qualidade de águas de reuso, com ênfase para irrigação, procurando-se verificar se os limites estabelecidos para determinados parâmetros ou exame analisados nas amostras coletadas de permeado no presente trabalho, são compatíveis, isto é, se para determinados padrões já fixados, o permeado produzido é adequado.

Conforme HESPANHOL (1993), os “guidelines” não podem ser trazidos e aceitos como dogma, conforme foi colocado no trabalho elaborado pela própria OMS (1991), de que uma das muitas funções da OMS para atingir seus objetivos é propor regulamentações e fazer recomendações com respeito a assuntos de saúde. “Guidelines” são feitos com a intenção de dar subsídios aos governantes nas tomadas de decisão gerenciais relativas à saúde pública e preservação do meio ambiente e têm sido muitas vezes mal interpretados por profissionais, por aqueles que tomam decisões e políticos, especialmente no que diz respeito aos seus objetivos, que frequentemente não fazem as adequações necessárias para a região no qual se aplicam. A partir deles é que deverão se derivar critérios e normas nacionais ou regionais.

De acordo com CROOK (1990), o estado da Califórnia tem uma longa tradição de reuso, tendo desenvolvido suas primeiras regulamentações em 1918, que têm sido modificadas e expandidas ao longo dos anos. Os critérios do estado vigente para recuperação da qualidade das águas residuárias foram adotados em 1979 e têm servido de base para os padrões de reuso em outros estados e países e são mais restritivos que os da OMS. Os critérios de qualidade da água incluem os padrões de qualidade da água, os processos de tratamento requeridos, os requisitos operacionais e os critérios de avaliação de confiabilidade no tratamento. A seguir, na TABELA 5.31, apresentam-se os níveis de Coliformes admitidos para cada tipo de reuso agrícola na Califórnia.

TABELA 5.31 - Critérios da Califórnia para tratamento e reuso da água

Tipo de uso	Limite para Coliformes Totais	Tratamento requerido
Cultivo de forrageiras, plantas fibrosas e grãos, irrigação superficial de árvores frutíferas e parreirais	-	Primário
Pasto para animais leiteiros, represamentos paisagísticos (campos de golf, cemitérios, etc.)	23/100ml	Oxidação e desinfecção
Irrigação superficial de culturas alimentícias (b), represamentos recreacionais restritivos	2,2/100ml	Oxidação e desinfecção
Irrigação (aspersão) de culturas alimentícia(b), irrigação paisagística (parques, playgrounds, etc.)	2,2/100ml	Oxidação, coagulação, clarificação e filtração (c) e desinfecção
Represamentos recreacionais não restritivos	NT (não contém limites no original)	-

(a) Fonte: Estado da Califórnia (1978)

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

(c) A turbidez do efluente filtrado não pode exceder uma média de duas unidades de Turbidez durante qualquer período de 24 horas.

Fonte: CROOK (1993)

O permeado produzido (efluente da microfiltração) em todos ensaios com a membrana de tamanho de poro de 0,2 μm , obedeceu aos padrões estabelecidos na Califórnia, apresentados na TABELA 5.31 acima, pois todas amostras coletadas de permeado possuíam < 1 NMP/100ml de Coliformes Totais. No entanto nos ensaios com a membrana de 1,0 μm , não foi possível alcançar a eficiência necessária para respeitar esses padrões em nenhuma das amostras coletadas de permeado (as amostras de permeado possuíam 10^3 NMP/100ml).

A TABELAS 5.32 a seguir, apresentam padrões para reuso agrícola, da OMS e Califórnia.

TABELA 5.32 - Qualidade microbiológica recomendada para reuso da água na agricultura

Categoria	Condições de reuso	Grupo exposto	Nemátodos intestinais (c) (média aritmética dos ovos/l (d))	Coliformes Fecais (média geométrica por 100 ml (d))	Tratamento necessário para atingir a qualidade microbiológica requerida
A	Irrigação de culturas prováveis de serem consumidas cruas, campos desportivos, parques públicos (e)	Trabalhadores, consumidores, público	1	1000 (d)	Lagoas de estabilização em série, projetadas para qualidade microbiológica requerida, ou tratamento equivalente
B	Irrigação de cultura de cereais, culturas industriais, culturas de forrageiras, pastos, árvores	Trabalhadores	1	Nenhum padrão recomendado	Retenção em lagoas de estabilização durante 8 a 10 dias ou remoção equivalente de Helmintos e coliformes fecais
C	Irrigação localizada de culturas na categoria B, não ocorrendo a exposição de trabalhadores e de público	Nenhum	Não aplicável	Não aplicável	Pré-tratamento indicado pela tecnologia de irrigação, mas não inferior à sedimentação primária

(a) Dados: OMS (1989)

(b) Em casos específicos as orientações devem ser modificadas em função de levantamentos epidemiológicos locais, fatores sócio culturais e ambientais

(c) Espécies de Ascaris, Trichiurus e lombrigas

(d) Enquanto durar o período de irrigação

(e) Para gramados públicos é recomendável uma orientação mais restrita (menos do que 200 coliformes fecais por 100ml), como por exemplo, para grandes hotéis, um dos casos em que o público pode vir a ter contato direto.

(f) No caso de árvores frutíferas a irrigação deve cessar duas semanas antes da fruta ser colhida e nenhuma fruta deve ser apanhada no chão. A irrigação por aspersão não deve ser empregada

Consultando-se a TABELA 5.32 acima, elaborada pela Organização Mundial de Saúde, pode-se constatar que todos os ensaios realizados no Sistema de Microfiltração

Tangencial com as membranas de 0,2 e 1,0 μm foi capaz de atender aos padrões de Coliformes Fecais, mostrando, portanto a grande potencialidade de desinfecção das membranas de microfiltração, capaz de produzir um efluente com grande potencialidade de reuso para meio agrícola. Para se afirmar com total segurança a utilização desse efluente produzido pela microfiltração, para o meio agrícola, a OMS ainda recomenda que sejam analisados alguns elementos-traço (Alumínio, Arsênio, Boro, Cádmio, Cromo, Chumbo, etc.) ao quais não foram analisados no presente trabalho.

6- CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

- Para os ensaios realizados com a membrana de 0,2 μm , o aumento das dosagens de cloreto férrico contribuiu para a diminuição nos valores calculados de média de fluxo de permeado ao longo da operação do Sistema de Microfiltração Tangencial. Esta relação não ocorreu de forma direta para os ensaios com a membrana de 1,0 μm , ou seja, maiores dosagens de cloreto férrico, às vezes conferiram melhor desempenho em relação aos valores de fluxo de permeado.
- Para as duas membranas utilizadas (0,2 e 1,0 μm) os valores de fluxo do permeado foram superiores nos ensaios em que as amostras do efluente do RALEX não foram previamente submetidas aos processos de coagulação e floculação. Nos ensaios em que o esgoto era coagulado e floculado, esses valores foram considerados satisfatórios quando se utilizou a membrana de 0,2 μm (média de fluxo de permeado, em geral, superior a 100 $\text{l/m}^2\cdot\text{h}$) e insatisfatórios para os ensaios realizados com a membrana de 1,0 μm (média de fluxo de permeado sempre inferior a 100 $\text{l/m}^2\cdot\text{h}$), a qual, provavelmente, foi mais suscetível aos fenômenos de colmatação, sobretudo do bloqueamento interno dos poros da membrana.
- Os processos de coagulação e floculação foram essenciais para o aumento da eficiência de remoção de DQO_t , P.P.O_4^{3-} e para Turbidez, foi muito importante no ensaio com a membrana de 1,0 μm . A adição de cloreto férrico possibilitou a conversão de parte da fração dissolvida e coloidal contida nas amostras de esgoto em material particulado, que foi eficientemente removido pelas membranas de microfiltração. Os fenômenos de colmatação das membranas contribuíram para o aumento da capacidade de retenção destas.
- A dosagem de 40 mg/l de cloreto férrico foi considerada a mais adequada para as duas membranas (0,2 e 1,0 μm) em função do benefício conjunto de fluxo de permeado e eficiências médias de remoção de DQO_t e P.P.O_4^{3-} . A dosagem de 100 mg/l de cloreto férrico foi considerada inadequada para ambas membranas, pois

consumiu muita alcalinidade do esgoto que estava sendo tratado, culminando em grande queda do pH, indo, portanto, contra os padrões de lançamento desse efluente produzido, no corpo receptor, segundo resolução nº 20, de 1986, do CONAMA (pH entre 5 e 9).

- O grande aumento de temperatura do esgoto que estava sendo tratado no Sistema de Microfiltração Tangencial foi benéfico ao fluxo do permeado, no entanto, impossibilitou o uso das membranas para longos períodos de operação sem que houvesse interrupção da operação, com a finalidade de manter a integridade das membranas (que suportam até 60°C). Desse modo, seria necessária a incorporação de uma torre de resfriamento no sistema ou de algum outro método que permitisse diminuir a temperatura do efluente produzido pela Microfiltração (por exemplo, tanque com aeração ou lagoa areada).
- As eficiências de remoção de Coliformes Totais e Fecais, obtidas com as membranas de microfiltração, foram muito altas, próximas a 100 % utilizando a membrana de 0,2 μm (amostras coletadas de permeado possuíam sempre < 1NMP/100ml de CT e CF) e 99,99 % com a membrana de 1,0 μm , confirmando, portanto, a grande potencialidade de desinfecção das membranas de microfiltração.
- Ocorreu melhor desempenho do Sistema de Microfiltração Tangencial operando com a membrana de 0,2 μm , sobretudo em relação aos valores de fluxo do permeado, os quais, em geral, sempre foram superiores, principalmente nos ensaios com adição de cloreto férrico, sendo que na etapa final (3ª etapa) do trabalho, na qual as amostras do efluente do RALEX foram submetidas a uma mesma dosagem (40 mg/l de FeCl_3), com a membrana de 0,2 μm ocorreu uma média do fluxo do permeado maior que o dobro obtido com a membrana de 1,0 μm . Com a membrana de tamanho de poro menor (0,2 μm), com a dosagem de 40 mg/l de FeCl_3 (1ª etapa do trabalho) foi possível atingir as seguintes eficiências médias de remoção DQO_i (95%); Turbidez (96,4%); e P.P.O_4^{3-} (89,5%). Ainda com essa membrana (0,2 μm), os valores de Turbidez das amostras coletadas do

permeado nunca excederam o valor de 4 uT; de DQOt sempre menor que 36 mg/l e de $P.P.O_4^{3-}$ sempre inferior a 3,5 mP/l.

- A Microfiltração Tangencial pode ser considerada uma alternativa eficaz como unidade de pós-tratamento de efluente de Reator Anaeróbio de Leito Expandido, produzindo efluente que atende os padrões de reuso na agricultura, para Coliformes Totais e fecais.

RECOMENDAÇÕES

Recomenda-se para Microfiltração Tangencial, o estudo de:

- Sistemas em maior escala e em contínuo;
- Pesquisar a natureza dos compostos causadores da colmatação, visando melhorar a permeabilidade das membranas;
- Sempre que possível, caracterizar a suspensão a ser tratada, bem como do efluente produzido pela microfiltração, segundo o tamanho e a distribuição das partículas, visando compreender melhor os fenômenos de colmatação;
- Pesquisar a utilização de outros tipos de coagulantes e membranas com outros tamanhos de poro, no desempenho da Microfiltração Tangencial como unidade de pós-tratamento de esgoto sanitário.

6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AL-MALACK, M. H.; ANDERSON, G. K. (1996). Coagulation-crossflow microfiltration of domestic wastewater. *Journal of Membrane Science*. n. 121, p. 59 - 70.
- AL-MALACK, M. H.; ANDERSON, G. K. (1996). Crossflow microfiltration with dynamic membranes. *Wat.Res*, v 31, n 8, p 1969-1979.
- BUTLER, R.; MACCORMICK, T (1995). Opportunities for decentralized treatment, sewer mining and effluent reuse. *Desalination*, n106, p 273-283.
- CALIFORNIA STATE DEPARTMENT OF PUBLIC HEALTH. (1978) Statewide standarts for the safe direct use of reclaimed wastewater for irrigation and recreational impoudments. California administrative code Title 17. Public Health. Berkeley.
- CAVALCANTI, C. (1997) Política de governo para o desenvolvimento sustentável: uma introdução ao tema e a esta obra coletiva. In: Meio ambiente, desenvolvimento sustentável e Políticas públicas. Clóvis Calcanti (org). São Paulo: Cortez: Recife: fundação Joaquim Nabuco.Brasil
- COMISSÃO MUNDIAL SOBRE MEIO AMBIENTE E DESENVOLVIMENTO (1991). Nosso Futuro Comum. Editora da Fundação Getúlio Vargas, 2ª edição, 430p.
- CORDEIRO-NETTO, O.; BARRAQUÉ.B (1991). Evaluation dès politiques publiques de l ' environnement aspects méthodologiques. Etude pour le Groupe de Prospective dú Ministère de l ' environnement CERGREN (ENPC- ENGREF) er LATTs (ENPC-CNRS). Noisy -le- Grand França.
- COSTANZI, R. N. (2000) Estudo de tratamento do efluente de fábrica de papel para imprimir visando o reuso por processos físico-químicos: flotação, sedimentação, microfiltração e ozonização. 275p. dissertação (mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- CROOK, J. (1990). Water reclamation. In: Encyclopedia of physical Science and Technology, r. Myres (ed) Academic Press, Inc, San Diego, California. Water Environmemnt and Technology, v 2, n 8, p- 42-49.
- CROOK, J (1993) Critérios de Qualidade da água para Reuso. Tradução de Hilton Felício dos Santos. Revista DAE (São Paulo, Brasil), No 174, Vol 53, novídez 1993.

- DI BERNARDO, L.** (1993). Métodos e técnicas de tratamento de água, vol 1. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental (ABES).
- DITTRICH, J.; GNIRSS, R.; FROHLICH, P; SARFERT, F.** (1996). Microfiltration of municipal wastewater for disinfection and advanced phosphorus removal. *Water Science and Tecnology* v 34 n 9, p. 125 - 131.
- DUCLERT, F.** (1989). *Étude de divers phénomènes de colmatage limitant l'écoulement de l'eau à travers une membrane minérale microporeuse*. Montpellier. 170p. thèse (Doctorat). Academie de Montpellier - USTL - France.
- ELMALEH, S; ABDELMOUMNI, L** (1998) Experimental test to evaluate performance of an anaerobic reactor provided with an external membrane unit. *Water Science and Tecnology*, v38, n8-9, p 385-392.
- FANE, A. G.** (1996). Membranes for water production and waste water reuse. *Desalination*, n106, p. 1-9.
- HESPANHOL, I.; PROST, A. M. E.** (1993). Who guidelines and national standards for reuse and water quality. *Wat Res*, v 0, n 0, p 000-000.
- JOHARI, M. M. N.; JUSOH, A.; GHAZALI, A. H.; AHMADUM, F. R** (1996). Microfiltration of oxidation pond effluent using single flexibe tubular fabric membrane and polyelectrolyte dosage. *Water Science and Tecnology*, v 34, n 9, p 181-187.
- JOHNSON, W. T.; PHELPS, R. W.; BEATSON, P. J** (1997). Water reuse using membranes. *IDA World Congress*, Madri, Spain, v 2, p 611.
- LACOSTE, B.** (1992). *Étude d'un procédé de traitement des eaux usées sur membranes minérales par couplage microfiltration ou ultrafiltration tangentielle et systèmes biologiques en aérobiose..* Montpellier. 227p. Thèse (Doctorat). Université de Montpellier II - France.
- LAPOLLI, F. R.** (1998). *Biofiltração e microfiltração tangencial para o tratamento de esgotos sanitários*. São Carlos. 186p. Tese (Doutorado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- MALEVIALLE, J.; ODENDAAL, P. E.; WIESNER, M. R.** (1996). Water treatment membrane processes. American Water Works Association. Lyonnaise des Eaux. Water Research Commission of South Africa. Mcgraw Hill. NewYork.

- MEDEIROS LEITÃO, S.A.** (1993). Wastewater stabilization ponds: a critical review. Bélgica. Dissertação mestrado. Center for Environmental Sanitation. University of Ghent.
- 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. São Carlos, 188 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- MILISIC, V.** (1986). Anti-fouling techniques in cross-flow microfiltration, *Filtration separation*, n. 23(6), p 347 - 349.
- MOULIN, C.** (1987). *L'ultrafiltration et son utilisation dans les traitement d'effluents industriels*. Montpellier. D. E. A. (Rapport). Université des Sciences et Techniques du Languedoc - France.
- OHYA, H; Kim, J.J; CHINEN, A; AIHARA, M.; SEMENOVA, S.I; NEGISHI, Y; MORI, O; YASUDA, M** (1998). Effects of pore size on separation mechanisms of microfiltration of oily water, using porous glass tubular membrane. *Journal of Membrane Science*, n. 145, p.1-14.
- OKADA, T; OBA, O** (1994). Recycling of waste water from buildings by application of membrane technology. *Desalination*. n 98, p 335-341.
- OMS** (1989). Health guidelines for the use of wastewater in agriculture and aquaculture. Relatório de uma reunião de um grupo científico. Technical Report Series no 778. Organização Mundial da Saúde. Genebra, Suíça.
- PETRUS, J. C. C.** (1997). *Preparação, modificação e caracterização de membranas assimétricas para clarificação de suco de frutas*. Campinas. 139p. Tese (Doutorado). Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas.
- POUET, M. F.; GRASMICK, A.** (1993). Electrocoagulation and flotation: Application in crossflow microfiltration. Conferência em Karlsruhe, Alemanha.
- POUET, M. F.; PERSIN, F.; RUMEAU, M.** (1992). Intensive treatment by electrocoagulation-flotation-tangencial flow microfiltration in areas of high seasonal population. *Water Science and Technology*, v 25, n 12, p 247-253.