AVALIAÇÃO DA MICROFILTRAÇÃO TANGENCIAL COMO ALTERNATIVA DE TRATAMENTO AVANÇADO DE EFLUENTE GERADO EM SISTEMA DE TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO CONSTITUÍDO DE REATOR UASB (UPFLOW ANAEROBIC SLUDGE BLANKET) SEGUIDO DE TANQUE DE AERAÇÃO

CARLOS MAGNO DE SOUSA VIDAL

Tese apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos, da Universidade de São Paulo, como parte dos requisitos para a obtenção do Título de Doutor em Hidráulica e Saneamento.

Orientador: Prof. Dr José Roberto Campos

São Carlos – SP

2006

AGRADECIMENTOS

Especialmente ao professor José Roberto Campos exprimo minha apreciação por seu profissionalismo, sua simpatia e ensinamentos adquiridos nesses oito anos de convivência.

Aos professores Marco Antônio Penalva Reali e Luis Antônio Daniel pelos constantes ensinamentos e sugestões para essa pesquisa.

Ao meu querido pai, Waldo Lima Vidal, exprimo minha grande admiração pelos valores recebidos e por sua carreira profissional baseada em constante dedicação e, sobretudo, em admirável ética profissional.

A minha querida mãe, Maria Dalva de Sousa Vidal, por sua incrível dedicação para com nossa família, invejável paciência e otimismo até mesmo em sua atual vitória contra o câncer, a qual venceu com inabalável firmeza e esperança.

Aos amados irmãos Raphael de Sousa Vidal e Daniela de Sousa Vidal que mesmo estando longe, há tantos anos, encontram-se sempre presentes em todos os momentos.

Aos caros e inesquecíveis amigos André e Ana Flávia de Oliveira, Gustavo Prado, Hélio Rodrigues dos Santos; Adelená Gonçalves Maia; Rodrigo Braga Mouruzzi, Renata Moretti e Valmir de Moraes.

Ana Paula Paim, pelo auxílio prestado em análises de laboratório durante a etapa experimental da pesquisa, profissionalismo e simpatia.

Pavi, Sá e Rose pela presteza e atenção. Especialmente a Sá agradeço por ter me acolhido na primeira vez que fui morar em São Carlos, recebendo-me com grande simpatia e atenção.

Aos professores, funcionários e demais colegas do Departamento de Hidráulica e Saneamento.

Ao Professor Luciano Farinha Watslavick (Coordenador do curso de Engenharia Ambiental da UNICENTRO) e Afonso Figueiredo Filho (Diretor do Centro de Ciências Agrárias e Ambientais da UNICENTRO) pelo grande apoio e incrível redução de minha carga horária nesse ano, para facilitar a escrita da tese.

À FAPESP pela concessão de recursos (auxílio à pesquisa) para o presente trabalho.

À CAPES pela concessão de bolsa de doutorado.

***Aos meus amados companheiros,
Jeanette e Pedro.***

SUMÁRIO

TÓPICO	PÁGINA
LISTA DE FIGURAS	i
LISTA DE TABELAS	vi
RESUMO	xiv
ABSTRACT	xv
1 - INTRODUÇÃO	1
2 - OBJETIVOS	6
3 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	7
3.1 - Processo de filtração em membranas	7
3.2 -Classificação do processo por membranas	9
3.2.1 - Estrutura e materiais das membranas	10
3.2.2 - Força motriz	12
3.2.3 - Mecanismos de separação	12
3.2.4 - Separação por tamanhos	13
3.3 - Configurações de membranas	14
3.4 - Aspectos operacionais em sistemas de membranas filtrantes	15
3.5 - Mecanismos de rejeição de solutos por membranas	20
3.6 - Colmatação das membranas	21
3.7 - Determinação de tamanho de partículas	26
3.8 - Controle da colmatação	31
3.8.1 - Limpeza química das membranas	31
3.8.2 - Limpeza física das membranas	33
3.9 - Reatores biológicos de membrana	34
3.9.1 – Reatores anaeróbios com membrana	43
3.10 - Aplicações da microfiltração para o pós-tratamento de esgoto sanitário.	43
4 – MATERIAL E MÉTODOS	55
4.1 – Considerações iniciais	55
4.2 - Descrição da Estação de Tratamento de Esgotos “Jardim das Flores” (Rio Claro – SP)	56
4.3 – Descrição da unidade piloto de microfiltração tangencial.	59
4.4 – Descrição da unidade de desinfecção por radiação ultravioleta	63
4.5 -Exames microbiológicos	64
4.5.1 - Quantificação de E. coli	64
4.5.2 - Quantificação dos colifagos	65
4.6–Métodos	65
4.6.1 - Método utilizado na Etapa 1	66
4.6.2 - Método utilizado na Etapa 2	69
4.6.3 - Método utilizado na Etapa 3	73
4.6.4 - Método utilizado na Etapa 4	76
4.7 - Equipamentos e materiais utilizados nos ensaios e determinações	76

5 - RESULTADOS E DISCUSSÃO	78
5.1 - Resultados e discussão - Etapa 1	78
5.2 - Resultados e discussão - Etapa 2A	88
5.2.1 Avaliação da colmatção das membranas pela verificação de modelos de bloqueio de filtro e distribuição de tamanho de partículas nos afluentes da unidade de microfiltração.	97
5.2.2 - Resultados e discussão - Etapa 2B	114
5.2.3 - Resultados e discussão - Etapa 2C	134
5.3 – Resultados e discussão - Etapa 3	135
5.4 – Resultados e discussão – Etapa 4	145
6 CONCLUSÕES	148
7 SUGESTÕES	152
8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	153
ANEXO A	160
ANEXO B	168
ANEXO C	185
ANEXO D	188

LISTA DE FIGURAS

TÓPICO	PÁGINA
Figura 3.1 - Esquema de definição do processo por membranas.	8
Figura 3.2 - Três gerações de membranas filtrantes orgânicas: (a): membrana simétrica; (b) membrana assimétrica - (c) membrana composta.	12
Figura 3.3 - Representação esquemática dos principais mecanismos de remoção de constituintes presentes no afluente de sistemas de membranas: (a) remoção de partículas e moléculas grandes por peneiramento (exclusão por tamanho); (b) rejeição de íons pela camada de água adsorvida.	13
Figura 3.4 - Representação esquemática do mecanismo de inserção de membranas tubulares em vasos de pressão.	15
Figura 3.5 - Representação esquemática de sistemas de membranas pressurizados (a) e operados por sucção (b).	16
Figura 3.6 - Esquema que diferencia a filtração frontal da filtração tangencial.	17
Figura 3.7 - Três modos de operação de sistemas de membranas: (a) fluxo constante; (b) pressão constante; (c) pressão e fluxo variáveis.	17
Figura 3.8 - Mecanismos de colmatção das membranas: (a) estreitamento de poros; (b) obstrução de poros; (c) formação de “torta”.	21
Figura 3.9 - Exemplo de utilização do princípio da esfera equivalente: esfera de mesmo volume.	27
Figura 3.10 - Influência da temperatura na limpeza química de membranas de fibra oca. Composição da solução de limpeza utilizada: 5000 mg/L de NaOCl + 0,25 N NaOH. O: 12°C; □: 20°C; Δ: 29°C.	32
Figura 3.11 - Desencadeamento de ciclos de retrolavagem e eficiência de restauração de fluxo em uma membrana de fibra oca.	33
Figura 3.12 - Representação esquemática de reatores biológicos de membrana: (a): bioreator integrado com módulo de membrana imerso; (b) bioreator de recirculação com unidade de membrana externa.	37
Figura 3.13 - Configurações de reatores biológicos de membrana comercializados pela empresa Zenon Environmental; a) processo Zenogem® e b) módulo Zeewed®.	39
Figura 3.14 - Representação esquemática dos dois sistemas de reatores de membrana em operação comercial, em grande escala: (a) sistema de placas da Kubota; (b) sistema de fibras ocas da Zenon	41
Figura 3.15 - Resistência da camada de “fouling” em função da velocidade de tangencial em um reator biológico de membrana. Membrana: Carbosep M14 (membrana inorgânica com filme de zircônio depositado em suporte de Carbono), porosidade nominal: 0,14 µm. Sólidos suspensos totais no reator anaeróbio: 0,13 g/l.	42

Figura 3.16 - Reatores biológicos com membranas externas. Fluxo através da membrana em função da quantidade de biomassa no reator. Velocidade de transporte transversal: 2m/s; pressão: 200kPa.	42
Figura 4.1 - Vista geral da Estação de Tratamento de Esgoto “Jardim das Flores” (Rio Claro – SP).	56
Figura 4.2 (a, b e c) - Vista geral dos reatores UASB (a), tanque de aeração (b) e decantadores secundários (c) da Estação de Tratamento de Esgoto “Jardim das Flores” (Rio Claro SP).	57
Figura 4.3 – Fluxograma do sistema de tratamento da ETE “Jardim das Flores” (Rio Claro – SP).	59
Figura 4.4 (a e b) - Esquema e foto da unidade piloto de microfiltração tangencial utilizada nessa pesquisa no pós-tratamento de efluentes do tanque de aeração da ETE “Jardim das Flores”, preparados em diferentes concentrações de SST no licor misto”.	60
Figura 4.5 - Aspecto externo do módulo de membrana de microfiltração utilizado na pesquisa.	61
Figura 4.6 - Detalhe interno dos módulos de membrana de microfiltração utilizado nessa pesquisa.	61
Figura 4.7 - Vista do tanque de alimentação da unidade piloto da unidade de microfiltração	61
Figura 4.8 - Vista geral do equipamento utilizado para desinfecção complementar de efluentes da unidade de microfiltração por radiação ultravioleta.	63
Figura 4.9 - Cúpula refletora de radiação ultravioleta com as 6 lâmpadas de baixa pressão de vapor de mercúrio	63
Figura 4.10 - Fluxograma dos ensaios realizados na Etapa 1 deste trabalho.	67
Figura 4.11 - Fluxograma dos ensaios realizados na Etapa 2A desta pesquisa.	70
Figura 4.12 – Fluxograma dos ensaios, pontos de coleta, análises e exames microbiológicos referentes à Etapa 2B da presente pesquisa.	72
Figura 4.13 - Foto do equipamento de <i>jar-test</i> utilizado nos ensaios de coagulação dos efluentes do tanque de aeração antes de serem submetidos a unidade de microfiltração.	74
Figura 4.14 - Fluxograma e análises físico-químicas efetuadas nos ensaios da Etapa 3 desta pesquisa.	75
Figura 5.1 - Fluxo do permeado em função do período de operação em ensaios com efluente do tanque de aeração (em SST de 15,25 g/L) na unidade piloto de microfiltração, operada em diferentes intervalos de retrolavagem.	79
Figura 5.2 - Fluxo de permeado em função do período de operação para ensaios com água potável a 25°C na unidade de microfiltração com membrana nova (padrão) e membranas limpas por ácido e base após os ensaios com efluente do tanque de aeração (15,25 g/L) em experimento sem retrolavagem .	83

Figura 5.3 – Fluxo de permeado em função do período de operação para ensaios com água potável a 25°C na unidade de microfiltração com membrana nova (padrão) e membranas limpas por ácido e base após os ensaios com efluente do tanque de aeração (15,25 g/L) em experimento com intervalo de retrolavagem de quatro minutos .	83
Figura 5.4 - Fluxo de permeado em função do período de operação para ensaios com água potável a 25°C na unidade de microfiltração com membrana nova (padrão) e membranas limpas por ácido e base após os ensaios com efluente do tanque de aeração (15,25 g/L) em experimento com intervalo de retrolavagem de dez minutos .	84
Figura 5.5 - Fluxo de permeado em função do período de operação para ensaios com água potável a 25°C na unidade de microfiltração com membrana nova (padrão) e membranas limpas por ácido e base após os ensaios com efluente do tanque de aeração (15,25 g/L) em experimento com intervalo de retrolavagem de quinze minutos .	84
Figura 5.6 - Resultados calculados de % média de recuperação de fluxo de permeado para água potável a 25°C em relação a membrana nova (padrão), em ensaios com efluente do tanque de aeração (15,25 g/L) após limpeza ácida e básica de membranas provenientes de experimentos em diferentes intervalos de retrolavagem.	86
Figura 5.7 - Fluxo de permeado em função do período de operação para ensaios com água potável a 25°C na unidade de microfiltração com membrana nova de 1,0 µm (padrão) e após a limpeza por solução básica da membrana proveniente do ensaio com efluente do tanque de aeração (15,25 g/L), em experimento com intervalo de retrolavagem de quatro minutos .	87
Figura 5.8 - Fluxo do permeado em função do período de operação em ensaios na unidade de microfiltração com amostras afluentes de licor misto do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST (1100; 8006; 11890 e 15893 mg/L) para membranas de tamanhos de poro de 0,2 e 1,0 µm.	94
Figura 5.9 – Fluxo médio de permeado em função do período de operação em ensaios na unidade de microfiltração com amostras afluentes de licor misto do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST (1100, 8006, 11890 e 15893 mg/L) para membranas de tamanhos de poro de 0,2 e 1,0 µm.	94
Figura 5.10 - Fluxo médio de permeado em função dos valores de SST das amostras afluentes a unidade de microfiltração (licor misto do tanque de aeração) para ensaios com as membranas de 0,2 e 1,0 µm.	95
Figura 5.11 - Gráficos representativos de modelos de bloqueio de torta, aleatório, completo e interno nos ensaios com a membrana de 1,0 µm quando submetida a amostra afluente (licor misto do tanque de aeração) em concentração de SST de 1100 mg/L .	98
Figura 5.12 - Gráficos representativos de modelos de bloqueio de torta, aleatório, completo e interno nos ensaios com a membrana de 1,0 µm quando submetida a amostra afluente (licor misto do tanque de aeração) em concentração de SST de 8006 mg/L .	99

Figura 5.13 - Gráficos representativos de modelos de bloqueio de torta, aleatório, completo e interno nos ensaios com a membrana de 1,0 µm quando submetida a amostra afluyente (licor misto do tanque de aeração) em concentração de SST de 11890 mg/L .	100
Figura 5.14 - Gráficos representativos de modelos de bloqueio de torta, aleatório, completo e interno nos ensaios com a membrana de 1,0 µm quando submetida a amostra afluyente (licor misto do tanque de aeração) em concentração de SST de 15893 mg/L .	101
Figura 5.15 - Gráficos representativos de modelos de bloqueio de torta, aleatório, completo e interno nos ensaios com a membrana de 0,2 µm quando submetida a amostra afluyente (licor misto do tanque de aeração) em concentração de SST de 1100 mg/L .	104
Figura 5.16 - Gráficos representativos de modelos de bloqueio de torta, aleatório, completo e interno nos ensaios com a membrana de 0,2 µm quando submetida a amostra afluyente (licor misto do tanque de aeração) em concentração de SST de 8006 mg/L .	105
Figura 5.17 - Gráficos representativos de modelos de bloqueio de torta, aleatório, completo e interno nos ensaios com a membrana de 0,2 µm quando submetida a amostra afluyente (licor misto do tanque de aeração) em concentração de SST de 11890 mg/L .	106
Figura 5.18 - Gráficos representativos de modelos de bloqueio de torta, aleatório, completo e interno nos ensaios com a membrana de 0,2 µm quando submetida a amostra afluyente (licor misto) do tanque de aeração em concentração de SST de 15893 mg/L .	107
Figura 5.19 - Distribuição de tamanhos de partícula para amostra afluyente (licor misto do tanque de aeração em SST de 1100 mg/L) antes de ser microfiltrada (a) e no período final (b) da operação da unidade de microfiltração.	108
Figura 5.20 - Distribuição de tamanhos de partícula para amostra afluyente (licor misto do tanque de aeração em SST de 8006 mg/L) antes de ser microfiltrada (a) e no período final (b) de operação da unidade de microfiltração.	109
Figura 5.21 - Distribuição de tamanhos de partícula para amostra afluyente (licor misto do tanque de aeração em SST de 11890 mg/L) antes de ser microfiltrada (a) e no período final (b) de operação da unidade de microfiltração.	109
Figura 5.22 - Distribuição de tamanhos de partícula para amostra afluyente (licor misto do tanque de aeração em SST de 15893 mg/L) antes de ser microfiltrada (a) e no período final (b) de operação da unidade de microfiltração.	110
Figura 5.23 - Eficiências de remoção de $P-PO_4^{3-}$ em função do período de operação da unidade de microfiltração quando submetida a amostras afluyentes de licor misto do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST, em ensaios com membranas de tamanho de poro de 0,2 e 1,0 µm.	122

Figura 5.24 - Eficiências médias de remoção de $P-PO_4^{3-}$ durante o período de operação da unidade de microfiltração quando submetida a amostras afluentes de licor misto do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST, em ensaios com membranas de tamanho de poro de 0,2 e 1,0 μm .	123
Figura 5.25 - Eficiências de remoção de $P-PO_4^{3-}$ dissolvido em função do período de operação da unidade de microfiltração quando submetida a amostras afluentes de licor misto do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST, em ensaios com membranas de tamanho de poro de 0,2 e 1,0 μm .	124
Figura 5.26 - Eficiências médias de remoção de $P-PO_4^{3-}$ dissolvido durante o período de operação da unidade de microfiltração quando submetida a amostras afluentes de licor misto do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST, em ensaios com membranas de tamanho de poro de 0,2 e 1,0 μm .	125
Figura 5.27 - Eficiências médias de remoção de sólidos totais em função do período de operação da unidade de microfiltração quando submetida a amostras afluentes de licor misto do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST, em ensaios com membranas de tamanho de poro de 0,2 e 1,0 μm .	128
Figura 5.28 - Fluxo de permeado em função do período de operação da unidade de piloto de microfiltração em ensaios com efluente do licor misto do tanque de aeração (SST de 14510 mg/L) sem adição de coagulante e quando o mesmo foi submetido a coagulação em dosagens de 20; 40 e 60 mg/L de cloreto férrico.	138
Figura 5.29 - Granulometrias de amostras do licor misto do tanque de aeração (afluente da microfiltração) quando o mesmo não foi coagulado e na ocasião em que foi submetido a coagulação com 20 e 40 mg/L de cloreto férrico.	140
Figura 5.30 - Eficiência de remoção de $P-PO_4^{3-}$ bruto em função do período de operação da unidade de microfiltração quando submetida a amostra do licor misto do tanque de aeração sem adição de coagulante e quando a mesma foi coagulada em dosagens de 20, 40 e 60 mg/L de cloreto férrico.	144
Figura 5.31 - Fluxo de permeado em função do período de operação da unidade de microfiltração quando submetida a amostras coaguladas (40 mg/L de cloreto férrico) de licor misto do tanque de aeração.	146

LISTA DE TABELAS

TÓPICO	PÁGINA
Tabela 3.1 - Características gerais dos processos por membranas.	10
Tabela 3.2 - Modelo de bloqueios de filtros em sistemas operados a pressão de filtração constante.	23
Tabela 3.3 - Técnicas de determinação de tamanho de partículas.	29
Tabela 3.4 - Qualidade de efluente de reatores aeróbios de membrana (tamanho de poro de 0,2 μm).	34
Tabela 3.5 - Comparação de características de reator de membrana aeróbio com sistema de lodo ativado convencional no tratamento de esgoto sanitário.	36
Tabela 3.6 - Principais características e diferenças entre reatores biológicos de membrana (RBM) com recirculação externa e com módulo de membrana submersa.	38
Tabela 3.7 - Comparação de condições de filtração em reatores biológicos de membrana tubular e submersa.	40
Tabela 4.1 - Principais características dos módulos de membrana utilizados nesta pesquisa.	61
Tabela 4.2 - Condições operacionais médias adotadas na unidade piloto de microfiltração nos ensaios realizados na etapa 2A desta pesquisa.	70
Tabela 4.3 - Tempos de exposição e doses médias calculadas nos ensaios de desinfecção complementar de amostras de permeado no reator UV.	73
Tabela 5.1 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio sem retrolavagem , para amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto.	80
Tabela 5.2 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com intervalo de retrolavagem de quatro minutos , para amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto.	81
Tabela 5.3 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com intervalo de retrolavagem de dez minutos , para amostra afluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto.	81

Tabela 5.4 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com intervalo de retrolavagem de quinze minutos , para amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto.	82
Tabela 5.5 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com amostra afluente de licor misto do tanque de aeração em SST de 1100 mg/L com a membrana de 0,2 µm .	88
Tabela 5.6 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com amostra afluente de licor misto do tanque de aeração em SST de 1100 mg/L com a membrana de 1,0 µm .	89
Tabela 5.7 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com amostra afluente de licor misto do tanque de aeração em SST de 8006 mg/L com a membrana de 0,2 µm .	89
Tabela 5.8 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com amostra afluente de licor misto do tanque de aeração em SST de 8006 mg/L com a membrana de 1,0 µm .	90
Tabela 5.9 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com amostra afluente de licor misto do tanque de aeração em SST de 11890 mg/L com a membrana de 0,2 µm .	90
Tabela 5.10 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com amostra afluente de licor misto do tanque de aeração em SST de 11890 mg/L com a membrana de 1,0 µm .	91
Tabela 5.11 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com amostra afluente de licor misto do tanque de aeração em SST de 15893 mg/L com a membrana de 0,2 µm .	91
Tabela 5.12 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com amostra afluente de licor misto do tanque de aeração em SST de 15893 mg/L com a membrana de 1,0 µm .	92
Tabela 5.13 - Valores calculados de resistência total das membranas nos ensaios na unidade de microfiltração quando submetida a amostras de licor misto do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST em experimentos com a membrana de 0,2 e 1,0 µm.	96

Tabela 5.14 – Valores de X e Y utilizados para construção de gráficos representativos de modelos de bloqueio de torta, aleatório, completo e interno nos ensaios com a membrana de 1,0 µm quando submetida a amostras de licor misto do tanque de aeração em concentrações de SST de 1100; 8006; 11890 e 15893 mg/L.	97
Tabela 5.15 – Valores de X e Y utilizados para construção de gráficos representativos de modelos de bloqueio de torta, aleatório, completo e interno nos ensaios com a membrana de 0,2 µm quando submetida a amostras afluentes de licor misto do tanque de aeração em concentrações de SST de 1100; 8006; 11890 e 15893 mg/L.	103
Tabela 5.16 – Resultados obtidos das análises físico-químicas e exames microbiológicos de amostra de esgoto bruto, efluente do UASB, amostra bruta do licor misto do tanque de aeração e efluente do decantador secundário da ETE “Jardim das Flores”, bem como de amostras preparadas em diferentes concentrações de SST para realização dos ensaios na unidade piloto de microfiltração.	115
Tabela 5.17 – Resultados obtidos de análises físico-químicas e exames microbiológicos do afluente (licor misto do tanque de aeração em SST de 1100 mg/L) e amostras coletadas de efluente (permeado) da unidade de microfiltração a cada trinta minutos de operação, em ensaios com membranas de 0,2 e 1,0 µm.	116
Tabela 5.18 – Resultados obtidos de análises físico-químicas e exames microbiológicos do afluente (licor misto do tanque de aeração preparado em SST de 8006 mg/L) e amostras coletadas de efluente (permeado) da unidade de microfiltração a cada trinta minutos de operação, em ensaios com membranas de 0,2 e 1,0 µm.	117
Tabela 5.19 – Resultados obtidos de análises físico-químicas e exames microbiológicos do afluente (licor misto do tanque de aeração preparado em SST de 11890 mg/L) e amostras coletadas de efluente (permeado) da unidade de microfiltração a cada trinta minutos de operação, em ensaios com membranas de 0,2 e 1,0 µm.	118
Tabela 5.20 – Resultados obtidos de análises físico-químicas e exames microbiológicos do afluente (licor misto do tanque de aeração preparado em SST de 15893 mg/L) e amostras coletadas de efluente (permeado) da unidade de microfiltração a cada trinta minutos de operação, em ensaios com membranas de 0,2 e 1,0 µm.	119
Tabela 5.21 – Resultados obtidos de <i>E.coli</i> e Colifagos nos afluentes (licor misto do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST) e de amostras coletadas de efluente (permeado:PER) da unidade de microfiltração em 30 e 180 minutos de operação, em ensaios com membranas de 0,2 e 1,0 µm. Inclui-se também nesta tabela os log de remoção de <i>E.Coli</i> e Colifagos obtidos na unidade de microfiltração nos diferentes ensaios.	131
Tabela 5.22 - Resultados obtidos das análises físico-químicas e exames microbiológicos de amostra de esgoto bruto, efluente do decantador secundário da ETE “Jardim das Flores” e da unidade de microfiltração operada para duas membranas de tamanho de poro diferentes: 0,2 e 1,0 µm.	133

Tabela 5.23 – Eficiências globais de remoção de turbidez, $P-PO_4^{3-}$, DQOt, SST, <i>E.coli</i> e Colifagos supondo fluxograma atual da ETE “Jardim das Flores” e na concepção que substituí o decantador secundário por unidade de microfiltração operada com membranas de diferentes tamanhos de poro: 0,2 e 1,0 μm .	133
Tabela 5.24 – Características microbiológicas dos efluentes do reator UV ao ser submetido a amostras de permeado proveniente de ensaios de microfiltração com as membranas 0,2 e 1,0 μm .	135
Tabela 5.25 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração em ensaio com licor misto do tanque de aeração em SST de 14510 mg/L em experimento sem adição de cloreto férrico .	136
Tabela 5.26 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração em ensaio com licor misto do tanque de aeração em SST de 14510 mg/L em experimento com adição de 20 mg/L de cloreto férrico .	137
Tabela 5.27 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração em ensaio com licor misto do tanque de aeração em SST de 14510 mg/L em experimento com adição de 40 mg/L de cloreto férrico .	137
Tabela 5.28 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração em ensaio com licor misto do tanque de aeração em SST de 14510 mg/L em experimento com adição de 60 mg/L de cloreto férrico .	138
Tabela 5.29 - Resultados obtidos das análises físico-químicas de amostra do licor misto do tanque de aeração da ETE “Jardim das Flores” e da amostra preparada a partir desse efluente para os ensaios na unidade piloto de microfiltração.	141
Tabela 5.30 – Resultados obtidos das análises físico-químicas das amostras de permeado coletadas durante a operação da unidade de microfiltração no ensaio sem coagulação da amostra afluenta a referida unidade.	142
Tabela 5.31 - Resultados obtidos das análises físico-químicas das amostras de permeado coletadas durante a operação da unidade de microfiltração no ensaio em que a amostra afluenta a referida unidade foi coagulada com 20 mg/L de cloreto férrico .	142
Tabela 5.32 - Resultados obtidos das análises físico-químicas das amostras de permeado coletadas durante a operação da unidade de microfiltração no ensaio em que a amostra afluenta a referida unidade foi coagulada com 40 mg/L de cloreto férrico .	142
Tabela 5.33 - Resultados obtidos das análises físico-químicas das amostras de permeado coletadas durante a operação da unidade de microfiltração no ensaio em que a amostra afluenta a referida unidade foi coagulada com 60 mg/L de cloreto férrico .	142
Tabela 5.34 – Resultados obtidos das amostras coletadas de licor misto do tanque de aeração da ETE “Jardim das Flores” e das amostras preparadas a partir desse efluente para os ensaios na unidade piloto de microfiltração na Etapa 4 desta pesquisa.	145

ANEXO A	160
Tabela 1 - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio sem retrolavagem , para amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto	161
Tabela 2 - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio sem retrolavagem , para amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto.	161
Tabela 3 - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com intervalo de retrolavagem de quatro minutos , para amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto.	161
Tabela 4 - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com intervalo de retrolavagem de quatro minutos , para amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto.	162
Tabela 5. - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com intervalo de retrolavagem de dez minutos , para amostra efluente do tanque de aeração da preparada na concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto.	162
Tabela 6 - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com intervalo de retrolavagem de dez minutos , para amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto.	162
Tabela 7 - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com intervalo de retrolavagem de quinze minutos , para amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto.	163
Tabela 8 - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com intervalo de retrolavagem de quinze minutos , para amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto.	163
Tabela 9 - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração em ensaio com água potável à 25°C com a membrana de 0,2 µm .	163

Tabela 10- Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com água potável à 25°C após limpeza ácida da membrana proveniente do ensaio de microfiltração (com amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto) sem retrolavagem.	164
Tabela 11- Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com água potável à 25°C após limpeza básica da membrana proveniente do ensaio de microfiltração (com amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto) sem retrolavagem.	164
Tabela 12- Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com água potável à 25°C após limpeza ácida da membrana proveniente do ensaio de microfiltração (com amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto) em intervalo de retrolavagem de quatro minutos.	164
Tabela 13- Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com água potável à 25°C após limpeza básica da membrana proveniente do ensaio de microfiltração (com amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto) em intervalo de retrolavagem de quatro minutos.	165
Tabela 14- Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com água potável à 25°C após limpeza ácida da membrana proveniente do ensaio de microfiltração (com amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto) em intervalo de retrolavagem de dez minutos.	165
Tabela 15- Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com água potável à 25°C após limpeza básica da membrana proveniente do ensaio de microfiltração (com amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto) em intervalo de retrolavagem de dez minutos.	165
Tabela 16- Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com água potável à 25°C após limpeza ácida da membrana proveniente do ensaio de microfiltração (com amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto) em intervalo de retrolavagem de quinze minutos.	166
Tabela 17- Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com água potável à 25°C após limpeza básica da membrana proveniente do ensaio de microfiltração (com amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto) em intervalo de retrolavagem de quinze minutos.	166

Tabela 18 - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração em ensaio com água potável à 25°C com a membrana de 1,0 µm .	166
Tabela 19 - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com água potável à 25°C após limpeza básica da membrana de 1,0 µm proveniente do ensaio de microfiltração (com amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto) em intervalo de retrolavagem de quatro minutos .	167
ANEXO B	168
Tabela 1a – Granulometria da amostra de licor misto do tanque de aeração (afluente da unidade de microfiltração) em concentração de SST de 1100 mg/L .	169
Tabela 1b – Granulometria da amostra de licor misto do tanque de aeração (afluente da unidade de microfiltração) em concentração de SST de 1100 mg/L no final da operação da unidade de microfiltração.	171
Tabela 2.a - Granulometria da amostra de licor misto do tanque de aeração (afluente da unidade de microfiltração) em concentração de SST de 8006 mg/L .	173
Tabela 2b - Granulometria da amostra de licor misto do tanque de aeração (afluente da unidade de microfiltração) em concentração de SST de 8006 mg/L no final da operação da unidade de microfiltração.	175
Tabela 3a - Granulometria da amostra de licor misto do tanque de aeração (afluente da unidade de microfiltração) em concentração de SST de 11890 mg/L .	177
Tabela 3b - Granulometria da amostra de licor misto do tanque de aeração (afluente da unidade de microfiltração) em concentração de SST de 11890 mg/L no final da operação da unidade de microfiltração.	179
Tabela 4a - Granulometria da amostra de licor misto do tanque de aeração (afluente da unidade de microfiltração) em concentração de SST de 15893 mg/L .	181
Tabela 4b - Granulometria da amostra de licor misto do tanque de aeração (afluente da unidade de microfiltração) em concentração de SST de 15893 mg/L no final da operação da unidade de microfiltração.	183
ANEXO C	
Tabela 1 - Granulometria da amostra de licor misto do tanque de aeração (afluente da unidade de microfiltração) em concentração de SST de 14510 mg/L quando não coagulada e na ocasião em que foram submetidas a coagulação em dosagens de 20, 40 e 60 mg/l de cloreto férrico.	186

ANEXO D	188
Tabela 1 – Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração em ensaio final da Etapa 4 com amostras de licor misto do tanque de aeração coaguladas com 40 mg/L de cloreto férrico.	189

RESUMO

VIDAL, C.M.S (2006). **AVALIAÇÃO DA MICROFILTRAÇÃO TANGENCIAL COMO ALTERNATIVA DE TRATAMENTO AVANÇADO DE EFLEUNTE GERADO EM SISTEMA DE TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO CONSTITUÍDO DE REATOR UASB (UPFLOW ANAEROBIC SLUDGE BLANKET) SEGUIDO DE TANQUE DE AERAÇÃO**. São Carlos, 2006. 193 p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

A proposta desta pesquisa consistiu na avaliação da microfiltração tangencial para o tratamento avançado de efluente gerado em sistema de tratamento de esgoto sanitário constituído de reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) seguido de tanque de aeração. Neste trabalho foram avaliados métodos de limpeza física (retrolavagem com ar comprimido) e química (ácida e básica) das membranas, bem como análise comparativa da colmatação e do desempenho de membranas de tamanhos de poro de 0,2 e 1,0 μm , quando aplicadas ao pós-tratamento de efluentes do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST. Foram contemplados ainda estudos de desinfecção de efluentes da microfiltração por radiação UV e aplicação do processo de coagulação antecedendo a microfiltração tangencial. Os experimentos foram realizados em unidade piloto com membranas tubulares de polipropileno com área efetiva de filtração de 0,036 m^2 . Constatou-se que a limpeza física foi essencial para obtenção de maiores valores de fluxo de permeado na unidade de microfiltração. A limpeza química das membranas por solução básica foi mais eficiente quando comparada a limpeza ácida. Foram obtidos melhores resultados com a membrana de 0,2 μm , quando comparada a membrana de 1 μm , a qual apresentou intensa colmatação interna de seus poros. Para membrana de 0,2 μm obteve-se permeado de excelente qualidade microbiológica (*E. Coli* < 1 UFC/100 mL e Colifagos < 16 UFP/100 mL), bem como valores de turbidez inferiores a 1,46 uT e remoção praticamente completa de SST. A prévia coagulação das amostras de licor misto do tanque de aeração contribuiu para obtenção de maiores taxas e melhor remoção de P-PO_4^{3-} e DQOt na unidade de microfiltração. Para dosagem de 40 mg/L de cloreto férrico obteve-se a maior taxa média (139,7 L/ $\text{m}^2\cdot\text{h}$), concentrações residuais de P-PO_4^{3-} inferiores a 1,4 mgP/L e DQOt menor que 33 mg/L. A radiação UV permitiu inativação completa de *E. Coli* e Colifagos das amostras de permeado. Concluiu-se que a microfiltração tangencial apresentou grande potencialidade para ser aplicada no tratamento avançado de efluente gerado em sistema de tratamento de esgoto sanitário constituído de reator UASB (Upflow Anerobic Sludge Blanket) seguido de tanque de aeração.

Palavras-chave: Microfiltração tangencial, tratamento avançado, reatores biológicos de membrana, colmatação.

ABSTRACT

VIDAL, C.M.S (2006). **THE EVALUATION OF CROSSFLOW MICROFILTRATION AS AN ALTERNATIVE FOR ADVANCED TREATMENT OF EFFLUENT GENERATED IN A SYSTEM OF SEWAGE TREATMENT COMPOSED BY A UASB (UPFLOW ANAEROBIC SLUDGE BLANKET) REACTOR FOLLOWED BY AN AERATION TANK.** São Carlos, 2006. 193p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

The proposal of this research was to evaluate the crossflow microfiltration as an alternative for an advanced treatment of effluent generated in a system of sewage treatment composed by a UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) reactor followed by an aeration tank. This work aimed to evaluate the membranes physical cleaning methods (backwashing with compressed air) and the chemical ones (acid and basic), as well as the comparative analysis between the fouling event and the 0,2 and 1,0 μm pore size membranes performance, when applied to the aeration tank effluents in a post-treatment stage at TSS different concentrations. Studies for microfiltration effluents disinfection by UV radiation and the application of the coagulation process preceding the crossflow microfiltration were also developed. The experiments were performed in a pilot unit with polypropylene tubular membranes with 0.036 m^2 of effective filtration area. It was verified that the physical cleaning was essential to the attainment of higher permeate flux values in the microfiltration unit. The chemical cleaning of the membranes through basic solution was more efficient when compared to their acid cleaning. Better results were attained when the 0,2 μm membrane was employed in comparison with the 1 μm membrane, which presented intense internal blocking of its pores. It was attained an excellent microbiological quality (*E.Coli* < 1 FCU/100 mL and Coliphages < 16 FPU/100 mL) for the 0,2 μm membrane, as well as turbidity levels under 1,46 uT and almost total removal of TSS. The previous mixed liquor samples coagulation of the aeration tank contributed to the attainment of higher rates and better removal of P-PO_4^{3-} and CODt in the microfiltration unit. It was attained, for the ferric chloride 40mg/L dosage, the higher mean rate (139,7 $\text{L}/\text{m}^2\cdot\text{h}$), P-PO_4^{3-} remaining concentrations under 1,4 mgP/L and CODt lesser than 33 mg/L. The UV radiation allowed the complete inactivation of *E.Coli* and Coliphages from the permeate samples. It was concluded that the crossflow microfiltration presents great possibilities of application in the advanced treatment of effluent generated in a system of sewage treatment composed by a UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) reactor followed by an aeration tank.

Key words: Crossflow microfiltration, advanced sewage treatment, membrane biological reactors, fouling.

1. INTRODUÇÃO

As tecnologias de membranas filtrantes apresentam diversas aplicações, com destaque, no saneamento, para o pós-tratamento de esgoto sanitário e de efluentes industriais, bem como no tratamento de água para abastecimento. Essas tecnologias têm sido incorporadas em fluxogramas de Estações de Tratamento de Esgoto Sanitário com maior frequência no Japão, França, Inglaterra, Coreia do Sul, Alemanha, Estados Unidos, China, Austrália e Canadá.

YANG et al (2005) reportam que o uso de membranas filtrantes para o tratamento de esgoto sanitário está usualmente associado à concepção de reatores biológicos (aeróbios e anaeróbios) de membrana (RBMs), em configurações que utilizam módulos de microfiltração ou ultrafiltração submersos ou acoplados aos reatores biológicos.

Essa temática tem alcançado cenário de destaque no tratamento de águas residuárias em aplicações comerciais e principalmente em trabalhos de pesquisa. Em levantamento realizado por YANG et al (2005) constatou-se pequeno número de artigos referentes ao tema de reatores biológicos de membrana até o ano de 1990, entretanto, foi evidente expressivo aumento de publicações após o início da década de 90. Todavia, segundo esses autores, ainda há necessidade de maiores estudos com intuito de se obter melhores esclarecimentos a respeito dessas tecnologias.

A implementação de unidades de microfiltração no tratamento avançado de águas residuárias, inicialmente destinava-se ao tratamento de efluentes industriais e de esgoto sanitário em situações em que eram disponíveis pequenas áreas de instalação, bem como para ocasiões vinculadas a objetivos de reúso, ou mesmo em países que apresentam rígida legislação referente aos padrões de emissão. Todavia, devido à queda acentuada dos preços das membranas, esses sistemas têm se mostrado mais competitivos em relação às tecnologias convencionais de pós-tratamento de esgoto sanitário, sobretudo em países desenvolvidos, os quais apresentam significativo número de empresas fabricantes de membranas.

METCALF & EDDY (2003) salientam a importância do tratamento avançado de esgoto sanitário e destacam os principais fatores que justificam esse tipo de tratamento, entre eles:

- ✓ necessidade de remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos residuais do tratamento secundário, com intuito de atender a padrões de emissão restritivos e adequação dos efluentes para reúso;
- ✓ remoção de SST residuais de modo a permitir desinfecção mais efetiva;
- ✓ remoção de nutrientes (principalmente N e P) para amenizar problemas de eutrofização dos corpos d'água;
- ✓ necessidade de remoção de substâncias inorgânicas (por exemplo, metais pesados) e orgânicas específicas, para atender a restritivos padrões de emissão e adequação dos efluentes para reúso industrial (águas de refrigeração, águas para caldeiras de baixa e alta pressão, etc.) e reúso potável indireto (recarga de aquíferos).

De acordo com FANE (1996), quando unidades de microfiltração são implementadas no tratamento avançado de esgoto, o efluente produzido é praticamente ausente de sólidos em suspensão e parcialmente desinfetado. Nas Estações de Tratamento de Esgoto, por exemplo, em Sidney (Austrália), em que foram incorporados sistemas de microfiltração em seus fluxogramas, houve grande melhoria na qualidade dos efluentes tratados tornando-os adequados para atender padrões de emissão extremamente restritivos, no que se refere a turbidez, SST, DQO, DBO, coliformes totais e fecais, cistos e oocistos de protozoários, atingindo inclusive, em algumas ocasiões, remoção satisfatória de vírus presentes no esgoto sanitário.

Segundo HESPANHOL (2001), a ótima qualidade obtida de efluente final quando se utilizam membranas de microfiltração para o pós-tratamento de efluentes secundários - gerados em distintas unidades de tratamento biológico - tem atendido, em muitas ocasiões, a padrões de emissão para águas de Classe 2 e para reúso industrial, agrícola, recarga de aquíferos e outros usos urbanos, caracterizados como não potáveis.

Além dos benefícios atribuídos à produção de água para reúso, quando se utilizam membranas filtrantes para pós-tratamento de esgoto sanitário – o que tem estimulado muito os consultores e pesquisadores vinculados a grandes organizações, tais como, International Water Association (IWA) e United States Environmental Protection Agency (USEPA); são as vantagens atribuídas às unidades de microfiltração, tecnologia capaz de efetuar eficiente clarificação e remoção de bactérias (sem risco de

formação de organo-halogenados) de forma simultânea, em sistema compacto, de simples ampliação, operação e automação. Aliada a esse fato, a eficiente separação sólido-líquido por membranas de microfiltração permite atingir elevadas concentrações de biomassa em reatores biológicos, o que possibilita aumento da eficiência e diminuição do volume desses reatores quando associados às membranas filtrantes, bem como menor produção de lodo e melhor nitrificação (MBRs constituídos de reatores biológicos aeróbios) devido às altas idades de lodo (40 dias) características desses sistemas.

As tecnologias mais usuais para o pós-tratamento de esgoto sanitário, tais como a coagulação seguida de floculação e decantação ou flotação, bem como diferentes tipos de “filtros”, sistemas de lodos ativados e suas variantes e carvão ativado, não são capazes de obter desinfecção eficiente, quando comparadas aos sistemas de microfiltração. Processos oxidativos avançados – dentre eles a ozonização, apesar de atingirem excelente nível de desinfecção – necessitam de etapas preliminares para remoção dos sólidos suspensos presentes nos efluentes secundários, para que possa ser viável a implementação destas tecnologias, no tratamento avançado de esgoto. Outras alternativas, tais como, lagoas e sistemas de disposição no solo, em algumas situações, podem não ser viáveis pela necessidade de grandes áreas. A microfiltração, por sua vez, é capaz de excelente remoção de sólidos suspensos e microrganismos, contudo necessitando de atenção especial na remoção de vírus, os quais podem ser inativados, posteriormente, com radiação ultravioleta em baixas doses médias aplicadas .

Apesar de todos benefícios aqui reportados, na aplicação da microfiltração para o tratamento avançado de esgoto sanitário, uma das principais limitações dos sistemas que utilizam membranas, é a colmatação ocasionada devido ao acúmulo de partículas nas membranas. Tal fato tem estimulado diversos pesquisadores a realizem estudos com vistas à atenuar esse fator limitante e de grande importância no desempenho desses sistemas. Segundo VERA et al (1997), o fluxo do permeado, ou seja, a taxa obtida na unidade de microfiltração, está intimamente relacionada a colmatação, sendo o principal fator determinante na viabilidade econômica do processo, o que demonstra a necessidade de estudos relacionados ao tema. Por esta razão será dada atenção especial nesta pesquisa a investigação desses fenômenos.

METCALF & EDDY (1991) reportam que Estações de Tratamento de Esgoto Sanitário que possuem sistema de lodo ativado é comum ocorrer proliferação excessiva de microrganismos filamentosos, conhecida como *bulking* filamentoso e que pode acarretar problemas nos decantadores secundários, pois os flocos filamentosos não sedimentam bem, sendo freqüentemente carregados no efluente dos tanques de sedimentação, prejudicando a eficiência do tratamento. Além do *bulking*, outro fator que prejudica a eficiência desses sistemas é a formação de gás nitrogênio no fundo dos decantadores, o que reduz a velocidade de sedimentação dos flocos e também provoca o carregamento de sólidos junto com o efluente (MORETTI, 2005).

Considerando essas situações, vale ressaltar que a microfiltração pode ser considerada alternativa atraente em substituição aos decantadores secundários. Isso porque muitos dos problemas que afetam a sedimentação secundária não ocorrem na microfiltração a qual garante elevada retenção de sólidos em suspensão independentemente da sedimentabilidade do lodo gerado em sistemas de lodo ativado (CÔTÉ et al, 1998).

Nesse contexto, a presente pesquisa de Doutorado foi desenvolvida com objetivo de avaliar a aplicabilidade da microfiltração tangencial no tratamento avançado de efluente gerado em sistema de tratamento biológico de esgoto sanitário constituído de reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) seguido de tanque de aeração.

O presente trabalho contemplou a investigação de mecanismos de colmatação das membranas de microfiltração quando submetidas a efluentes de tanque de aeração em diferentes concentrações de SST, métodos de controle de colmatação por limpeza física (retrolavagem com ar comprimido) e química (ácido ou base) e avaliação da desinfecção complementar de efluentes da unidade de microfiltração por radiação ultravioleta. Na fase final deste trabalho foi avaliada a implementação do processo de coagulação antecedendo a unidade de microfiltração visto que esses sistemas, por si só, não alcançam eficiência desejada de remoção de fósforo aliada ainda ao fato da prévia coagulação possibilitar à atenuação da colmatação das membranas de microfiltração por materiais coloidais, apontados por LIM & BAI (2003) como principais agentes colmatantes dessas membranas.

O uso de membranas filtrantes no tratamento de esgoto sanitário já se consolida a nível mundial, entretanto no Brasil essas tecnologias são consideradas emergentes, com poucos trabalhos de pesquisa, principalmente para o pós-tratamento de esgoto

sanitário. Para redução dos custos das membranas é necessário que o Brasil desenvolva tecnologia própria que viabilize a implementação dessas unidades em fluxogramas de Estações de Tratamento de Esgoto sanitário.

2 OBJETIVOS

Esta pesquisa consistiu na avaliação da microfiltração tangencial para o tratamento avançado de efluente gerado em sistema de tratamento biológico de esgoto sanitário constituído de reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) seguido de tanque de aeração.

Para atingir esta meta houve a necessidade de serem desenvolvidos diversos passos intermediários que caracterizaram alguns objetivos secundários:

- ✓ investigar método de limpeza física das membranas por retrolavagem com ar comprimido e de limpeza química das mesmas por solução ácida ou básica;
- ✓ avaliar e comparar o desempenho da microfiltração tangencial para o pós-tratamento de efluente de tanque de aeração em diferentes concentrações de SST, utilizando-se membranas de dois tamanhos de poros: 0,2 e 1,0 μm ;
- ✓ estudar os mecanismos de colmatação das membranas utilizadas (0,2 e 1,0 μm) pela verificação de modelos de bloqueio de filtro, análise granulométrica dos diferentes afluentes da unidade de microfiltração e taxas obtidas nos experimentos na referida unidade;
- ✓ avaliar a desinfecção complementar de efluentes da unidade de microfiltração tangencial por radiação ultravioleta;
- ✓ avaliar o efeito da coagulação (cloreto férrico) antecedendo a microfiltração tangencial.

3 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Processo de filtração em membranas

Para caracterização dos sistemas de membranas filtrantes pode ser utilizada a palavra “processo” uma vez que além da retenção física dos solutos presentes no meio líquido, há também a ocorrência de mecanismos de adsorção de materiais na superfície e no interior dos poros das membranas, bem como na torta que se forma na superfície das mesmas e que atua como membrana secundária na remoção de contaminantes presentes nos afluentes desses sistemas.

Nas tecnologias de filtração em membranas a vazão efluente é separada em duas linhas distintas, denominadas permeado e concentrado. Permeado é a parcela que passa através da membrana, enquanto o concentrado é a parcela que fica enriquecida com solutos, ou sólidos retidos pela membrana. Nestes processos, o solvente (água) é forçado a atravessar uma membrana semipermeável pela aplicação de uma força motriz, por exemplo, diferença de pressão hidrostática (ΔP). As tecnologias de membranas filtrantes apresentam diversas aplicações, entre elas: para o pós-tratamento de esgoto sanitário e de efluentes industriais, bem como no tratamento de água para abastecimento.

A filtração convencional é utilizada para remoção de material particulado e coloidal presente no meio líquido. Na filtração em membranas as partículas removidas, podem incluir também constituintes dissolvidos dependendo do tipo de membrana e da operação pertinente. A Figura 3.1 apresenta esquema de definição do processo por membranas.

Figura 3.1 – Esquema de definição do processo por membranas.
 Fonte: METCALF & EDDY (2003)

Os fundamentos da tecnologia de membranas foram estabelecidos há cerca de cinquenta anos. As primeiras aplicações comerciais no saneamento ocorreram na dessalinização de águas marinhas e salobras por eletrodiálise (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 implementados nos Estados Unidos os primeiros sistemas confiáveis de grande porte de microfiltração e ultrafiltração que viabilizaram a aplicação da tecnologia de membranas filtrantes para o tratamento de água e de esgoto. YOO et al (1995) reporta que o primeiro sistema de microfiltração estudado detalhadamente foi a unidade instalada em Saratoga (Estados Unidos) em 1994 para o tratamento de água para abastecimento, na época, considerado o maior sistema de microfiltração do mundo, com capacidade de 19.000 m³/dia. Devido à queda dos custos de operação, esta tecnologia tem se difundido rapidamente nos países industrializados (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001).

Segundo SCHNEIDER & TSUTIYA (2001), os principais fatores que impulsionam a adoção das tecnologias de membrana pelas empresas de saneamento básico são:

- ✓ redução do custo de construção e operação, tornando a tecnologia de membranas competitiva em relação aos sistemas de tratamento convencionais;
- ✓ os limites de patógenos e de contaminantes químicos em águas para consumo humano e em efluentes de estações de tratamento de esgotos, estão sendo progressivamente reduzidos pelas autoridades pertinentes. A capacidade da tecnologia convencional para atingir as novas metas estabelecidas na legislação de países desenvolvidos está praticamente esgotada;
- ✓ o esgotamento dos mananciais de água potável próximos aos grandes centros urbanos do planeta exige que o setor de saneamento básico reconsidere suas filosofias de operação. Um dos aspectos importantes nessa análise é a descoberta de que grande parte dos usos da água em centros urbanos não requer água potável, mas poderia muito bem ser atendido com água de reúso com qualidade variadas.

3.2 Classificação do processo por membranas

Os processos por membranas mais usuais incluem a microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração, osmose reversa, diálise e eletrodiálise. Esses processos podem ser classificados de diferentes formas:

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

As características gerais desses processos estão apresentadas na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 – Características gerais dos processos por membranas.

Processo por membranas	Força motriz	Mecanismo típico de separação	Tipo de poros	Faixa típica de operação (µm)	Características do permeado	Constituintes típicos removidos
Microfiltração	Diferença de pressão hidrostática e vácuo	Peneiramento	Macroporos (>50nm)	0,08-2,0	Água + sólidos dissolvidos	SST, turbidez, cistos e oocistos de protozoários, algumas bactérias e vírus
Ultrafiltração	Diferença de pressão hidrostática	Peneiramento	Mesoporos (2-50 nm)	0,005-0,2	Água + moléculas pequenas	Macromoléculas, colóides, algumas bactérias, alguns vírus e proteínas
Nanofiltração	Diferença de pressão hidrostática	Peneiramento + difusão + exclusão	Microporos (< 2nm)	0,001-0,01	Água + moléculas pequenas, íons	Moléculas pequenas, dureza e vírus
Osmose reversa	Diferença de pressão hidrostática	Difusão + exclusão	Densa (< 2nm)	0,0001-0,001	Água + moléculas pequenas, íons	Muitas moléculas pequenas, cor, dureza, sulfatos, nitratos, sódio e outros íons
Diálise	Diferença de concentração	Difusão	Mesoporos (2-50 nm)	–	Água + moléculas pequenas	Macromoléculas, colóides, bactérias, alguns vírus e proteínas
Eletrodiálise	Diferença de potencial elétrico	Troca iônica com membrana seletiva	Microporos (< 2nm)	–	Água + íons	Sais ionizados

Fonte (METCALF & EDDY (2003))

3.2.1 Estrutura e materiais das membranas

Segundo SCHNEIDER & TSUTUYA (2001) a princípio, qualquer material que permita a síntese de filmes com porosidade controlada, pode ser utilizado na fabricação de membranas. A maior parte das membranas comercializadas são produzidas na forma de folhas planas (*flat sheets*) ou cilíndricas (tubulares ou de fibra oca). As tubulares apresentam diâmetro maior que 3 mm, enquanto as de fibras ocas, o diâmetro é menor que 3 mm.

As membranas podem ser constituídas de materiais orgânicos ou inorgânicos, todavia, é comum o predomínio de membranas fabricadas com polímeros orgânicos (mais baratos) no atual mercado de saneamento.

As membranas orgânicas de primeira geração eram simétricas, com poros regulares, quase cilíndricos e que atravessavam toda espessura da membrana (Figura 3.2 a). A porosidade e a produtividade dessas membranas eram pequenas devido a necessidade de limitar o volume ocupado pelos poros, para evitar o colapso das membranas quando pressurizadas.

As membranas assimétricas ou anisotrópicas de segunda geração são caracterizadas por apresentarem gradiente de porosidade interno gerado pelo controle das condições de polimerização das membranas. Nesta concepção, a membrana, na forma de fina película filtrante (em geral de 0,20 a 0,25 μm), situa-se sobre estrutura suporte macroporosa (em torno de 100 μm), responsável pela resistência mecânica do conjunto (Figura 3.2b). Por apresentarem membrana filtrante de baixa espessura, a resistência à filtração é diminuída, o que lhes conferem maior permeabilidade. As membranas assimétricas de segunda geração são constituídas de um único tipo de polímero (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001).

O processo de fabricação de membranas assimétricas foi aperfeiçoado e culminou no desenvolvimento das membranas de terceira geração, denominadas membranas compostas (Figura 3.2c). Nesta modalidade a membrana filtrante é depositada na forma de filme fino sobre a estrutura de suporte, que usualmente é uma membrana assimétrica. O material utilizado na confecção do filme difere do polímero empregado no suporte. O desenvolvimento dessas membranas propiciou grande redução no custo operacional de sistemas de nanofiltração e osmose reversa. Nessa concepção a resistência à filtração e a seletividade são determinadas inteiramente pela camada filtrante (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001).

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.

Figura 3.2 – Três gerações de membranas filtrantes orgânicas: (a): membrana simétrica - DESHMUKH & LESLIE (1999); (b) membrana assimétrica - APTEL & BUCKLEY (1996); (c) membrana composta - BRADLEY (1993) apud SCHNEIDER & TSUTIYA (2001).

3.2.2 Força motriz

A força motriz (ver Tabela 3.1) em membranas utilizadas no saneamento básico é a pressão positiva ou negativa. Nestes processos, o solvente (água) é forçado a atravessar barreira semipermeável constituída pela membrana, que retém contaminantes químicos e/ou particulados.

3.2.3 Mecanismos de separação

A separação de partículas em membranas de microfiltração e ultrafiltração é realizada principalmente pela simples ação de peneiramento (filtração em superfície), apresentada em esquema na Figura 3.3a. Na osmose reversa e nanofiltração,

partículas pequenas são rejeitadas por camada de água adsorvida na superfície da membrana (membrana densa - Figura 3.3b). Os íons são transportados por difusão através dos poros formados por macromoléculas que constituem a membrana. Em geral, a nanofiltração é usada para rejeição de constituintes menores que $0,001\ \mu\text{m}$. As membranas de osmose reversa, todavia, rejeitam partículas em torno de $0,0001\ \mu\text{m}$. O mecanismo de peneiramento é importante em membranas de nanofiltração, nas maiores aberturas de poros (METCALF & EDDY, 2003).

Figura 3.3 – Representação esquemática dos principais mecanismos de remoção de constituintes presentes no afluente de sistemas de membranas: (a) remoção de partículas e moléculas grandes por peneiramento (exclusão por tamanho); (b) rejeição de íons pela camada de água adsorvida.

Fonte: METCALF & EDDY (2003)

3.2.4 Separação por tamanhos

As membranas filtrantes apresentam poros definidos como macroporos ($> 50\ \text{nm}$), mesoporos ($2\ \text{a}\ 50\ \text{nm}$) e microporos ($< 2\ \text{nm}$). Como as membranas de osmose reversa apresentam poros muito pequenos, essas são definidas como densas. A faixa típica dos tamanhos de poro usados nesses processos encontra-se na Tabela 3.1.

3.3 Configurações de membranas

Na terminologia de membranas, o módulo é definido com unidade que contempla as membranas, as estruturas de suporte de pressão, do vácuo ou da corrente elétrica, bem como os canais de alimentação e remoção do permeado e concentrado. Segundo SCHNEIDER & TSUTIYA (2001), os módulos são projetados com os seguintes objetivos:

- ✓ limitar o acúmulo de material retido nas membranas pela otimização do fluido a ser tratado;
- ✓ maximizar a superfície das membranas por volume de módulo;
- ✓ evitar a contaminação do permeado com constituintes do concentrado.

Ainda segundo esses autores, o projeto desses módulos deve atender a requisitos, tais como: simplicidade de manuseio, facilidade de limpeza e apresentar baixo volume morto. Os principais módulos comercializados apresentam configurações em forma de placas, tubulares, espirais, fibras ocas e discos rotatórios. Será descrito apenas o módulo do tipo tubular, o qual foi utilizado na presente pesquisa.

O formato mais simples de módulos tubulares é caracterizado por um tubo revestido internamente com a membrana. O diâmetro interno desses tubos varia de 6 a 40 mm. Na fabricação desses módulos, tubos individuais ou conjunto de blocos com tubos são “empacotados” no interior de cilindros de suporte (Figura 3.4). De modo alternativo, os tubos podem ser perfurados no interior dos blocos suporte. Neste caso a membrana é depositada como filme fino no interior dos tubos.

A desvantagem dos módulos em forma tubular é a baixa área de membrana por volume do módulo, compensada por maiores velocidades tangenciais de operação que possibilitam, em geral, alcançar maiores taxas de filtração.

Figura 3.4 Representação esquemática do mecanismo de inserção de membranas tubulares em vasos de pressão.
Fonte: SCHNEIDER & TSUTIYA (2001).

Em módulos tubulares o afluente é bombeado no interior dos tubos e o permeado é coletado em sua face externa, enquanto o concentrado, flui ao longo dos tubos. Esse tipo de configuração é geralmente empregado para afluentes com altas concentrações de sólidos. Essas unidades são de fácil limpeza por substâncias químicas ou por mecanismos de ação mecânica tais como a retrolavagem, pulsos de ultra-som, escovação etc.

3.4 Aspectos operacionais em sistemas de membranas filtrantes

Na operação de sistemas de membranas, é usada bomba para pressurizar o afluente, direcionando-o ao canal de alimentação do módulo. É usada uma válvula no canal do concentrado com intuito de regular a pressão no canal de alimentação. É disponibilizado canal para coleta do permeado que usualmente é recolhido à pressão atmosférica. Para remoção dos sólidos que se acumulam na superfície das membranas são implementadas diferentes tecnologias de acordo com o tipo de módulo e limpeza requerida. Essa concepção de operação é usualmente aplicada para membranas tubulares associadas externamente a reatores biológicos (reatores biológicos de membrana com recirculação externa) e encontra-se contemplada na Figura 3.5a.

Em sistemas de micro e ultrafiltração por sucção, uma bomba centrífuga cria pressão negativa no canal de permeado e a filtração é impulsionada pelo diferencial de pressão do líquido no canal de alimentação e a pressão negativa no interior do canal de permeado. Esta concepção é usualmente aplicada para reatores biológicos com membrana submersa que utilizam módulos com placas de membrana e de fibras ocas. A representação esquemática dessa concepção está apresentada na Figura 3.5 b.

Figura 3.5 – Representação esquemática de sistemas de membranas pressurizados (a) e operados por sucção (b).

Fonte: SCHNEIDER & TSUTIYA (2001).

O afluente pode ser bombeado através do módulo em direção paralela (filtração tangencial) ou perpendicular (filtração frontal) à superfície da membrana. De acordo com MALACK & ANDERSON (1996), quando o sistema de microfiltração é operado em escoamento tangencial, a formação da “torta” é limitada, ou quase completamente suprimida devido ao efeito de arraste gerado pela velocidade tangencial. Isto confere vantagem em comparação aos sistemas de filtração convencional (filtração frontal), cuja colmatação ocorre em curto período de tempo, devido ao acúmulo da torta retida. (ver Figura 3.6).

Figura 3.6 - Esquema que diferencia a filtração frontal da filtração tangencial.
Fonte: SCOTT (1993)

De acordo com METCALF & EDDY (2003), os sistemas de membranas filtrantes podem ser operados de três formas distintas, de acordo com o fluxo de permeado e pressão de transmembrana aplicada. A Figura 3.7 contempla os três modos de operação. Verifica-se nesta figura que o sistema pode ser operado a fluxo constante e pressão variável (aumento durante o período de operação). No segundo modo, a pressão é mantida constante, sendo permitida a variação do fluxo (diminuição ao longo do período de operação). A última alternativa é permitir a variação tanto do fluxo, como da pressão.

Legenda: P_f: pressão de filtração ou também denominada de pressão de transmembrana.

Figura 3.7 - Três modos de operação de sistemas de membranas: (a) fluxo constante; (b) pressão constante; (c) pressão e fluxo variáveis.

Fonte: METCALF & EDDY (2003)

De acordo com LAPOLLI (1998), o desempenho da microfiltração tangencial é primariamente função dos parâmetros operacionais. As condições de operação são muito importantes, tanto para minimização da colmatagem, quanto pelo aspecto econômico, uma vez que o consumo de energia aumenta concomitantemente com o aumento de pressão, velocidade tangencial e frequência de retrolavagem. Essas são

consideradas as principais variáveis operacionais em sistemas de microfiltração tangencial.

Em geral, o fluxo do permeado se eleva com o aumento da velocidade tangencial e da frequência de retrolavagem, devido ao efeito de controle da formação da “torta” na superfície da membrana. Maiores pressões de operação costumam aumentar a vazão produzida de permeado, no entanto, é sempre importante a investigação dessa variável operacional para o tipo de efluente que se deseja tratar, pois o aumento de pressão pode ocasionar maior compactação da “torta” levando a diminuição da permeabilidade da membrana.

As equações de 1 a 6 abaixo foram reportadas por SCHNEIDER & TSUTIYA (2001).

O fluxo de um líquido (J) através de uma membrana, dado pela equação 1, depende da porosidade da membrana (f), do tamanho médio dos poros (raio médio r_p), da pressão de filtração (P_f), da viscosidade absoluta da água (μ), do fator de tortuosidade do poro (θ) e da espessura da membrana (δm):

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

O fluxo da água é inversamente proporcional a espessura da membrana e “tortuosidade” de seus poros, e diretamente proporcional ao diâmetro médio dos poros (raio médio). Essa descoberta foi um dos fatores que impulsionaram o desenvolvimento da tecnologia de membranas compostas, na qual a membrana filtrante que determina o fluxo da água é reduzida a um filme fino depositado sobre uma estrutura suporte muito mais porosa e de boa resistência mecânica.

Existem várias maneiras de modelar a influência de fatores externos e internos sobre o fluxo através das membranas. O modelo mais simples e mais difundido é o modelo da resistência, dado na equação 2. Neste, o fluxo através da membrana depende da pressão de filtração P_f , da viscosidade dinâmica da água (μ) e da resistência da membrana R_m :

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

Cada elemento de membrana é caracterizado por uma pressão de filtração ou também denominada de pressão de transmembrana (P_f), por uma perda de carga (ΔP) e um rendimento (Y). A pressão de filtração (Equação 3) é definida como a média aritmética da soma das pressões afluente (P_a) e pressão de saída do concentrado (P_c) menos a pressão de saída do permeado (P_p):

$$P_f = (P_a + P_c) / 2 - P_p \quad (3)$$

A perda de carga no elemento de membrana (ΔP) é equivalente à diferença de pressão afluente e de saída do concentrado (P_c):

$$\Delta P = P_a - P_c \quad (4)$$

A vazão total de permeado (Q_p) é o produto do fluxo do permeado (J_p) e área da membrana (A):

$$Q_p = J_p \cdot A \quad (5)$$

O rendimento do módulo ou elemento de membrana (Y) é o quociente entre o fluxo do permeado (J_p) dividido pelo fluxo de alimentação:

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

Os rendimentos obtidos em módulos de ultrafiltração e microfiltração operados em escoamento tangencial variam de 0,5 a 5%. Arranjos modulares de microfiltração (em paralelo ou em série) alcançam rendimentos elevados (acima de 90%).

Os sistemas de microfiltração são operados em faixa de pressão de aproximadamente 50 a 300 kPa. As pressões são bem menores que aquelas aplicadas em sistemas de osmose reversa (1 a 5 MPa) e ultrafiltração (0,2 a 1 MPa). A microfiltração, portanto, demanda menor quantidade de energia comparada aos outros diversos processos por membranas.

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 problemas relacionados a colmatação. É importante salientar que as pesquisas têm conseguido cada vez mais atenuar essas limitações, melhorando o desempenho desses sistemas.

3.5 Mecanismos de rejeição de solutos por membranas

De acordo com SCHNEIDER & TSUTIYA (2001) a remoção de solutos por membranas é influenciada por diversos fatores, dentre eles:

- ✓ dimensões e morfologia dos solutos;
- ✓ tamanho dos poros da membrana;
- ✓ carga elétrica da membrana e dos solutos;
- ✓ rugosidade e propriedades químicas da superfície da membrana;
- ✓ propriedades químicas da água de alimentação;
- ✓ fatores hidrodinâmicos (tensão de arraste e forças de cisalhamento na superfície da membrana);
- ✓ grau de compactação da torta de filtro.

A retenção física de material particulado é o principal mecanismo de rejeição em membranas de micro e ultrafiltração. É usual a ocorrência de alterações na rejeição de solutos durante o período de operação nesses sistemas. Tal fato é explicado pela deposição de materiais na superfície e no interior das membranas, ou mesmo devido ao efeito de compactação ou degradação química de constituintes químicos que compõem a estrutura da membrana.

O mais comum é a diminuição do tamanho dos poros causada pela deposição de partículas em sua superfície ou em suas paredes laterais, diminuindo o seu tamanho efetivo, de modo a contribuir em geral para maior rejeição de componentes da água de alimentação.

3.6 Colmatação das membranas

O termo colmatação é usado para descrever o potencial de deposição e acúmulo de constituintes nas membranas provenientes da água de alimentação (afluentes). A colmatação interfere em diversos aspectos relativos ao desempenho do sistema, como: permeabilidade da membrana (taxa de aplicação), vida útil das membranas, necessidade de pré-tratamento, métodos de limpeza, dentre outros.

As partículas se depositam nas membranas segundo três mecanismos, principais:

- ✓ estreitamento de poros;
- ✓ obstrução de poros;
- ✓ formação de “torta”

No mecanismo de estreitamento de poros, os sólidos se acumulam na parede interna dos poros (adsorção). Quando as partículas se alojam ao longo de toda área do poro, o mecanismo é denominado de obstrução. Já a formação da torta é caracterizada pelo acúmulo de sólidos na superfície da membrana. Esse último mecanismo ocorre quando as partículas do afluente apresentam tamanho superior aos dos poros da membrana. Nos primeiros, a colmatação ocorre devido a partículas de tamanho menor do que o tamanho dos poros das membranas. A representação esquemática desses três mecanismos está presente na Figura 3.8.

Figura 3.8 – Mecanismos de colmatação das membranas: (a) estreitamento de poros; (b) obstrução de poros; (c) formação de “torta”.

Fonte: METCALF & EDDY (2003)

A formação da “torta” se inicia com a retenção de partículas com tamanho maior que o tamanho dos poros da membrana. Após a formação da primeira camada, a torta passa a atuar como membrana adicional (membrana secundária) que pode também incorporar colóides, partículas e moléculas de menor tamanho que os poros da “torta”.

Alguns pesquisadores, em seus experimentos, induzem a formação da membrana secundária adicionando substâncias químicas de baixo produto de solubilidade (Kps) no afluente, e que, portanto, apresentam maior facilidade de formação de precipitados. O objetivo principal é aumentar a rejeição da membrana. Todavia, o crescimento induzido de membrana secundária deve ser controlado de forma a não contribuir para diminuição da permeabilidade da membrana propriamente dita.

Em membranas de separação de material particulado (micro e ultrafiltração) a formação da “torta” resulta em grande aumento da resistência a passagem de solvente, acompanhado de forte redução da taxa de fluxo. Isto pode ser minimizado com aumento da velocidade de transporte de água no canal do concentrado, bem como por diferentes mecanismos de retrolavagem.

Segundo SCHNEIDER & TSUTIYA (2001) a espessura de equilíbrio da “torta” é atingida quando a quantidade de partículas incorporada a “torta” se torna igual ao número de partículas removidas. Nesta ocasião o fluxo através da membrana se estabiliza.

A colmatação das membranas pode ser identificada por análise gráfica de redução de fluxo em função do tempo e por leis de bloqueio de membranas filtrantes.

Os mecanismos de bloqueio de membranas filtrantes são válidos para as seguintes premissas:

- ✓ os poros são regulares e estão distribuídos de forma homogênea na superfície da membrana, em alinhamento paralelo;
- ✓ cada partícula que penetra na membrana é capturada;
- ✓ o regime de fluxo é laminar.

De acordo com HUDGSON et al (1993) a teoria de bloqueio de filtros diferencia quatro mecanismos, a saber:

Bloqueio completo: cada partícula que entra em contato com a membrana causa o bloqueio completo de um poro. É assumido que não há sobreposição de partículas;

Bloqueio interno: o aumento da resistência da membrana é devido a deposição contínua de partículas ao longo de todo comprimento dos poros;

Bloqueio aleatório: cada partícula pode ser depositada em qualquer parte da membrana. Nesse caso é permitido acúmulo de partícula;

Bloqueio de torta de filtro: a resistência de filtração é devida somente ao acúmulo de material na superfície da membrana, formando a torta de filtro. É assumido que o fluxo decresce com o aumento da espessura da torta e essa espessura aumenta proporcionalmente ao volume obtido de filtrado.

O tipo de mecanismo pode ser identificado com a montagem de gráficos com as variáveis indicadas na terceira coluna da Tabela 3.2. Um gráfico linear indica que o processo correspondente é o principal responsável pelo bloqueio das membranas.

Tabela 3.2 - Modelo de bloqueios de filtros em sistemas operados a pressão de filtração constante.

Mecanismo de bloqueio	Equação ^a	Linearidade ^b
Bloqueio completo	$V = J_i / k_{bc} (1 - e^{-k_{bc} t})$	$\ln V$ vs. t
Bloqueio interno	$V = J_i k_{bi} \ln (1 + k_{bi} t)$	V vs. $\ln t$
Bloqueio aleatório	$t/V = 1/J_i + t k_{bat}/J_i$	t/V vs. t
Bloqueio da torta de filtro	$t/V = k_{btf} / 4J_i^2 V + 1/J_i$	t/V vs. V

a: V: volume permeado; J_i : fluxo inicial; t: tempo de filtração, k_{bc} : constante de filtração no modelo do bloqueio completo; k_{bi} : constante de filtração no modelo do bloqueio interno; k_{bat} : constante de filtração no modelo do bloqueio aleatório; k_{btf} : constante de filtração no modelo do bloqueio pela torta de filtro.

b: combinação de parâmetros que produz gráficos lineares para os respectivos modelos.

Fonte: HUDGSON et al (1993) apud SCHNEIDER & TSUTIYA (2001)

A intensidade da colmatação das membranas de microfiltração pode ser analisada pela diminuição do fluxo de permeado como também por análise de resistência das membranas.

O fluxo de permeado para água ausente de particulados, em uma membrana limpa, é descrito pela lei de Darcy:

$$J = P_f / \mu \cdot R_m \quad (7)$$

J: fluxo de permeado ($\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$)

P_f : pressão de filtração ou de transmembrana (Pa)

μ : viscosidade absoluta da água (Pa.s)

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

Todavia, na filtração de suspensões, o fluxo apresentado pelas membranas será menor e pode ser representado pela equação 8. O decréscimo do fluxo nessas condições é atribuído ao aumento da resistência da membrana devido a sua colmatção por bloqueamento de poros, camada de polarização por concentração e formação de torta de filtro. Dessa forma, deve ser incorporado à lei de Darcy novos fatores de resistência:

$$J = P_f / \mu \cdot (R_m + R_p + R_c) \quad (8)$$

J: fluxo de permeado ($\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$)

P_f : pressão de transmembrana ou de filtração (Pa)

μ : viscosidade absoluta da água (Pa.s)

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

R_p : resistência devido ao bloqueamento de poros (m^{-1})

R_c : resistência devido à formação de torta de filtro (m^{-1})

Na microfiltração à pressão de transmembrana constante, o fluxo inicial de permeado depende basicamente de R_m e R_p ; e R_c inicialmente é zero. No decorrer da operação o entupimento dos poros e a formação da torta causam aumento de R_p e R_c .

BABEL & TAKIZAWA (2000) sugerem o uso da equação 9 para se calcular a resistência da membrana devido a colmatção:

$$R_c = P_f / \mu \cdot J - R_m \quad (9)$$

Para isso é necessário obter antes R_m , a qual pode ser calculada com o uso da equação 7, submetendo-se a unidade de microfiltração a água potável, preferencialmente água deionizada.

TAKIZAWA et al (2000) sugerem modo simples de se calcular a resistência total da membrana em sistemas de microfiltração tangencial:

$$RT = \text{pressão afluyente} + \text{pressão de saída do concentrado} / \mu.J \quad (10)$$

Os dois principais agentes de colmatção das membranas de microfiltração, em aplicações no saneamento básico, são as formações de depósitos de matéria orgânica e o crescimento de comunidades microbianas, mecanismos tais que ocorrem de forma simultânea. As bactérias usualmente se aderem (adsorvem) a superfície da membrana pela excreção de exopolissacarídeos e na maioria das vezes, levando a formação de biofilmes.

LIM & BAI (2003) salientam que a colmatção biológica pode vir a deteriorar a estrutura das membranas e ocasionar danos irreversíveis às mesmas o que implicará em maiores custos de operação e manutenção dos sistemas de membranas filtrantes. Os mesmos autores recomendam a utilização de desinfetantes ou substâncias químicas de limpeza com intuito de minimizar esses problemas, uma vez que a retrolavagem não é eficiente para redução desse tipo de colmatção.

Análise de microscopia (ótica e eletrônica) pode identificar os principais organismos envolvidos e se há ou não formação de polímeros responsáveis pela adesão dos microorganismos na superfície das membranas. É recomendável microscopia eletrônica de varredura para se observar superfícies novas e colmatadas e microscopia ótica comum para o estudo das morfologias dos microrganismos presentes nas membranas. Portanto, a microscopia é instrumento de grande importância na caracterização qualitativa da colmatção.

A colmatção se deve, dentre outros fatores, a relação entre a distribuição de tamanho de partículas no afluyente e o tamanho de poro das membranas, de modo que o conhecimento da distribuição granulométrica das partículas na água de alimentação, pode vislumbrar os possíveis mecanismos de colmatção das membranas.

O estudo da distribuição de tamanho de partículas em afluentes permite identificar a faixa de tamanho de partículas predominante, de modo que o tamanho de

poro mais adequado pode ser adotado. De acordo com LAPOLLI (1998), partículas com tamanho inferior ao “diâmetro nominal” da membrana têm maior probabilidade de penetrar nos poros, podendo ser adsorvidas e retidas em suas paredes internas, o que resultaria na diminuição do fluxo de solvente. Portanto, é recomendável o uso de membranas com tamanho médio de poros menor que a faixa de tamanho predominante das partículas, para que se reduzam problemas de obstrução.

VERA et al (1993) salientam a importância da caracterização da distribuição do tamanho de partículas no esgoto secundário e permeado da microfiltração com objetivo de verificar se durante o processo houve formação de membrana secundária (depósitos de sólidos sobre a superfície da membrana propriamente dita) capaz de remover partículas com tamanho menor que o tamanho médio dos poros da membrana.

WISNIESKI & GRASMICK (1996) concluíram que o fluxo turbulento em sistemas de microfiltração tangencial costuma levar a ruptura dos flocos formados em amostras de esgoto proveniente do tanque de aeração do sistema de lodos ativados. Portanto, é de grande importância o estudo da alteração na distribuição granulométrica do afluente e efluente da unidade de microfiltração, e verificar de que forma essas alterações podem influenciar nos mecanismos de colmatação das membranas.

Em suma, o estudo da distribuição de tamanho de partículas contribui para uma melhor compreensão do fenômeno de colmatação e auxilia na escolha adequada das membranas.

3.7 – Determinação de tamanho de partículas

As partículas em suspensão encontradas em afluentes e efluentes de sistemas de tratamento de águas residuárias são estruturas tridimensionais, em sua maioria irregulares, polidispersas (de vários tamanhos) e com diferentes propriedades físico-químicas. No entanto, todos os métodos disponíveis para determinação de seus tamanhos fornecem como resposta (em princípio) um único número, o qual representa o tamanho da partícula.

A esfera é a única forma passível de ser representada por um único número em todas as direções do espaço tridimensional. Todavia, uma mesma partícula pode ser caracterizada por diferentes esferas com base em uma de suas diferentes propriedades, tais como: maior ou menor dimensão, perímetro da área projetada, área projetada,

área superficial, volume, velocidade de sedimentação, dentre outras. O princípio da esfera equivalente consiste em relacionar alguma destas propriedades ao diâmetro de uma esfera (ALLEN, 1997). Por exemplo, na Figura 3.9, a esfera de diâmetro igual a 39 μm tem o mesmo volume que uma partícula cilíndrica de diâmetro e comprimento iguais a 20 μm e 100 μm , respectivamente (SANTOS et al, 2004).

Figura 3.9 - Exemplo de utilização do princípio da esfera equivalente: esfera de mesmo volume. Fonte: RAWLE (sem data).

Cada técnica de determinação da distribuição de tamanho de partículas relaciona uma das propriedades destas a um valor de diâmetro (esfera equivalente). Como cada técnica fornece resultados distintos, embora corretos, comparações entre elas não devem ser realizadas indiscriminadamente.

A escolha do método de determinação mais adequado depende de uma série de fatores, tais como: a natureza da amostra (dissolvida ou em suspensão, solubilidade das partículas, tamanho das partículas, etc.), a natureza do processo (ou seja, qual o uso do valor de diâmetro obtido), a resolução de cada técnica (precisão do método) e a tradição da utilização da técnica. Em termos práticos, outros fatores devem ser considerados na escolha da técnica, tais como: custo de aquisição, manutenção e operação do equipamento; disponibilidade de mão-de-obra especializada; tempo de resposta; facilidade de obtenção, tratamento e interpretação dos dados, necessidade ou não de fracionamento da amostra, dentre outras.

As técnicas de determinação de tamanho de partículas podem ser divididas em dois grupos: com e sem fracionamento da amostra. Nas técnicas com fracionamento, as partículas são removidas da amostra por faixas (frações) de tamanho, de modo que a distribuição de tamanho de partículas é obtida depois de sucessivas etapas de separação. Em consequência, as diferentes faixas de tamanho podem ser analisadas individualmente. Nas técnicas sem fracionamento, por sua vez, não é aplicado nenhum

mecanismo de separação, conseqüentemente as frações de tamanho presentes na amostra são determinadas por uma única medição. Na Tabela 3.3 são apresentadas as principais técnicas de determinação de tamanho de partículas, sua descrição, a esfera equivalente associada e as principais vantagens e desvantagens de sua utilização.

Para caracterização de partículas presentes nos efluentes de sistemas de membranas é comum a utilização de contadores e granulômetros, tecnologias capazes de efetuarem leituras para partículas muito pequenas.

Tabela 3.3: Técnicas de determinação de tamanho de partículas

Técnica	Descrição	Esfera equivalente	Principais vantagens	Técnicas com fracionamento da amostra		Técnicas sem fracionamento da amostra	
				Principais desvantagens			
Peneiramento	Consiste na passagem de uma suspensão através de uma peneira de abertura de malha conhecida. A classificação por faixas de tamanho é obtida pelo uso em série de diversas peneiras com diferentes aberturas de malha e depende principalmente da largura e da espessura máximas das partículas (a exceção daquelas muito alongadas), sem depender de outras propriedades como densidade, volume etc. Os resultados são apresentados na forma de distribuição em massa por faixa de tamanho de partículas.	Esfera de diâmetro igual à abertura da malha	Baixo custo (para malhas mais grossas); Simplicidade operacional e de manutenção.	Demora na aquisição de resultados; Limitado a frações acima de 20 micra; Erro é elevado.			
Filtração em membranas ou papel de filtro	O tamanho da partícula é relacionado ao diâmetro (abertura) do poro. Princípio semelhante ao do peneiramento, abrangendo, entretanto, faixas de tamanho geralmente inferiores às utilizadas naquela técnica. Os resultados são geralmente apresentados na forma de distribuição em massa por faixa de tamanho de partículas.	Esfera de diâmetro igual à abertura do poro	Custo moderado; Tradição de uso; Simplicidade operacional.	Em geral, custo aumenta com número de frações e com diminuição do poro; Demora na aquisição dos resultados.			
Sedimentação	Baseia-se na ação da resultante entre as forças gravitacional, empuxo e arrasto sobre partículas imersas em um meio fluido, de modo que o tamanho das partículas é associado a sua velocidade terminal de sedimentação, de acordo com a Lei de Stokes.	Esfera de igual velocidade terminal de sedimentação ou de igual diâmetro de Stokes	Baixo custo; Simplicidade e tradição de uso.	"Demora" na obtenção de resultados; Limitado a frações mais grossas; Interferência da forma, área superficial, porosidade etc.			
Centrifugação	Princípio semelhante ao da sedimentação, sendo que o efeito da força gravitacional é substituído pela aplicação de força centrífuga produzida pelo equipamento (centrífuga ou supercentrífuga), geralmente várias vezes superior à força que age nas partículas resultante do campo gravitacional da Terra.	Esfera de igual velocidade de "centrifugação"	Atinge faixas bem mais finas que sedimentação.	Custo elevado de alguns equipamentos; Tempo de resposta elevado.			
Microscopia	Consiste na utilização de um equipamento (microscópio) capaz de propiciar a visualização de organismos e estruturas invisíveis a olho nu. Dependendo do objetivo, pode ser utilizada a microscopia ótica (aumento de 20 a 30.000 vezes) ou a eletrônica (aumento de 10 a 50.000 vezes). O procedimento de medida pode ser realizado de modo manual, pela comparação com retículos previamente calibrados, ou acoplando-se máquinas fotográficas e computadores aos microscópios, para posterior tratamento das imagens digitais (ver Análise de Imagem).	Qualquer dos padrões adotados: esfera de igual comprimento máximo, de igual área projetada, de igual diâmetro de Ferret, de igual diâmetro de Martini etc.	Permite visualização das partículas e condições de dispersão e aglomeração.	Técnica qualitativa, de baixa representatividade estatística Preparação de amostras é lenta (eletrônica).			
Análise de Imagem	A análise de imagem é uma ferramenta utilizada na determinação da distribuição de tamanho de "pontos" (associados a partículas) em imagens macro ou microscópicas, obtidas por técnicas de captura como câmeras fotográficas ou de vídeo. A análise e o processamento das imagens são realizados por programas de computador especializados e pode também ser utilizada em diversas outras aplicações além da análise de partículas, como identificação de impressões digitais etc. Existem diferentes sistemas de aquisição de imagem que variam em função dos níveis de ampliação requeridos. Para o campo do tratamento de água e água residual, sistemas do tipo "macroviewer" (câmera acoplada a lentes apropriadas), microscopia óptica e de feixe de elétrons são alguns exemplos de possíveis aplicações.		Mesmo que microscopia; Possibilidade de captura das imagens no interior de unidades de tratamento.	Técnica qualitativa, salvo quando um grande número de amostras são analisadas.			

Técnicas sem fracionamento da amostra			
Técnica	Descrição	Esfera equivalente	Principais vantagens
Varredura de Fluxo	Nas técnicas de varredura de fluxo, as partículas são examinadas uma de cada vez, de modo que a interação de cada partícula com o campo externo é associada com uma medida de seu tamanho (volume) e a interação de um conjunto de partículas é interpretada em termos de distribuição de tamanho do conjunto. Sua principal aplicação relaciona-se a operações nas quais é importante conhecer o número de partículas em suspensões monodispersas (sem grande variabilidade de tamanho de partículas). A técnica mais difundida emprega o princípio Coulter, no qual um campo elétrico interage com as partículas de modo que o tamanho da partícula é proporcional à mudança na impedância elétrica à medida em que as partículas passam pelo campo elétrico. Há, entretanto, diversas outras técnicas, nas quais as partículas podem ser detectadas e medidas, por exemplo, pela "sombra" ou pelo espalhamento de luz que provocam em um campo luminoso ou ainda pelo "tempo de voo" entre dois feixes de laser. Os equipamentos que se utilizam do princípio Coulter são conhecidos como contadores Coulter. Os demais são chamados contadores óticos.	Esfera de igual volume	Fornecer o número de partículas por faixa de tamanho.
Varredura de campo	As técnicas de varredura de campo são aquelas nas quais a distribuição de tamanho de um conjunto de partículas é inferida da interação destas com o dispositivo de medida (Allen, 1997). Diferentemente das técnicas de varredura de fluxo, nas quais as partículas são contadas uma a uma, na varredura de campo as partículas são detectadas em conjunto. Assim, essa técnica gera uma distribuição proporcional ao volume das partículas (momento do volume médio) na qual o número total de partículas não é necessário. Os equipamentos de varredura de campo são chamados de granulômetros.	Esfera de igual volume ou de igual momento de volume	Grande amplitude de medida (partículas entre 0,05 μm a 3500 μm podem ser lidas em um único equipamento); Rapidez na leitura (leituras individuais em 2 ms); Reprodutibilidade dos resultados; Não necessita de calibração.
Espalhamento de luz laser de baixo ângulo (LALLS) ou difração laser (Obs: Também é uma técnica de varredura de campo)	A mais difundida dentre as técnicas de varredura de campo. Baseia-se no princípio da conversão de dados de espalhamento de luz em resultados de distribuição de tamanho de partículas. Quando um feixe de luz atinge uma partícula, parte da luz é absorvida, parte refratada, parte difratada e parte transmitida (possibilidades de espalhamento), sendo que partículas de maior tamanho espalham luz a baixos ângulos e partículas menores a ângulos grandes. Assim, quando um feixe de luz laser atinge um conjunto de partículas em suspensão, ocorrem fenômenos de interferência que promovem padrões de espalhamento com intensidades máximas e mínimas que são detectados e associados ao tamanho das partículas.		

3.8 – Controle da colmatação

As três estratégias mais utilizadas no controle dos fenômenos de colmatação são: pré-tratamento dos afluentes, retrolavagem (limpeza física) e limpeza química das membranas.

O pré-tratamento é empregado para remoção de partículas que podem ocasionar entupimento do módulo e com intuito de minimizar a deposição de materiais sobre a superfície das membranas, tais como, sólidos em suspensão e microrganismos. Os processos físicos usualmente incluem a pré-filtração de afluentes. Os processos químicos de pré-tratamento mais usuais são a coagulação e/ou floculação. Pode ser feito também condicionamento químico dos afluentes com vistas a minimização da formação de precipitados.

O método mais comum de remoção de materiais que se acumulam na superfície das membranas, é a retrolavagem por ar e/ou água. A limpeza química é utilizada para remoção de materiais não removidos na retrolavagem. Danos causados por substâncias corrosivas e/ou ação de microrganismos que deterioram o material que constitui a membrana, não podem ser revertidos.

3.8.1 – Limpeza química das membranas

A limpeza química das membranas pode ser realizada na própria unidade (*clean in place*) ou mesmo limpas fora do sistema (*clean out place*) deixando-as de molho em solução química por períodos, em geral, de 24 horas. Os intervalos de limpeza química de membranas de microfiltração utilizadas no tratamento de efluentes secundários são em geral de semanas a meses a depender da intensidade da colmatação. De acordo com CHERYAN (1998) os ciclos de limpeza são de 45 min a 24 horas e usualmente restauram os fluxos iniciais de operação.

Segundo CHERYAN (1998), para melhor limpeza de materiais que se acumulam na superfície das membranas é recomendado que as soluções sejam bombeadas através da membrana em regime turbulento ($Reynolds > 2100$) o que corresponde, em geral, a velocidades lineares de 1,5 a 2,0 m/s em membranas tubulares. Ainda segundo o autor, a pressão aplicada deve ser a menor possível para evitar a compactação da torta.

Quando há excessivo entupimento de poros das membranas CHERYAN (1998) sugere que nos períodos iniciais de operação de limpeza sejam adotados altos valores de velocidade tangencial seguido de baixos valores para que se obtenha eficiente limpeza dos poros colmatados. Segundo esse autor, a limpeza química pode ser iniciada quando o sistema de microfiltração atingir valor de fluxo de permeado pré-determinado ou quando houver aumento de pressão diferencial entre as extremidades do módulo.

A primeira estratégia é aplicada quando a unidade é operada com fluxo variável e pressão constante. O segundo presta-se a sistemas operados a fluxo constante e pressão variável.

As soluções empregadas para limpeza química de membranas devem apresentar compostos químicos, pH e temperatura compatível com as mesmas, o que em geral é recomendado nos manuais das empresas fabricantes.

Maiores temperaturas das soluções de limpeza conferem maior eficiência de remoção de materiais na membrana, o que pode ser evidenciado na Figura 3.10. Maiores temperaturas da solução de limpeza químicas permitem a dissolução de compostos associados às membranas.

Figura 3.10 - Influência da temperatura na limpeza química de membranas de fibra oca. Composição da solução de limpeza utilizada: 5000 mg/L de NaOCl + 0,25 N NaOH. O: 12°C; □: 20°C; Δ: 29°C.

Fonte: LIU et al, 2001, apud SCHNEIDER & TSUTIYA (2001).

Para avaliação do desempenho da limpeza química é comum a análise dos valores de fluxo da membrana após a limpeza, para água potável a 25°C, e compará-los com aqueles obtidos com mesma água com a membrana nova, nunca antes

utilizada. As soluções de limpeza podem ser ácidas ou básicas e podem ser utilizadas de forma isolada ou mesmo combinadas.

3.8.2 - Limpeza física das membranas

A limpeza física das membranas, usualmente caracterizada pelos mecanismos de retrolavagem, é um processo aplicado para minimização da formação da “torta”. A retrolavagem pode ser acionada desde o início da operação de sistemas de membrana ou quando ocorre grande aumento de pressão de filtração ou queda dos valores de fluxo das membranas.

No momento do pulso de retrolavagem o fluxo é restaurado em valores próximos do fluxo inicial conforme se observa na Figura 3.11. A redução progressiva de recuperação de fluxo após a retrolavagem indica acúmulo de materiais nas membranas que só poderão ser removidos por limpeza química.

Legenda: RL: pulso de retrolavagem

Figura 3.11 – Desencadeamento de ciclos de retrolavagem e eficiência de restauração de fluxo em uma membrana de fibra oca.

Fonte: KENENDY et al (1999) apud SCHNEIDER & TSUTIYA (2001).

O tempo de retrolavagem é em geral de 10s a 1 min e esta pode ser realizada de diferentes maneiras, entre elas:

- ✓ retrolavagem tangencial: bombeamento de permeado no canal do concentrado em direção contrária a filtração (fluxo tangencial);

- ✓ retrolavagem frontal: bombeamento de permeado através da membrana em sentido inverso da filtração (fluxo frontal);
- ✓ retrolavagem por ar comprimido: bombeamento de ar comprimido com alta pressão pelo canal do permeado.

Ciclos de retrolavagem não otimizados podem reduzir a produtividade de sistemas de membrana pelo consumo de permeado durante o pulso de retrolavagem e porque durante a retrolavagem o sistema não produz permeado.

3.9 - Reatores biológicos de membrana

Os reatores biológicos de membrana consistem de um reator (aeróbio ou anaeróbio) com separação dos sólidos e biomassa em suspensão por membranas de microfiltração ou ultrafiltração. Essa concepção dispensa a separação de sólidos em clarificação secundária (operação do reator biológico, independente da eficiência do decantador secundário) e permite atingir concentrações de biomassa no reator biológico muito mais elevadas do que em sistemas de lodo ativado convencional. O tempo de detenção hidráulica nesses reatores é muito baixo, cerca de duas horas, o que contribui na compactidade desses sistemas. A qualidade dos efluentes produzidos em reatores de membrana aeróbio estão presentes na Tabela 3.4.

Tabela 3.4 – Qualidade de efluente de reatores aeróbios de membrana (tamanho de poro de 0,2 µm).

Parâmetro	Valor	Remoção (%)
DBO	< 2mg/L	> 99
SST	Abaixo do limite de detecção	> 99
TKN	< 2mg/L	> 96
N-NH ₃	< 0,3 mg/L	> 97
P total	< 0,1 mg/L	> 98
Turbidez	< 1uT	> 99
Coliformes totais	Abaixo do limite de detecção	100
Coliformes fecais	Abaixo do limite de detecção	100
Vírus	inativação acima de 4 log e na maioria das medições, abaixo do limite de detecção	> 99

Fonte: NOVACHIS et al (1998); GUNDER & KRAUT (1998); CHURCHHOUSE & WILDGOOSE (1999); ENGELHARDT et al (1998); MOURATO et al (1996) apud SCHNEIDER & TSUTIYA (2001).

METCALF & EDDY (2003) apontam as principais vantagens dos reatores biológicos de membrana, no tratamento de esgoto sanitário:

- ✓ tratamento de altas cargas orgânicas volumétricas em menor tempo de retenção hidráulica;
- ✓ menor produção de lodo, devido a maiores tempos de retenção da biomassa;
- ✓ operação em baixas concentrações de oxigênio dissolvido, com potencialidade de nitrificação e desnitrificação em projetos que contemple grandes tempo de retenção de biomassa;
- ✓ alta qualidade dos efluentes gerados em termos de turbidez, densidade de bactérias, SST e DBO;
- ✓ menor espaço requerido no tratamento de esgoto sanitário, comparado às tecnologias convencionais.

As desvantagens desses sistemas, de acordo com METCALF & EDDY (2003), são:

- ✓ custo inicial alto;
- ✓ vida útil limitada das membranas (3 a 5 anos);
- ✓ alto consumo de energia;
- ✓ necessidade de controle da colmatação das membranas

A comparação de reator biológico de membrana com sistema de lodos ativados convencional pode ser verificada na Tabela 3.5. As membranas nesses sistemas retêm também os microrganismos de crescimento lento, que em geral são “lavados”, escapando no efluente de ETEs convencionais. Como resultado, as bactérias nitrificantes, por exemplo, podem ser mantidas com sucesso nesses reatores. Além disso, podem ser retidas bactérias planctônicas e outros microrganismos que formam espumas e que não apresentam boa sedimentação

Tabela 3.5 – Comparação de características de reator de membrana aeróbio com sistema de lodo ativado convencional no tratamento de esgoto sanitário.

Parâmetro	Reator de membrana	Lodo ativado Convencional
Biomassa (g/l)	15 a 25	1,5 a 4
kg DQO/m ³ d	2,6 a 5,0	< 1
kg DBO/m ³ d	1,5 a 2,5	< 0,5
kg N- Amon/m ³ d	0,2 a 0,4	< 0,07
A/M (kg DQO/kg MLSS-d)	< 0,1	0,2 a 0,6
tempo de residência de biomassa (d)	30 a 45	5 a 15
produção de lodo (kg de lodo seco/ kg de DQO)		
A/M (0,5 a 1,0)	0,46	0,60
A/M (0,1 a 0,2)	0	----
diâmetro médio dos flocos (µm)	3,5	20
tempo de residência hidráulica (h)	2	3 a 8

Fonte: STEPHENSON (2000); MOURATO et al (1996); METCALF & EDDY (1991)

Os reatores biológicos de membrana apresentam duas configurações básicas (Figura 3.12). A primeira, denominada bioreator integrado, usa membranas imersas no reator biológico. Na segunda, denominada, bioreatores de recirculação, o “licor misto” circula através de membrana situada fora do reator biológico.

Na primeira concepção, os módulos (“cassetes”) são submersos no reator biológico. O permeado é recolhido por ação de pressão negativa, enquanto os sólidos são retidos dentro do reator. É introduzido ar comprimido por “manifold” instalado na base dos módulos. O ar introduzido, além de servir para limpeza das membranas, tem função de fornecer oxigênio para o reator.

Nos reatores de recirculação, o efluente, por exemplo, do tanque de aeração (lodos ativados) é bombeado usualmente em membranas tubulares, as quais retêm os

sólidos e o permeado é recolhido pelo lado de fora dos tubos. A força motriz é gerada pela alta velocidade tangencial dentro da membrana.

JUDD et al (2004) relatam as principais diferenças entre as duas concepções de reatores biológicos de membrana. As peculiaridades desses sistemas estão apresentadas na Tabela 3.6.

Figura 3.12 – Representação esquemática de reatores biológicos de membrana: (a): bioreator integrado com módulo de membrana imerso; (b) bioreator de recirculação com unidade de membrana externa.

Fonte: adaptado de METCALF & EDDY (2003).

Tabela 3.6 – Principais características e diferenças entre reatores biológicos de membrana (RBM) com recirculação externa e com módulo de membrana submersa.

Reator biológico de membrana com recirculação externa	Reator biológico com membrana submersa
Conhecido desde de 1970	Conhecimento mais recente (1990)
Módulo de membrana localizado externamente ao reator biológico	Módulo de membrana submerso no reator biológico
Sistema por bombeamento no qual a taxa é determinada pela pressão de transmembrana e velocidade tangencial	O permeado é recolhido geralmente por bomba de vácuo (sucção) e a taxa é determinada pela intensidade de aeração
Atinge maior valor de fluxo e resistência hidráulica. Requer menor área de membrana e menor intensidade de aeração. O fluxo é restabelecido por limpeza química periódica.	Atingem menores valores de fluxo e de resistência hidráulica. Requer maior intensidade de aeração bem como maior requisito de área de membrana. O fluxo é restabelecido com limpeza química periódica para módulo de membrana do tipo “ <i>flat plate</i> ” (folhas planas); e pequenos ciclos de retrolavagem associados a limpeza química periódica para o módulo do tipo “ <i>hollow fiber</i> ” (fibra entrelaçada).
Maior consumo de energia e melhor controle de fenômenos de colmatação	Menor consumo de energia e pior controle de fenômenos de colmatação

Fonte: adaptado de JUDD et al (2004)

CÔTÉ & THONSON (2000) relatam que a empresa Zenon Environmental inicialmente comercializou o processo denominado Zenogem® o qual consistia de um reator biológico de crescimento de biomassa em suspensão associado com membrana de ultrafiltração de acordo com a configuração apresentada na Figura 3.13a. O módulo

de membrana nessa concepção foi denominado de PermaFlow® Z-8 e consistia de 8 tubos em série (24 milímetros de diâmetro interno) com área total de filtração de 2m². Em 1980 a mesma empresa iniciou a comercialização do módulo Zeewed®, baseado na concepção de módulo submerso com membrana do tipo *hollow fiber*, com objetivo de simplificação do processo Zenogem®. O fluxograma simplificado desse sistema está contemplado na Figura 3.13b.

Figura 3.13 - Configurações de reatores biológicos de membrana comercializados pela empresa Zenon Environmental; a) processo Zenogem® e b) módulo Zeewed®.

Fonte: Adaptado de CÔTÉ & THONSON (2000)

A Tabela 3.7 contempla as principais diferenças entre essas duas concepções de reatores biológicos de membrana.

Tabela 3.7 – Comparação de condições de filtração em reatores biológicos de membrana tubular e submersa.

Características	unidades	Sistema de recirculação externo por uma única bomba	Sistema de membrana submersa
Modelo do módulo de membrana		Zenon's PermaFlow® Z-8	Zenon's Zeewed® ZW-500
Área superficial	m ²	2	46
Fluxo	L/m ² h	50-100	20 a 50
Pressão aplicada	kPa	400	20 a 50
Velocidade	m/s	3 a 5	-
Vazão de ar	Nm ³ /h		40
Razão de recirculação (Q de alimentação/ Q de permeado)		25 a 75	
Energia para filtração	kWh/m ³	4 -12	0,3 a 0,6

O mercado de reatores de membranas (de grande porte) com módulos submersos, para o tratamento de esgoto sanitário, é disputado no momento por duas empresas, a canadense Zenon e a japonesa Kubota. Outras duas grandes empresas também têm conseguido implementar seus sistemas em diversos países, a USFilter e a Mitsubishi-Rayon. A seguir serão descritas apenas as características das duas primeiras.

A Kubota emprega módulos com placa em seus reatores (Figura 3.14 a). Cada módulo contém 150 placas, 0,8 m² de área útil de membrana fixada nos dois lados de uma armadura de fibra de vidro, separada por uma estrutura suporte porosa que funciona como canal de coleta do permeado (STEPHENSON et al, 2000). A pressão de operação é gerada pela pressão hidrostática da água no reator. O espaço entre as membranas de módulos adjacentes, de 6 a 8 mm, permite a aeração e recirculação do concentrado. A aeração é feita por difusores instalados na base dos módulos. O fluxo de permeado de projeto varia entre 17 a 30 L/m².h. Nesses sistemas vários minutos de filtração são intercalados por curtos períodos de interrupção da operação na retrolavagem” (SCHNEIDER & TSUTIYA 2001).

Os reatores da Zenon são baseados em fibras ocas constituídas de polímero resistente ao cloro com porosidade nominal de 0,1µm. (CÔTÉ et al, 1997). O módulo consiste de fibras ocas montadas em uma moldura vertical com extração de filtrado

pelas duas extremidades da fibra (Figura 3.14 b). A área de membrana por módulo é de 14 m² no módulo ZW – 150 e de 46 m² no módulo ZW – 500. Um conjunto de módulos forma um cassete, que é a unidade de membrana imersa no reator. A área de membrana por cassete é de 168 m² nos módulos mais antigos e 368 m² nos mais recentes. O efluente tratado é recolhido por vácuo aplicado no interior da fibra oca. Nesses sistemas vários minutos de sucção são seguidos de retrolavagem com filtrado durante cerca de 20 segundos. As bombas de sucção utilizadas no sistema da empresa Zenon consomem 0,02 kWh/m³ de filtrado (CÔTÊ ET AL, 1998). O fluxo através das membranas, varia entre 13 a 25 L/m².h (SCHNEIDER & TSUTIYA 2001).

Segundo GUNDER & KRAUT, 1998, ciclos de limpeza química são relativamente raros em reatores de membranas submersas e ocorrem em intervalos de vários meses ou até mais de um ano. A ação combinada de fluxos baixos e a fricção das bolhas de ar e dos sólidos suspensos na superfície da membrana contribuem na minimização dos fenômenos de colmatção.

Figura 3.14 – Representação esquemática dos dois sistemas de reatores de membrana em operação comercial, em grande escala: (a) sistema de placas da Kubota; (b) sistema de fibras ocas da Zenon (GUNDER & KRAUTH, 1998).

Reatores com sistemas de membrana submersa têm consumo de energia inferior aos reatores com membranas externas pressurizadas, entre 0,2 a 0,4 kWh/m³ de filtrado (CÔTÊ et al, 1998). A maior parte da energia é consumida na aeração da biomassa do reator.

Os reatores biológicos acoplados a unidade de membrana externa são caracterizados por altas concentrações de biomassa floculada e são operados por

filtração pressurizada. Para que haja minimização da colmatção, é necessário que os esgotos sejam bombeados através dos módulos com altas velocidades tangenciais, em geral acima de 1,5 m/s, conforme se observa na Figura 3.15.

Figura 3.15 – Resistência da camada de “fouling” em função da velocidade de tangencial em um reator biológico de membrana. Membrana: Carbosep M14 (membrana inorgânica com filme de zircônio depositado em suporte de Carbono), porosidade nominal: 0,14 μm . Sólidos suspensos totais no reator anaeróbio: 0,13 g/l. Fonte: ELMALEH & ABDELMOUMNI, 1998, apud SCHNEIDER & TSUTIYA 2001.

Para velocidade tangencial constante, é comum o fluxo através das membranas diminuir conforme aumenta a concentração de biomassa no reator (Figura 3.16).

Figura 3.16 – Reatores biológicos com membranas externas. Fluxo através da membrana em função da quantidade de biomassa no reator (PILLAY et al, 1994). Velocidade de transporte transversal: 2m/s; pressão: 200kPa.

De acordo com THOMAS et al (2000) em reatores biológicos de membrana com recirculação externa há quebra de flocos biológicos devido às altas velocidades

tangenciais. Isto auxilia os mecanismos de transferência de massa na biomassa, o que possibilita melhor remoção de nutrientes no reator biológico.

Esses sistemas, conforme já mencionado, apresentam maior consumo de energia elétrica, todavia necessitam de menor área de membrana comparado aos reatores biológicos de membrana submersa. Segundo THOMAS et al (2000), na concepção de recirculação externa ao reator biológico, como são usuais maiores taxas, a membrana estará sujeita a maior colmatação, e, portanto, o controle desse fenômeno deve ser executado com eficiência.

3.9.1 – Reatores anaeróbios com membranas

ELMALEH & ABDELMOUMNI (1998) reportam que a alternativa mais viável de acoplamento de membranas a reatores anaeróbios é por circuito de recirculação externa. A aeração indispensável para o controle da colmatação impede, na maioria das vezes, a incorporação direta de membranas de sucção em reatores anaeróbios. Em muitos sistemas anaeróbios os tempos de residência hidráulicos e da biomassa são iguais. Membranas filtrantes externas ao reator podem desacoplar esses dois tempos de residência pelo aumento da concentração da biomassa e com isso, permitir a operação dos reatores biológicos com cargas orgânicas mais elevadas.

ELMALEH & ABDELMOUMNI (1998) e STEPHENSON (2000) relatam significativo aumento da eficiência de operação dos reatores anaeróbios quando acoplados a membranas filtrantes. No entanto, de acordo com HARADA et al (1994), é necessário tomar precauções com aumento excessivo de turbulência na unidade de membrana, que pode ocasionar ruptura de agregados de bactérias anaeróbias. São escassos estudos sobre a relação entre fatores de operação da membrana e o funcionamento do reator anaeróbio.

3.10 - Aplicações da microfiltração para o pós-tratamento de esgoto sanitário.

WISNIEWSKI & GRASMICK (1998) realizaram pesquisa cujo principal objetivo foi relacionar a granulometria de amostras afluentes (esgoto sanitário) a sistemas de microfiltração com os mecanismos de colmatação das membranas utilizadas, bem como a importância de diferentes partículas (diferentes faixas de tamanho) orgânicas nesses fenômenos.

Nesse trabalho foi usado um reator biológico de membrana que consistia de um fermentador de 3L conectado a um módulo de externo de microfiltração. Utilizou-se bomba de recirculação a qual era controlada por inversor de frequência que permitia variação da velocidade tangencial de operação. A retrolavagem era realizada por ar comprimido e o tamanho de poro de membrana utilizado nesse sistema foi de 0,2 μm , com área de filtração de 50 cm^2 . Os experimentos foram realizados com efluente do tanque de aeração de uma ETE de Montpellier (França).

As análises granulométricas das amostras de esgoto, verificadas para diferentes condições operacionais do sistema, foram obtidas em granulômetro MICROSIZER (MALVERN) que permite leituras de partículas de 1,2 a 600 μm . A matéria orgânica dos esgotos foi quantificada para diferentes classes granulométricas. Para isso foi medida a DQO do efluente bruto do tanque de aeração, do sobrenadante (fração denominada de não-sedimentável) desse efluente após ser submetido a sedimentação em cone inhoff por 2h, e a DQO da fração solúvel foi obtida por filtração do efluente bruto do tanque de aeração em membrana de 0,05 μm .

Com intuito de identificar a contribuição das classes granulométricas acima, na colmatção das membranas, foram realizadas filtrações de amostras de esgoto fracionadas em diferentes faixas de tamanho. Constatou-se nestes experimentos que a fração solúvel ($< 0,05 \mu\text{m}$) foi a principal contribuinte para a colmatção e a parcela de menor influência nesses fenômenos foi a sedimentável ($> 100 \mu\text{m}$).

Nessa pesquisa os autores concluíram que houve quebra de flocos presentes nas amostras de esgoto quando as mesmas eram submetidas ao sistema de membrana. No final do período de operação do referido sistema houve alterações na distribuição do tamanho de partícula dos esgotos. Essa quebra gerou aumento da parcela não sedimentável e diminuição da fração sedimentável dos esgotos, o que induziu também em mudanças significativas na distribuição da matéria orgânica do esgoto sanitário.

Esse trabalho foi muito importante na elucidação dos mecanismos de colmatção de membranas de microfiltração para diferentes faixas de tamanho de partículas presentes em efluentes de tanque de aeração, evidenciando-se o grande poder colmatante das frações solúvel e coloidal, fato que estimula a prévia coagulação dos esgotos antes de serem encaminhados a unidades de microfiltração com objetivo de minimizar esses problemas.

LIM & BAI (2003) realizaram estudos de colmatção e limpeza de membrana de microfiltração (tamanho de poro de $0,1\mu\text{m}$ e $0,0122522\text{ m}^2$ de área efetiva de filtração) submetida a esgoto sanitário gerado em sistema de lodos ativados de bancada. A unidade de microfiltração, com membrana do tipo *hollow fiber* (fibra entrelaçada) foi empregada para o tratamento de dois tipos de esgoto que apresentavam diferentes distribuições de tamanho de partículas. Foram utilizados microscopia eletrônica, equipamento de medição de tamanho de partícula e modelos teóricos para identificar os tipos mecanismos de colmatção e desempenho dos métodos de limpeza de estudados.

Neste trabalho foram avaliadas técnicas de limpeza por ultra-som, retrolavagem com água deionizada e limpeza química ácida e básica. Esses métodos foram analisados separadamente e em conjunto.

Os reatores biológicos do sistema de lodos ativados em escala de bancada foram operados em batelada e o módulo de membrana foi imerso nesses reatores durante o experimento. O permeado era recolhido por sucção gerada em uma bomba de vácuo e seu conteúdo era direcionado em recipiente que ficava sobre uma balança. As leituras referentes ao peso das amostras acumuladas de permeado eram transmitidas e gravadas em computador, e desse modo eram aferidas as vazões. Após cada ensaio de microfiltração foram avaliados os diferentes métodos de limpeza empregados.

Um dos reatores biológicos apresentava esgoto com flocos grandes (reator B1) e o outro com flocos de menor tamanho (reator B2). A partida do reator B1 foi iniciada um ano antes do reator B2 com objetivo de se formar lodo granulado (com flocos maiores).

O esgoto bruto adicionado nesses reatores era proveniente de uma ETE de lodos ativados, localizada em Cingapura. A concentração de sólidos suspensos totais no licor misto nos dois reatores foram mantidas em torno de 3500 mg/L ($\pm 200\text{ mg/L}$) através de descarte do excesso de lodo. A concentração de oxigênio dissolvido no reator foi mantida em 6 mg/L ($\pm 0,5\text{ mg/l}$), o pH de 6,5-7,5 e tempo de detenção hidráulica de 10 dias.

A retrolavagem com água deionizada era realizada com pressão de $0,25\text{ MPa}$, durante quinze minutos. Na limpeza por ultra-som, o módulo de membrana foi imerso em um recipiente fora do reator e foi submetido a frequência de 42 Hz durante intervalos de 5; 10; 15 e 20 minutos. A limpeza química foi realizada com base (1M de

NaOH), seguida de limpeza com água deionizada e posteriormente com ácido nítrico 1M. O ciclo total de limpeza foi de 12 horas.

Com objetivo de se manter as condições iniciais da membrana em todos experimentos, foi requerida limpeza adicional após os métodos de limpeza investigados, com NaOH (1M) por 12 h, seguida limpeza com água deionizada por 15 minutos, ácido nítrico por 12 horas e finalizando-se com 15 minutos com água deionizada.

De acordo com as análises de fluxo de permeado constatou-se que o desempenho do sistema foi melhor para o esgoto de flocos maiores, durante o período de operação adotado de seis horas. Segundo os autores, esse melhor desempenho foi atribuído a menor colmatação interna dos poros, a qual é mais difícil de ser minimizada durante o período de operação.

De acordo com os resultados obtidos nesse trabalho constatou-se que nos períodos iniciais de operação o modelo que mais se ajustou foi o de bloqueamento de poros que gerou maior decaimento do fluxo comparado aos estágios subsequentes de operação, os quais se ajustaram mais ao modelo de bloqueio de torta.

Em relação ao método de limpeza química por ultra-som, constatou-se que houve aumento das taxas obtidas, contudo não foi possível nesta concepção a completa restauração dos valores iniciais de fluxo. Foram obtidos melhores resultados para cinco e dez minutos de pulso de ultra-som. As análises de partículas do lodo gerado após o ultra-som sugeriram que houve quebra excessiva de partículas que podem ter levado a uma maior colmatação interna dos poros da membrana. Esses autores constataram que o ultra-som foi mais efetivo para limpeza de materiais que se depositam sobre a membrana do que aqueles que se acumulam no interior dos poros.

O maior valor de recuperação de fluxo foi para o método de limpeza combinada (95,7%), seguido 76,8% para limpeza química, 60,8% para ultra-som e 24,7 % para retrolavagem com água deionizada.

Os autores concluíram nesse trabalho que os modelos que mais se ajustaram aos dados obtidos nos experimentos foram o de bloqueio de poro e de torta. O método mais efetivo de limpeza foi quando se combinou todos os métodos investigados.

Os trabalhos de LIM & BAI (2003) permitiram bom esclarecimento dos fenômenos de colmatação de membranas quando submetidas a esgotos de duas granulometrias diferentes. É interessante observar que os reatores apresentavam a

mesma concentração de sólidos suspensos no licor misto, todavia, por apresentarem distintas distribuições de tamanho de partículas, o desempenho dos reatores foi diferente. Os autores conseguiram enfatizar a importância da associação do tamanho de partícula dos afluentes com os fenômenos de colmatação das membranas. Esse trabalho apresentou excelentes estudos de métodos de limpeza química e como avaliá-los corretamente.

SHIN & KANG (2002) realizaram estudos para avaliar o desempenho de reator operado em bateladas seqüenciais em escala de bancada ao qual foi inserido módulo de membrana submerso. O reator foi operado em ciclos de três horas, alternando-se condições anóxicas e aeróbias, com objetivo de remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo. O reator foi operado durante 280 dias. Foram avaliados nesta pesquisa fenômenos de colmatação das membranas.

O reator biológico tinha formato cilíndrico, com volume útil de 1,7 m³. O módulo de membrana utilizado foi do tipo *hollow fiber* de polisulfona hidrofóbica o qual apresentava área total superficial de 18 m² e tamanho de poro de 0,1 µm. A concentração inicial de SST no reator biológico foi de 5000 mg/L. A idade média de lodo foi de 70 dias. Os ciclos de operação foram de três horas: 40 minutos de enchimento e ambiente anóxico, 30 minutos anóxico/aeróbio, 100 minutos aeróbio e 10 minutos finais em condição anóxica. Para o fornecimento de ar para o reator biológico foi instalado disco difusor que fornecia ar em vazão de 120L/min.

Nesse trabalho, a média de fluxo obtida, quando este se estabilizou, foi de 0,3 e 0,35 m/d. Observou-se que houve grande declínio de fluxo do dia 53 a 77 de operação, devido a colmatação da membrana. Comportamentos similares ocorreram do dia 148 para 157 e do dia 200 para o dia 221. O fluxo foi rapidamente estabelecido após a limpeza química.

A DQO afluente variou entre 249 a 537 mg/L e no permeado foi mantida em valores abaixo de 25 mg/L. A remoção de nitrogênio total foi de 85% quando o esgoto apresentava relação de DQO/N de 6,3. A remoção de fósforo não foi satisfatória. Nos estudos de colmatação verificou-se que a fração solúvel foi o principal agente colmatante.

No trabalho de SHIN & KANG (2002) constatou-se a potencialidade de tratamento de esgoto sanitário por sistema de lodos ativados em batelada, associado a membranas de microfiltração. Outro fator positivo foi o longo período de operação do sistema e a

constatação que mesmo variando-se diversas condições operacionais, a qualidade do permeado foi sempre satisfatória. Seria interessante que neste trabalho o esgoto fosse coagulado com intuito de melhor remoção de fósforo, a qual foi ineficiente nas condições operacionais empregadas.

Os trabalhos de XING et al (2002) tiveram como objetivo o estudo de colmatção e limpeza de membranas tubulares de microfiltração de cerâmica (0,45 μm de tamanho de poro e 0,04 m^2 de área superficial) empregada para o tratamento de esgoto sanitário.

O módulo de membrana foi associado externamente a um tanque de aeração (lodos ativados) de 30L. O esgoto inserido nesse reator provinha de uma ETE em escala plena. O sistema em questão foi operado por período de 135 dias. A velocidade tangencial de escoamento na membrana foi de 2 a 3 m/s e os tempos de detenção hidráulica foram de: 3,75; 4,4; 5,0 e 7,5 h. A idade do lodo foi controlada em 5; 15 e 30 dias por descarte de lodo. Com intuito de comparar a qualidade obtida de permeado, para diferentes valores de fluxo, foram testadas taxas de 50; 75; 85 e 100 $\text{L}/\text{m}^2.\text{h}$.

Por análise de microscopia verificou-se entupimento dos tubos de membrana por um cilindro constituído de fibras e *Zooglea*. Segundo os autores é comum esse tipo de obstrução de canais dos módulos de membrana quando empregada para o tratamento de efluente de tanque de aeração de sistema de lodos ativados

Os autores concluíram nesse trabalho que os métodos de limpeza química das membranas foram efetivos, principalmente na ocasião em que se utilizou NaClO e HNO_3 . O tempo de limpeza otimizado foi de 40 minutos. O sistema apresentou bom desempenho para diversas condições operacionais investigadas.

BOUHABILA et al (2001) avaliaram o desempenho de reatores biológicos de membrana submersa aplicados para o tratamento de água residuária sintética representativa de efluente de indústria de laticínios. O módulo usado de membrana foi do tipo *hollow fiber* com tamanho de poro de $1\mu\text{m}$.

Para um mesmo valor de carga orgânica volumétrica de 5,7 kg de DQO/ m^3 .dia e vazão de ar de 1,8 m^3/h , foram comparadas as eficiências de remoção de DQO, produção de lodo e intensidade de colmatção da membrana para efluentes gerados em três reatores biológicos de bancada operados em três idades de lodo: 10; 20 e 30 dias.

Para os três reatores estudados as eficiências de remoção de DQO foram semelhantes: 94,8; 96,2 e 97,4% para as idades de lodo de 10; 20 e 30 dias, respectivamente. O maior valor obtido de DQO do permeado foi de 41,3 mg/L e o menor de 20,3 mg/L.

Verificou-se diminuição da produção de lodo de 0,31 para 0,16 kg de SST/kg de DBO removida quando o tempo de retenção da biomassa aumentou de 10 para 30 dias, devido a maior respiração endógena dos microrganismos.

Para os estudos de colmatação das membranas o esgoto foi fracionado obtendo-se isoladamente as seguintes frações: sólidos suspensos, colóides e materiais dissolvidos. De acordo com análises de resistência de membranas constatou-se que o material coloidal foi o principal agente colmatante. A colmatação atribuída aos colóides foi de 50 %; 24 % para sólidos suspensos e 26% para substâncias dissolvidas. Para minimização desses fenômenos foi essencial aplicação de métodos de retrolavagem e mecanismos de limpeza por bolhas de ar.

Esse trabalho provou a potencialidade da aplicação de bioreatores para o tratamento de efluentes de indústrias de laticínios, bem como contemplou interessantes análises de colmatação das membranas por diferentes faixas de tamanho de partícula, de modo a contribuir para maior compreensão dos fenômenos de colmatação.

VIDAL (2002) pesquisou sistema composto de um reator anaeróbio de leito expandido em escala real e um sistema de microfiltração tangencial de pequeno porte, para o tratamento de esgoto sanitário. O reator anaeróbio de leito expandido foi construído em aço carbono, com 14,9 m de altura total e volume útil de 32 m³. Esse reator era operado com tempo de detenção hidráulica médio de 3,2 horas, para vazão média de 10 m³/h. A velocidade ascensional era de 10,5 m/h e a eficiência média de remoção de DQOt foi de 75%. O sistema de microfiltração tangencial apresentava capacidade de receber vazão de até 1m³/h. As membranas utilizadas foram do tipo tubular, de polipropileno, com área efetiva de filtração de 0,036 m² e tamanho médio dos poros de 0,2 e 1,0 µm.

A unidade de microfiltração foi operada em batelada. Inicialmente o efluente do reator anaeróbio não foi coagulado. Nos ensaios subseqüentes, o afluente da microfiltração foi previamente submetido à coagulação, variando-se as dosagens aplicadas de cloreto férrico: 20; 40; 60 e 100 mg/L. O sistema de microfiltração

apresentou melhor desempenho com a membrana de 0,2 μm . A membrana de 1,0 μm foi mais suscetível a colmatação, conferindo menores taxas médias.

O processo de coagulação foi essencial para o aumento da eficiência média de remoção de DQO, P-PO_4^{3-} total e turbidez, a qual resultou, no ensaio com a membrana de 0,2 μm , para a dosagem de 40 mg/L (FeCl_3 sólido), respectivamente, 95; 89,5 e 96,4 %. No referido ensaio, a DQO, P-PO_4^{3-} total e turbidez das amostras brutas (efluente do reator anaeróbio de leito expandido) eram respectivamente: 124 mg/L, 13,3 mgP/L e 56,2 uT. Os valores de turbidez das amostras de permeado nunca excederam o valor de 4 uT; DQO de 17 mg/L e P-PO_4^{3-} total de 1,6 mgP/L.

As amostras de permeado apresentaram sólidos suspensos totais em medidas não mensuráveis pelos métodos empregados (STANDARD METHODS OF EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER), o mesmo ocorrendo com coliformes totais e fecais, confirmando, portanto, a grande potencialidade de remoção de sólidos suspensos e coliformes pelas membranas de microfiltração com tamanho de poros de 0,2 μm . A média de fluxo do permeado foi em geral superior a 100 L/m².h.

Com os resultados obtidos no mestrado de VIDAL (2002) concluiu-se que a microfiltração tangencial pode ser considerada alternativa eficaz como unidade de pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio de leito expandido. O efluente produzido na unidade de microfiltração foi de excelente qualidade, de modo a atenuar a necessidade de se efetuar desinfecção posterior.

No entanto, apesar de terem sido obtidos excelentes resultados para as condições operacionais adotadas, seriam interessantes estudos mais detalhados da operação do sistema. A variável operacional enfatizada foi a dosagem aplicada de cloreto férrico. Faltou avaliar nesse trabalho, a operação da unidade em escoamento contínuo e estudos de fenômenos de colmatação das membranas.

MALACK & ANDERSON (1996) investigaram o efeito da utilização de sulfato de alumínio e sulfato de polialumínio silicato (PASS) como coagulantes e cal, no desempenho da microfiltração tangencial para o pós-tratamento de esgoto sanitário. As principais características do esgoto secundário eram: turbidez (22 uT); sólidos suspensos (66 mg/L); DQO (130 mg/L) e DBO de 20 mg/L. Para esse trabalho foi usada membrana de poliéster com tamanho de poro variando de 20 a 40 μm .

Foram aplicadas dosagens dos coagulantes no tanque de alimentação da unidade piloto de microfiltração, após o início de cada partida. Investigaram-se dosagens de 20 a 120 mg/L dos coagulantes, em pH = 7.

Foram obtidos maiores valores de fluxo do permeado conforme se aumentavam as dosagens aplicadas de cloreto férrico, até certa dosagem (dosagem ótima de 80 mg/L) acima da qual nenhum aumento significativo foi alcançado. Por exemplo, no ensaio em que a amostra do efluente secundário não foi previamente coagulada, o fluxo alcançado foi de 50 L/m².h após 240 minutos de operação. Quando a dosagem aplicada de sulfato de alumínio foi 80 mg/L, o valor de fluxo subiu para 110 L/m².h.

Segundo esses autores, o aumento do fluxo foi atribuído basicamente a aglomeração das partículas as quais podem ser mais facilmente arrastadas pela ação de cisalhamento criada pela velocidade tangencial. A turbidez não apresentou significativa alteração pelo aumento da dosagem de sulfato de alumínio. PASS teve o mesmo comportamento que o sulfato de alumínio quando usado como coagulante. A cal quando utilizada como coagulante não conferiu bons resultados.

A pesquisa realizada por MALACK & ANDERSON (1996) foi interessante para evidenciar a importância do processo de coagulação, o qual permitiu aumento no fluxo de permeado na unidade de microfiltração. No entanto, faltou analisar também a influência de remoção, por exemplo, de DQO, DBO e sólidos suspensos, e não apenas da turbidez.

GRAFF et al (1999) efetuaram ensaios em instalações piloto de ultrafiltração e microfiltração com efluentes de algumas estações de tratamento de esgoto da Holanda. Serão descritos apenas os ensaios de microfiltração.

A unidade de microfiltração foi baseada no princípio de filtração tangencial, com módulo de membrana de superfície total de 0,5 m² e tamanho médio de poro de 0,2 µm. O esgoto secundário (afluente da microfiltração) apresentava valor médio de 10 mg/L de sólidos suspensos, 2,5 mgP/L de fósforo total e turbidez de 3 uT. A qualidade do filtrado obtido foi boa, com remoção de sólidos suspensos e turbidez maior que 95 % (< 0,1 mg/L de SS) e o fluxo que inicialmente era de 50 L/m².h, subiu para 100 L/m².h quando foi aumentada a velocidade tangencial de operação de 0,3 para 1,4 m/s, aplicando-se pressão de 50 KPa. Para obtenção de eficiente remoção de fósforo foi necessário coagular o esgoto na unidade de microfiltração, utilizando-se cloreto férrico (50 mg/L).

Com o trabalho de GRAFF et al (1999) foi possível constatar grande aprimoramento da qualidade de efluentes possíveis de ocorrer em Estações de Tratamento de Esgoto, quando se aplica a microfiltração para o tratamento avançado. O trabalho é importante, pois foi utilizada instalação piloto de microfiltração operada durante seis meses e as amostras de esgoto sanitário provinham de reatores em escala real. Seria interessante que os pesquisadores tivessem realizado exames microbiológicos das amostras coletadas do permeado da microfiltração, como foi feito para as unidades de ultrafiltração.

As autoridades responsáveis pelo gerenciamento da ETE de Englewood (Colorado) requereram expansão da capacidade de vazão tratada de 3000 m³/h para 3800 m³/h de vazão média, bem como melhoria da qualidade de efluente produzido com limite de 0,2 mgP/L de fósforo total e 10 mg/L de nitrogênio total. A estação possuía dois reatores seqüenciais em batelada (variante de lodos ativados), cada tanque com volume de operação de 1140 m³. Optou-se por transformar um dos reatores em bioreator de membrana submersa do tipo Zenogem (patenteado).

A unidade escolhida foi dividida por anteparo em uma zona anóxica e uma zona aeróbia. O módulo de membrana foi submerso na zona aeróbia e o conteúdo dessa zona, na qual ocorria a nitrificação, era bombeado para zona anóxica a uma taxa equivalente a seis vezes a vazão de entrada de afluente no reator. A remoção de fósforo foi obtida com a coagulação (cloreto férrico) do esgoto antes de entrar no reator. O esgoto bruto da ETE apresentava DQO de 205 mg/L e DBO de 34,5 mg/L. O nitrogênio amoniacal era 34,5 mg/L e fósforo total no valor de 15,8 mgP/L. A qualidade de efluente obtido no sistema de bioreator de membrana nos primeiros nove meses de operação atingiu DBO < 5 mg/L; SST < 5 mg/L; fósforo total < 0,1 mgP/L (com adição de 50 mg/L de FeCl₃) e nitrogênio total < 6 mg/L.

O trabalho realizado na ETE de Englewood foi criativo, pois se aproveitou o máximo possível da estrutura contida na estação, obtendo-se sistema compacto e eficiente. Com a divisão do reator em duas zonas, aeróbia e anóxica, foi possível obter nitrificação e desnitrificação com boa remoção de nitrogênio total. Obteve-se também excelente remoção de fósforo total coagulando-se o esgoto antes de chegar ao bioreator de membrana.

LAPOLLI (1998) estudou a viabilidade da associação da microfiltração tangencial com a biofiltração aeróbia para o tratamento de esgotos sanitários.

Foram realizados vários ensaios utilizando membranas cerâmicas microporosas (0,05 e 0,2 μm). Nesses experimentos foram utilizados efluentes do biofiltro operado em 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 0,25 m/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 formam relacionados com os diferentes efluentes gerados no 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.

A pesquisa de LAPOLLI (1998) possibilitou demonstrar a potencialidade da implementação de unidade de microfiltração para o pós-tratamento de efluentes de biofiltros. Vale ressaltar que esta pesquisa serviu de forte estímulo para a continuidade de estudos relacionados a tecnologias de membranas filtrantes na Escola de Engenharia de São Carlos. O autor dessa pesquisa é um dos pioneiros de estudos de microfiltração aplicados ao pós-tratamento de esgoto sanitário no Brasil.

THOMAS et al (2000) realizaram estudos com membranas de microfiltração do tipo tubular com tamanho de poro de 1 μm . No aparato experimental utilizado, a vazão de permeado e do concentrado era continuamente recirculada para um tanque alimentação de 1000 L visando simular escoamento contínuo. Ao sistema foi conectado tanque com solução química de limpeza. A limpeza era implementada após o término de cada ciclo de filtração.

O licor misto utilizado nessa pesquisa foi coletado de um reator biológico aeróbio e introduzido no tanque de alimentação da unidade de microfiltração antes da partida do sistema. As amostras de licor misto utilizadas apresentavam as seguintes características principais: SST de 2500 ± 207 mg/L e respectiva DBO₅ de 1560 ± 324 mg/L; SST de 4680 ± 295 mg/L e DBO₅ de 1900 ± 574 mg/L; SST de 7230 ± 228 mg/L e DBO de 2810 ± 536 mg/L ; SST de 14900 ± 919 mg/L e DBO₅ de 2960 ± 295 mg/L.

Constatou-se nesse trabalho que os valores de SST e DBO₅ nas amostras de permeado não foram mensuráveis para os métodos empregados. Evidenciou-se também, ausência de bactérias heterotróficas e de vírus nos exames microbiológicos.

O fluxo de permeado decaiu exponencialmente nos instantes iniciais de operação e se estabilizou em poucas horas. A resistência das membranas diminuiu com o aumento dos valores de velocidade tangencial, até um certo limite (3m/s). As taxas obtidas foram menores para as maiores concentrações de SST no licor misto.

No trabalho de THOMAS et al (2000) foram usadas membranas de microfiltração tubulares, associadas externamente ao reator biológico, diferente da grande maioria dos trabalhos publicados, e, portanto, merece especial atenção. Foi interessante observar que maiores concentrações de SST no licor misto resultaram em menores taxas, todavia as diferentes concentrações de sólidos suspensos no licor misto não interferiram na qualidade obtida nas amostras de permeado. Essas sempre se apresentaram com ótima qualidade microbiológica e baixos valores de DBO₅ e SST. Seria interessante, contudo, que nessa pesquisa fossem mensuradas outras análises físico-químicas dos efluentes das unidades de microfiltração.

ELMALEH & ABDELMOUMNI (1998) avaliaram a utilização de uma unidade de microfiltração e ultrafiltração para o pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio em escala de bancada tratando esgoto sintético. A fonte de carbono para os microrganismos anaeróbios foi o ácido acético a 2g/L de COT. O reator biológico era de 10 L, termoregulado a 35°C e conectado a um sistema de membrana do tipo tubular, duas de microfiltração e duas de ultrafiltração. Serão apresentados apenas os resultados obtidos nos ensaios com as membranas de microfiltração. Os módulos M20 e M14 (microfiltração) apresentavam respectivamente tamanho médio de poros de 0,2 e 0,14 µm.

A remoção de COT foi superior a 95 %, com remoção praticamente completa dos sólidos suspensos. Os melhores resultados foram alcançados com membrana M14 atingindo fluxo de 120 l/m².h, em operação do sistema a 0,05 MPa e 3,5 m/s de velocidade tangencial.

Os estudos de ELMALEH & ABDELMOUMNI (1998) foram importantes, pois foi utilizada tecnologia anaeróbia precedendo a microfiltração, uma vez que são muito escassos trabalhos de microfiltração para o pós-tratamento de efluente de reatores anaeróbios. No entanto, seria mais adequada utilização de esgoto sanitário e não esgoto sintético e desse modo, podendo obter resultados mais confiáveis que viabilizem a futura aplicação em escala real de unidades de microfiltração para o pós-tratamento de esgoto sanitário.

4 – MATERIAL E MÉTODOS

4.1 – Considerações iniciais

A proposta deste trabalho consistiu na avaliação de unidade de microfiltração tangencial para o tratamento avançado de efluente gerado em sistema de tratamento biológico de esgoto sanitário, constituído de reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) seguido de tanque de aeração.

Com intuito de atingir os objetivos propostos nesta pesquisa foram realizados diferentes ensaios em montagem piloto de microfiltração tangencial. Alguns deles destinaram-se à investigação de métodos de limpeza química e física das membranas. Em outros a unidade de microfiltração foi operada com membranas de dois tamanhos de poro (0,2 e 1,0 μm) para diferentes concentrações de SST no licor misto do tanque de aeração. Nesses ensaios foram contemplados estudos comparativos de colmatção das membranas, bem como na remoção de diferentes contaminantes presentes no licor misto do tanque de aeração.

Avaliou-se ainda nesta pesquisa a desinfecção complementar de efluentes da microfiltração por radiação ultravioleta e a implementação do processo de coagulação antecedendo a unidade de microfiltração.

A presente pesquisa se caracteriza em estudo de alternativa na qual o decantador secundário do sistema de lodos ativados (ETE “Jardim das Flores” –Rio Claro - SP) é substituído por unidade de microfiltração tangencial.

Todos ensaios desta pesquisa foram realizados no Laboratório de Tratamento Avançado e Reuso de Águas (LATAR) do Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos (EESC – USP). As análises físico-químicas e exames microbiológicos efetuados nesta pesquisa foram realizados no referido laboratório, de acordo com metodologia descrita na 20ª edição do STANDARD METHODS OF EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER (1998).

4.2 - Descrição da Estação de Tratamento de Esgotos “Jardim das Flores” (Rio Claro – SP)

A descrição desta estação foi baseada em texto já elaborado por MORETTI (2005).

A Estação de Tratamento de Esgoto “Jardim das Flores” foi projetada para atender a uma população de 36.000 habitantes, em fase inicial, com vazão média anual de projeto de 67,1 L/s (241,6 m³/h). A vista geral desta estação e de suas principais unidades de tratamento encontram-se nas Figuras 4.1 e 4.2 (a, b e c), respectivamente.

Figura 4.1 – Vista geral da Estação de Tratamento de Esgoto “Jardim das Flores” (Rio Claro – SP).

Figura 4.2 (a, b e c) - Vista geral dos reatores UASB (a), tanque de aeração (b) e decantadores secundários (c) da Estação de Tratamento de Esgoto “Jardim das Flores” (Rio Claro SP).

Como se observa no fluxograma mostrado na Figura 4.3, essa estação apresenta tratamento preliminar composto de gradeamento (grosso e fino) e caixas de areia e peneira. Nessa etapa, a geração de resíduos sólidos estimada é de $0,72 \text{ m}^3/\text{dia}$. Atualmente, duas caixas de areia estão em funcionamento; uma delas localizada na estação elevatória e a outra, contendo soprador de ar, após a peneira, próximo à entrada do reator anaeróbio.

Após o tratamento preliminar, o esgoto sanitário é tratado em quatro módulos de reator UASB. Cada módulo do UASB possui $14,0 \text{ m}$ de comprimento, $9,0 \text{ m}$ de largura e $4,9 \text{ m}$ de altura útil, o que corresponde a um volume de $617,4 \text{ m}^3$, resultando em volume total de 2479 m^3 . De acordo com as especificações de projeto, o tempo de detenção hidráulica (θ_h) no UASB é de $7,5$ horas, velocidade ascensional máxima ($V_{a_{\max}}$) de $1,2 \text{ m/h}$ e taxa de carregamento orgânico de $0,89 \text{ kg DBO}/\text{m}^3.\text{dia}$. A eficiência de remoção de DBO prevista nesta unidade é de 70% e as produções de lodo e de gases previstas são de $6,6 \text{ m}^3/\text{dia}$ (SST de 40 g/L) e de $250 \text{ m}^3/\text{dia}$, respectivamente.

Para o pós-tratamento de efluente do UASB foi concebido sistema de lodo ativado constituído de tanque de aeração e dois módulos de decantadores secundários de alta taxa.

O tanque de aeração possui 41,0 m de comprimento, 17,0 m de largura e 3,4 m de profundidade, com volume resultante de 2370 m³ e tempo de detenção hidráulica (θ_h) de 7,2 horas (no dia de maior vazão de esgoto).

Três aeradores de superfície com potência de 25 HP cada são usados para garantir a mistura e o fornecimento de oxigênio no tanque. De acordo com as especificações de projeto, as concentrações de SST e SSV previstas para o liquor misto do tanque de aeração são de 1300 mg/L e 900 mg/L, respectivamente, sendo que a produção esperada de lodo é de 214 kg/dia.

De acordo com o projeto, a parcela de lodo proveniente do decantador, que deve ser recirculada para o tanque de aeração (Q_{rec}) é de 2220 m³/dia. Por sua vez, a parcela de lodo a ser descartada (Q_w), para que seja mantida a idade do lodo no tanque de aeração, é de 52 m³/dia. A concentração de SST tanto em Q_{rec} quanto em Q_w deve ser de 5900 mg/L. O tempo de retenção celular (θ_c) no tanque de aeração é de 10 dias e a razão alimento/microrganismo (F/M) é de 0,3.

Para remoção de sólidos, o sistema de lodo ativado possui dois módulos de decantadores secundários de alta taxa, cada um com 15,0 m de comprimento, 7,8 m de largura e 4,8 m de altura útil, resultando em áreas de 117,5 m² e volumes de 564 m³.

Os módulos dos decantadores secundários são divididos em três regiões: a superior é o local de coleta do efluente clarificado; a intermediária, onde se encontram as placas paralelas, que permitem que o decantador trabalhe com taxa de aplicação mais elevada (de acordo com o projeto, a taxa de aplicação nos decantadores é de 62,5 m³/m².dia) e onde ocorre a sedimentação dos flocos formados no tanque de aeração; na região inferior ocorre o acúmulo do lodo sedimentado e a retirada das parcelas de lodo recirculado e descartado do sistema. A remoção do lodo acumulado é feita hidráulicamente, por sistema manifold, com vazão (Q_{lodo}) de 26,3 L/s.

O desaguamento do lodo de descarte é feito por centrifuga, alimentada apenas com lodo anaeróbio, ou seja, o lodo descartado do decantador, digerido no reator UASB, é encaminhado parcialmente para a centrífuga, para desaguamento e remoção do sistema. A geração de resíduos sólidos prevista na centrífuga é de 2,75 m³/dia (com uso de álcali e polieletrólitos).

A ETE aqui descrita apresenta concepção moderna de tratamento de esgoto sanitário que explora os benefícios da associação de um reator anaeróbio antecedendo

reator biológico e atualmente tem sido aprovada para ser implementada em algumas cidades do Brasil.

Figura 4.3 – Fluxograma do sistema de tratamento da ETE “Jardim das Flores” (Rio Claro – SP).

Fonte: MORETTI, 2005.

4.3 – Descrição da unidade piloto de microfiltração tangencial.

A unidade piloto de microfiltração tangencial pode receber vazão de até 1m³/h. Para variar e aferir a vazão da bomba de alimentação desse sistema foram instalados inversor de frequência (WEG) e medidor de vazão eletromagnético (Incontrol), respectivamente.

VIDAL (2001) usou a mesma unidade piloto de microfiltração e constatou em seus experimentos grande aumento de temperatura do esgoto que estava sendo tratado (ΔT médio de 9,5 °C em 90 min de operação da unidade, considerando todos

ensaios realizados). Segundo o autor o aumento de temperatura foi atribuído a geração de calor devido ao atrito e trabalho de bombeamento. Visando a minimização desses problemas, na presente pesquisa foi incorporada a unidade de microfiltração uma serpentina de inox a qual foi inserida no tanque de alimentação da referida unidade. O sistema de microfiltração usado nesta pesquisa possui elementos identificados na Figura 4.4 (a e b).

Legenda: (1) tanque de alimentação (60l); (2) bomba; (3,6 e 11) manômetros; (4) saída do permeado até o recipiente visor; (5) módulo de membrana; (7) recipiente visor do permeado; (8,10 e 12) – válvulas solenóides; (9) saída do permeado.

Figura 4.4 (a e b) – Esquema e foto da unidade piloto de microfiltração tangencial utilizada nessa pesquisa no pós-tratamento de efluentes do tanque de aeração da ETE “Jardim das Flores”, preparados em diferentes concentrações de SST no licor misto”.

O aspecto externo do módulo de membrana encontra-se na Figura 4.5 e seu detalhe interno é contemplado na Figura 4.6. A vista do tanque de alimentação da unidade de microfiltração está presente na Figura 4.7. As características dos módulos de membrana estão apresentadas na Tabela 4.1. Esses módulos podem ser retirados e inseridos no sistema por simples rosqueamento de suas extremidades.

Figura 4.5 – Aspecto externo do módulo de membrana de microfiltração utilizado na pesquisa

Figura 4.6 – Detalhe interno dos módulos de membrana de microfiltração utilizados nessa pesquisa.

Figura 4.7 – Vista do tanque de alimentação da unidade piloto da unidade de microfiltração

Tabela 4.1 – Principais características dos módulos de membrana utilizados nesta pesquisa

Configuração geométrica	Módulo MP 020 TP 2N	Módulo SE 020 TP 2N
Material	Polipropileno	Polipropileno
Número de tubos	3	3
Diâmetro interno de cada tubo	5,5 mm	5,5 mm
Comprimento da membrana	75 cm	75 cm
Área efetiva de filtração	0,036 m ²	0,036 m ²
Temperatura máxima de filtração	60°C	60°C
Tamanho médio dos poros	0,2 µm	1,0 µm

A unidade de microfiltração tangencial apresenta mecanismo de retrolavagem periódica (RLP), no qual, durante determinados intervalos de tempo (intervalo de retrolavagem), o filtrado (permeado) é retro-impulsionado, com o uso de ar comprimido por três segundos através da membrana, sem que haja interrupção da entrada de vazão afluyente na unidade de microfiltração.

Na ocasião da retrolavagem a válvula solenóide identificada como número 8 (ver legenda da Figura 4.4a) fecha impedindo a saída de permeado. Imediatamente após o fechamento dessa válvula abre-se a válvula número 10 de modo a permitir a entrada de ar comprimido que impulsiona o volume de permeado contido no recipiente visor em sentido inverso do fluxo usual de saída do permeado na membrana. Em seguida é aberta a válvula 12 (ver legenda da Figura 4.4a) com intuito de liberar o excesso de ar introduzido na membrana.

Todo ciclo de retrolavagem com aberturas e fechamento automatizados de válvulas solenóides, tem tempo total de 10 segundos. No funcionamento normal da unidade (na ocasião em que não ocorre a retrolavagem) a válvula 8, de controle da saída do permeado, fica aberta enquanto as válvulas 10 e 12 permanecem fechadas.

A pressão de ar comprimido utilizada na retrolavagem foi de 0,3 MPa. Foi utilizado compressor de ar Schulz, modelo MSV 10 VL/200 - 2 HP - 1 estágio, 810 rpm. O intervalo de tempo em que se deseja que ocorra a retrolavagem pode ser ajustado em temporizador (localizado no painel elétrico) instalado no sistema.

A unidade piloto de microfiltração pode ser operada em batelada com recirculação do concentrado ao tanque de alimentação enquanto a vazão produzida de permeado é recolhida em compartimento separado. Nessa concepção o esgoto afluyente sofre efeito de concentração durante o período de operação do sistema.

Pode-se também simular escoamento contínuo recirculando o concentrado e o permeado para o tanque de alimentação da unidade. Nessa concepção não há efeito de concentração do esgoto afluyente na unidade, de modo que o esgoto afluyente mantém a concentração de sólidos inicial durante o período de operação.

Essa última concepção (simulação de escoamento contínuo) foi adotada em todos ensaios realizados nesta pesquisa. Desse modo foi possível fixar a concentração de SST do esgoto afluyente durante o funcionamento da unidade de microfiltração, uma vez que o volume retirado de permeado era repostado durante a operação. A parcela de permeado retirada para as análises era repostada com permeado produzido em ensaios

anteriores e conservados em geladeira. O volume de permeado estocado foi obtido em ensaios na unidade de microfiltração com efluente do tanque de aeração da “ETE Jardim das Flores”.

4.4 – Descrição da unidade de desinfecção por radiação ultravioleta

A unidade de desinfecção com radiação ultravioleta foi construída com chapa de aço inoxidável com 40 cm de largura, 45 cm de comprimento e 15 cm de profundidade total. A fonte de radiação ultravioleta era proveniente de seis lâmpadas de baixa pressão de vapor de mercúrio, cada uma de 15 W de potência nominal que se encaixavam numa cúpula refletora construída com chapas de alumínio polido. Esse refletor se encaixava sobre a unidade de desinfecção, não permitindo a perda de radiação para o meio externo (SOUZA, 2000). As Figuras 4.8 e 4.9 mostram o equipamento utilizado como reator de desinfecção por radiação ultravioleta

Figura 4.8 - Vista geral do equipamento utilizado para desinfecção complementar de efluentes da unidade de microfiltração por radiação ultravioleta.
Fonte: SOUZA, 2000.

Figura 4.9 – Cúpula refletora de radiação ultravioleta com as 6 lâmpadas de baixa pressão de vapor de mercúrio
Fonte: SOUZA, 2000.

4.5 -Exames microbiológicos

Foram realizados nesta pesquisa exames microbiológicos de *E. coli* (indicadora de bactérias) e colifagos (indicadores de vírus).

A *E. coli* é uma bactéria do grupo coliforme e atualmente é considerada o indicador mais específico de contaminação fecal e de eventual presença de microrganismos patogênicos.

Os colifagos são vírus que infectam cepas de *E. coli*. São encontrados nos esgotos sanitários e segundo a Portaria MS nº 518/2004 podem ser utilizados para testar a qualidade da água e como modelo de vírus entéricos humanos.

4.5.1 Quantificação de *E. coli*

Para quantificação de *E.coli* foi utilizada técnica de filtração em membranas, usando o meio Chromocult® Coliform Agar (Merck Cat.No.1.10426) que determina simultaneamente a presença de coliformes totais e *E.coli*.

Para o teste, um volume de 100 mL de amostra era filtrado em membrana estéril de porosidade 0,45 µm, marca Gelman GN-6. Após a filtração as membranas contendo as células bacterianas eram colocadas em placas de Petri contendo o referido meio e incubadas a $36 \pm 1^\circ\text{C}$ por 24 ± 1 h. Nesta técnica as colônias que apresentaram coloração salmão/vermelha eram reconhecidas como coliformes totais (sem *E. coli*) e coloração azul-escuro / violeta como *E. coli*.

Conforme a EPA (2002) a técnica de filtração em membranas usando Chromocult® coliform Agar é baseada na detecção de três enzimas: β-galactosidase, a qual é específica do grupo coliforme total, β-glucuronidase e triptofanase, ambas características de *E.coli*. Para detecção de β-galactosidase, o meio contém o substrato enzimático cromogênico 6-cloro-3-indolil-3-β-D-galactopiranoside (SALMON-GAL). Sob hidrólise por β-D galactosidase, SALMON-GAL libera o composto cloroindigo que indica as colônias de coloração salmão/vermelho.

Para a detecção de β-glucuronidase, o meio contém outro substrato enzimático cromogênico, 5-bromo-4-cloro-3-indoxil-β-D-glucuronic ácido, sal cyclohexylammonium (X-GLUC). Sob hidrólise por β-glucuronidase, X-GLUC libera o composto cromogênico bromocloroindigo que indica as colônias de coloração azul-clara / turquesa. A *E.coli* produz ambos β-galactosidase e β-glucuronidase que age em ambos SALMON-GAL e X-GLUC respectivamente. A hidrólise simultânea desses substratos cromogênicos forma

colônias de coloração azul-escura/violeta, que são facilmente distinguíveis de outros coliformes (SOUZA, 2000).

4.5.2 - Quantificação dos colifagos

O método de ensaio viral empregado foi o ensaio de placa. Segundo esse método são realizadas diluições seriadas da amostra a ser examinada e uma alíquota de cada diluição é inoculada em uma placa contendo uma camada bacteriana susceptível. Ocorre a infecção e novos fagos são produzidos a partir de cada célula de bactéria infectada, lisando a célula.

Estes fagos então, infectam as células susceptíveis vizinhas e as lisam. Após a incubação e alguns ciclos de lise, tornam-se visíveis sobre a camada bacteriana áreas claras, chamadas placas.

Cada placa representa um fago infectivo. Assim, através da contagem do número de placas e da multiplicação deste número pelo fator de diluição, estima-se o número de fagos na amostra. Algumas vezes, dois ou mais fagos ficam dispostos muito perto um do outro e formam uma única placa, por outro lado, nem todos os fagos são infectivos. Assim, a contagem do número de placas se aproxima, mas não é necessariamente igual ao número de fagos infectivos na suspensão. Por essa razão essas contagens são referidas como unidades formadoras de placas (UFP) e não como número de fagos (BLACK, 1999). A metodologia seguida para o ensaio de placa foi a Norma CETESB L5.225.

4.6 – Métodos

A pesquisa foi realizada em quatro etapas. A Etapa 1 destinou-se a investigação de métodos de limpeza química (ácida e básica) e física (retrolavagem) das membranas.

Na Etapa 2 a unidade piloto de microfiltração foi submetida a efluentes do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST no licor misto, em ensaios com membranas de tamanhos de poro de 0,2 e 1,0 μm .

Para o preparo das amostras de licor misto do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST foi coletada amostra bruta de efluente desse reator na ETE

“Jardim das Flores”. Essa amostra foi concentrada para se obter os valores de SST desejados.

O objetivo principal do preparo dessas amostras foi obter elevadas concentrações de SST no licor misto do tanque de aeração visto que essas não poderiam ser obtidas neste reator, na ETE “Jardim das Flores”. Esses altos valores de SST no licor misto são usuais em reatores biológicos associados a unidade de microfiltração e estações desse tipo não existem no Brasil. Além disso, o preparo de amostras em diferentes concentrações de SST teve como intuito avaliar o comportamento (colmatação) da unidade de microfiltração tangencial para distintas concentrações de sólidos em suas amostras afluentes.

Ainda, na Etapa 2, foram efetuados estudos de colmatação das membranas e avaliação de remoção de DQO, turbidez, $P-PO_4^{3-}$, série de sólidos, *E.coli* e Colifagos na unidade de microfiltração. Foram realizados também nesta etapa experimentos de desinfecção de efluentes da microfiltração com radiação ultravioleta.

Na Etapa 3 foi avaliada a aplicação do processo de coagulação (cloreto férrico) antecedendo a microfiltração.

Na Etapa 4 foi realizado ensaio de microfiltração com maior tempo de operação e na melhor condição operacional (em SST usual em reatores biológicos de membrana) verificada com base em análise dos resultados obtidos nas etapas anteriores.

4.6.1 – Método utilizado na Etapa 1

Esta etapa teve como objetivo principal avaliar método de limpeza física das membranas por retrolavagem com ar comprimido e limpeza química das membranas por solução ácida ou básica. Os objetivos específicos desta etapa foram:

- ✓ avaliar o desempenho da unidade de microfiltração para diferentes intervalos de retrolavagem (limpeza física);
- ✓ avaliar método de limpeza química ácida e básica das membranas;
- ✓ escolha de método de limpeza química e intervalo de retrolavagem para serem adotados nos ensaios subseqüentes dessa pesquisa.

O desempenho da unidade de microfiltração na Etapa 1 foi avaliado com base em resultados obtidos de fluxo de permeado. Para isso foram medidas as vazões geradas de permeado durante o período de operação da unidade de microfiltração.

Foram realizadas também medidas de temperatura dos afluentes e efluentes a unidade de microfiltração.

Para avaliação do método de limpeza física das membranas, a unidade de microfiltração foi operada sem retrolavagem e para intervalos de retrolavagem de 4; 10 e 15 minutos.

Para esses ensaios foi preparada amostra de efluente do tanque de aeração da “ETE Jardim das Flores” em concentração de SST no licor misto de 15,25 g/L, concentração possível de ocorrer em reatores biológicos de membrana.

Para isso coletou-se amostra bruta do tanque de aeração da ETE “Jardim das Flores” e foi medido seu valor de SST (5120 mg/L). Portanto, foi necessário concentrar essa amostra por decantação, descartando-se volume necessário do sobrenadante, com objetivo de se obter amostra com SST de aproximadamente 15 g/L. O período de operação estipulado nesses ensaios foi de 3 horas e o volume de amostra de esgoto utilizado em cada ensaio foi de 10 L.

Para cada condição de retrolavagem foram realizados dois ensaios uma vez que as membranas provenientes de cada situação eram submetidas tanto a limpeza ácida como limpeza básica. O fluxograma desses ensaios está contemplado na Figura 4.10. A adequada limpeza química das membranas era imprescindível para manutenção ao máximo das características iniciais das membranas em cada ensaio realizado nesta pesquisa, de modo a permitir comparação entre as diferentes condições operacionais avaliadas.

Legenda: LQ ácida: limpeza química ácida; LQ básica: limpeza química básica.

Figura 4.10 – Fluxograma dos ensaios realizados na Etapa 1 deste trabalho

Para avaliação dos métodos de limpeza química, o primeiro passo implementado foi realizar ensaio com água potável a 25°C na unidade de microfiltração (com membrana nova) por período de operação de 3 horas, para o qual foi verificado o fluxo obtido de permeado. Esses valores foram usados como referência para avaliação dos métodos de limpeza química das membranas.

Imediatamente após cada condição de retrolavagem investigada, as membranas eram submetidas à limpeza química ativa (CIP – *clean in place*). Esse método consiste em proceder limpeza das membranas na própria unidade de microfiltração.

Para limpeza ácida foram preparados 5 L de solução ácido nítrico (HNO_3) a 3%, e para limpeza básica foram usados 5 L de solução de hidróxido de sódio (NaOH) a 3%, ambas inicialmente aquecidas a 50°C, no próprio tanque de alimentação da unidade de microfiltração, com auxílio de um ebulidor (1000 W).

Após o aquecimento, essas soluções foram circuladas na unidade de microfiltração por período de 1h. Ao final de cada ensaio de limpeza química (ácida e básica), eram realizados testes no sistema de microfiltração com água potável, com as membranas, agora limpas. Os valores de fluxo de permeado aqui obtidos foram comparados com aqueles adquiridos no ensaio com água potável com a membrana nova.

A concentração e o tipo de ácido ou base das soluções químicas de limpeza foram sugeridos pela empresa fabricante das membranas. É importante ressaltar que após a execução de todos métodos de limpeza química, as membranas eram limpas com água potável com objetivo de retirada de resíduos ácidos ou básicos nas membranas.

Os ensaios da Etapa 1 foram realizados com a membrana de microfiltração de tamanho de poro de 0,2 μm e no final após a verificação do melhor método de limpeza física e química com essa membrana, este foi aplicado em experimento com a membrana de 1,0 μm com intuito de verificar a efetividade desse método para membrana de maior tamanho de poro.

4.6.2 – Método utilizado na Etapa 2

Esta etapa foi dividida em três subetapas, a saber:

ETAPA 2A - O objetivo desta etapa foi avaliar e comparar os valores de fluxo de permeado (taxas) obtidos para duas membranas de diferentes tamanhos de poro (0,2 e 1,0 μm) quando submetidas a amostra de licor misto do tanque de aeração em distintas concentrações de SST: 1100; 8006; 11890 e 15893 mg/L. As diferenças aqui apresentadas serão relacionadas aos fenômenos de colmatação das membranas pela verificação de modelos de bloqueio de filtro, distribuição de tamanho de partículas dos afluentes e valores calculados de resistência das membranas.

Para isto foram medidas as vazões de permeado obtidas durante a operação nos diferentes ensaios e a granulometria das amostras afluentes a unidade de microfiltração no início e final da operação. As distribuições de tamanho de partículas foram obtidas em granulômetro à laser MALVERN MASTERSIZER com amplitude de leitura de 0,05 a 3500 μm . Essas leituras foram realizadas por técnicos do Laboratório de Caracterização Tecnológica (LCT) do Departamento de Engenharia de Minas da Escola Politécnica (USP - São Paulo). As amostras destinadas aos ensaios de granulometria eram conservadas em geladeira por período de no máximo 24h e a elas era adicionado defloculante (calgon) de acordo com recomendação dos técnicos do referido laboratório.

Para os ensaios desta etapa inicialmente foi coletada amostra bruta do licor misto do tanque de aeração e parte de seu volume era utilizado para um dos ensaios na unidade de microfiltração e parte era concentrado. Como a amostra bruta do tanque de aeração apresentou SST de 1100 mg/L, foi necessário submetê-la a decantação e descarte de volume necessário de sobrenadante, com intuito de se obter amostras em SST de 8006; 11890 e 15893 mg/L. Nota-se aqui que foi necessário a coleta de grandes volumes (em torno de 400 L) de amostra de licor misto do tanque de aeração da ETE “Jardim das flores” para o preparo de 5L de amostra nas diferentes concentrações (SST de 8006; 11890 e 15893 mg/L) para os ensaios de microfiltração. O fluxograma desses ensaios está contemplado na Figura 4.11.

As condições operacionais fixas na unidade de microfiltração tangencial na Etapa 2A estão apresentadas na Tabela 4.3

Legenda: a linha pontilhada mais fina indica que foi realizado ensaio na unidade de microfiltração com a própria amostra bruta do licor misto do tanque de aeracção coletada na ETE “Jardim das Flores”. As linhas de pontilhado mais grosso indicam que os ensaios de microfiltração foram realizados com amostras concentradas a partir da amostra bruta do tanque de aeracção da ETE “Jardim das Flores”.

Figura 4.11 – Fluxograma dos ensaios realizados na Etapa 2A desta pesquisa.

Tabela 4.3 - Condições operacionais adotadas na unidade piloto de microfiltração nos ensaios realizados na etapa 2A desta pesquisa.

Condições operacionais fixas	Valores
Pressão de transmembrana	0,16 MPa
Vazão da bomba de alimentação	0,5 m ³ /h
Velocidade tangencial média	1,9 m/s
Intervalo de retrolavagem	4 min
Temperatura de operação	25°C (± 3°C)
Período de operação	3h (180 min)
Pressão de retrolavagem	0,3 MPa
Volume de esgoto em cada ensaio	5L
Tempo de coleta das amostras de permeado	A cada 30 min de operação

ETAPA 2B O objetivo desta etapa foi avaliar o desempenho da unidade de microfiltração na remoção de DQO, turbidez, $P-PO_4^{3-}$, série de sólidos, *E.coli.* e Colifagos, para amostras de efluente do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST (1100; 8006; 11890 e 15893 mg/L); operando-se a referida unidade com duas membranas de diferentes tamanhos de poros: 0,2 e 1,0 μm .

É importante ressaltar que nesta etapa não foram realizados novos ensaios e sim apenas destinou-se ao enfoque da qualidade obtida de permeado nos experimentos realizados na Etapa 2A a qual foi destinada apenas à análise das taxas obtidas na unidade de microfiltração e fenômenos de colmatação das membranas.

Vale ressaltar que na ocasião da coleta da amostra bruta do efluente do tanque de aeração, coletou-se também amostra de esgoto bruto (após tratamento preliminar), efluente do UASB e do decantador secundário da ETE “Jardim das Flores”.

O interesse principal da coleta de esgoto bruto foi a possibilidade de se obter estimativa de eficiências globais de remoção para diferentes parâmetros com base na qualidade obtida de permeado da microfiltração.

Desse modo, foi suposta a implementação de unidade de microfiltração em substituição ao decantador secundário. A coleta de amostra de efluente do decantador secundário teve como objetivo a possibilidade de comparação da qualidade obtida nesse efluente com aquele gerado na unidade piloto de microfiltração. O fluxograma dos ensaios desta etapa está contemplado na Figura 4.12.

Figura 4.12 – Fluxograma dos ensaios, pontos de coleta, análises e exames microbiológicos referentes à Etapa 2B da presente pesquisa.

ETAPA 2C O objetivo desta etapa foi avaliar a potencialidade da desinfecção complementar de efluentes da unidade de microfiltração por radiação ultravioleta.

Para esses ensaios, coletaram-se amostras de permeado geradas no último experimento da etapa anterior (Etapa 2B) com amostra de licor misto do tanque de aeração em SST de 15893 mg/L em ensaios com as membranas de 0,2 e 1,0 μm . A coleta de amostras de permeado para ensaios no reator UV foi iniciada logo após o final da operação (a partir das 3 horas de operação) da unidade de microfiltração.

Após a coleta, as amostras de permeado foram inseridas no reator UV onde ficavam sobre três agitadores magnéticos para constante homogeneização. As lâmpadas desse reator eram ligadas por meio de interruptor único por cerca de 15 minutos antes de se iniciarem os ensaios de desinfecção, para que as mesmas fossem aquecidas. A lâmina de água foi mantida constante em 4cm durante todos ensaios, sendo ligadas apenas três lâmpadas no reator UV. Os tempos de exposição adotados foram de 10; 20; 40 e 80s culminando em doses médias aplicadas de 7,65; 15,30, 30,61 e 61,21 mWs/cm².

Com o uso da metodologia actinométrica, descrita por HATCHARD & PARKER (1953) e utilizada por DANIEL (1993); SOUZA (2000), obteve-se a intensidade de radiação ultravioleta na superfície do reator e a intensidade média foi calculada a partir da lei de BEER-LAMBERT (SOUZA, 2000). A dose média foi calculada como sendo o produto do tempo de exposição pela intensidade média na lâmina líquida. Para cada tempo de exposição empregado foram calculadas as doses médias aplicadas. Estes resultados encontram-se na Tabela 4.4

Tabela 4.4 – Tempos de exposição e doses médias calculadas nos ensaios de desinfecção complementar de amostras de permeado no reator UV.

Tempo de exposição (s)	Dose média aplicada (mW.s/cm ²)
10	7,65
20	15,30
40	30,61
80	61,21

4.6.3 – Método utilizado na Etapa 3

Esta etapa teve como objetivo avaliar a aplicação do processo de coagulação antecedendo a unidade de microfiltração visando principalmente melhor remoção de P-PO₄³⁻ e obtenção de maiores taxas na unidade de microfiltração.

Para esses experimentos foi coletada amostra de efluente do tanque de aeração da ETE “Jardim das Flores” a partir da qual foi preparada amostra em concentração de SST próxima a 15 g/L para os ensaios na unidade de microfiltração.

Nas etapas anteriores as amostras afluentes mais concentradas apresentaram SST de 11890 e 15893 mg/L sendo que os ensaios com a última culminaram em taxas um pouco maiores que a anterior, fato que influenciou na escolha de concentração próxima a 15 g/l nos ensaios da presente etapa. Além disso, é interessante que se verifique o desempenho da microfiltração para maiores concentrações de sólidos visto que é válido o princípio que quanto mais concentrado for o lodo da unidade de microfiltração menor poderá ser a vazão de recirculação para que se atinja uma determinada concentração de sólidos no reator biológico em sistemas de membranas filtrantes associados externamente às unidades de tratamento biológico.

Cada ensaio na unidade de microfiltração foi realizado com 12 L da amostra preparada de licor misto do tanque de aeração. Foram realizados nesta etapa quatro ensaios, sendo o primeiro sem adição de coagulante e nos demais foram aplicadas dosagens de cloreto férrico de 20, 40 e 60 mg/L de FeCl_3 sólido. As dosagens foram testadas em *jar-test* com G_{mr} de 800s^{-1} e T_{mr} de 10s^{-1} . A Figura 4.13 apresenta a foto do equipamento *jar-test* utilizados nos ensaios de coagulação.

Em cada recipiente (6 jarros) do *jar-test* eram inseridos 2L da amostra preparada de licor misto do tanque de aeração, totalizando 12L, os quais logo após o término dos ensaios de coagulação eram imediatamente inseridos no tanque de alimentação da unidade de microfiltração. Foram coletados 100 mL da amostra de licor misto do tanque de aeração antes e logo após os ensaios de coagulação no *jar-test* com vistas a comparar a granulometria dessas amostras.

Figura 4.13 – Foto do equipamento de *jar-test* utilizado nos ensaios de coagulação dos efluentes do tanque de aeração antes de serem submetidos a unidade de microfiltração.

Fonte: MORETTI (2005)

Preferiu-se não proceder ensaios de floculação no *jar-test* visto que a unidade de microfiltração provoca intensa quebra de flocos formados, fato constatado por VIDAL (2001) em ensaios na mesma unidade com efluente de reator anaeróbio de leito expandido. Nestes ensaios foi evidente que o processo de coagulação por si só foi suficiente para obtenção de excelente remoção de $P-PO_4^{3-}$ (> 90 %) no efluente do reator anaeróbio após ser microfiltrado.

É importante salientar que nesta etapa os ensaios de microfiltração foram realizados apenas com a membrana de 0,2 μm uma vez que a referida unidade alcançou taxas bem maiores com essa membrana enquanto que com a de 1 μm esses valores foram muito baixos e, portanto, não se justificaria a continuidade de experimentos com essa membrana a qual se mostrou ineficiente no tratamento avançado de efluentes do tanque de aeração da ETE “Jardim das Flores” no que tange aos valores obtidos de fluxo de permeado.

A Figura 4.14 contempla o fluxograma dos ensaios desta etapa e as análises físico-químicas realizadas para as diferentes amostras analisadas na Etapa 3 desta pesquisa.

Figura 4.14 – Fluxograma e análises físico-químicas efetuadas nos ensaios da Etapa 3 desta pesquisa.

4.6.4 – Método utilizado na Etapa 4

O objetivo principal desta etapa foi verificar o comportamento da unidade de microfiltração para maiores períodos de operação com amostras de licor misto do tanque de aeração preparadas em concentrações próximas a 15 g/L.

Nesses ensaios os afluentes foram coagulados com 40 mg/L de cloreto férrico (dosagem considerada mais adequada na etapa anterior e seguindo mesmo método de coagulação da Etapa 3) antes de serem submetidos a unidade de microfiltração. É importante salientar que nesses experimentos foi mantida a mesma membrana até o final do período de operação da unidade de microfiltração.

Para isso, em cada dia de ensaio, coletava-se as 6 h amostra de licor misto do tanque de aeração da ETE “Jardim das Flores”. Essa amostra era concentrada (próximo a 15 g/L de SST) e submetida em seguida a coagulação em *jar-test* para então ser encaminhada (12 L) a unidade de microfiltração.

A operação da unidade de microfiltração era iniciada as 10 h e finalizada as 22 h. A duração total dos ensaios desta etapa foi de cinco dias, totalizando-se 3510 minutos (58h) de operação. Após esse período foi realizada limpeza química da membrana para ver se a mesma restituía o fluxo inicial para amostra de licor misto do tanque de aeração. A limpeza química foi realizada com NaOH (a 3% e 50°C), método escolhido como mais efetivo na Etapa 1 desta pesquisa.

Os ensaios desta última etapa do trabalho destinaram-se apenas a análise de fluxo de permeado e para isso foram medidos os volumes de permeado obtidos a cada meia hora de operação da unidade. Vale ressaltar que como nesta etapa foram adotados longos períodos de operação, o controle de temperatura do esgoto que estava sendo microfiltrado não foi suficiente apenas com a serpentina. Desse modo, quando as temperaturas atingiam 30°C, foram introduzidas no tanque de alimentação da unidade de microfiltração duas garrafas pet (2L) com água congelada para evitar o aumento excessivo de temperatura do esgoto.

4.7 – Equipamentos e materiais utilizados nos ensaios e determinações

- 1) *Jart-test*, marca Êtica Equipamentos Científicos S.A, Modelo 218 LDB, série 99, utilizado para efetuar ensaios de mistura rápida na Etapa 3 desta pesquisa;

- 2) Turbidímetro de bancada (adquirido especialmente para esta pesquisa), marca HACK, modelo 2100 AN, capaz de realizar leituras de turbidez de 0 a 10.000 uT , com propriedade de ler com três casas decimais amostras de turbidez abaixo de **1uT**;
- 3) Condutivímetro, marca DIGIMED, modelo MD 20, para análises de condutividade.
- 4) Granulômetro à laser MALVERN MASTERSIZER com amplitude de leitura de 0,05 a 3500 μm .
- 5) Espectrofotômetro, marca HACK, modelo DR-4000, para determinação de DQO abaixo de 25 mg/L;
- 6) Reator para digestão de DQO, marca HACK, capacidade para 25 tubos;
- 7) Espectrofotômetro, marca HACK, modelo DR-2000, para leitura de DQO;
- 8) Autoclave, marca PHONEIX, amplitude de 100 a 143°C e 0 a 3kgf/cm², para digestão das amostras usadas na determinação de P-PO₄³⁻;
- 9) Bomba de vácuo, marca FANEM, modelo 089-CAL, Série BF7776, para filtração das amostras usadas na determinação dos sólidos suspensos;
- 10) Membranas de fibra de vidro de diâmetro de 47 mm, abertura de 1,2 μm , marca SCHLEICHER & SCHUELL, GF 52/C, e marca Hexis, para filtração das amostras usadas na determinação dos sólidos suspensos e DQO e P-PO₄³⁻ das amostras filtradas;
- 11) Membrana estéril de porosidade de 0,45 μm , marca GELMAN GN-6 utilizada pra quantificação de E.coli.
- 12) Estufa, marca FANEM, modelo 320-SE, para secagem das amostras usadas na determinação dos sólidos suspensos e sólidos totais;
- 13) Mufla, marca FORNITEC Indústria e Comércio Ltda, para calcinação das amostras usadas na determinação dos sólidos suspensos e sólidos totais;
- 14) Balança analítica, modelo S2000, precisão de 0,01 mg;
- 15) Medidor de pH, marca Ação Científica;
- 16) Aparato para FIA (Flow Injection Analysis), composto de: injetor; banho Maria, marca FANEM, modelo 102, bomba peristáltica, marca ISMATEC PC e espectrofotômetro, marca FEMTO, modelo 600 s, para determinação de P-PO₄³⁻.
- 17) Termômetro
- 18) Vidrarias diversas
- 19) Produtos químicos diversos

5 - RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste item serão apresentados e discutidos dados obtidos nas Etapas 1; 2; 3 e 4 já descritas no Capítulo 4 – Materiais e métodos.

5.1 Resultados e discussão - Etapa 1

Nesta etapa foram realizados ensaios na unidade de microfiltração com amostras de efluentes do tanque de aeração (da ETE “Jardim das Flores”) preparada em concentração de SST no licor misto de 15,25 g/L.

Foram mantidas fixas as seguintes condições operacionais: pressão de transmembrana (0,16 MPa), pressão de retrolavagem (0,3 MPa) e velocidade tangencial média (1,9 m/s) em todos ensaios desta etapa.

Os primeiros experimentos tiveram como objetivo estudar diferentes intervalos de tempo de retrolavagem e a influência dessa condição operacional nas taxas obtidas na unidade de microfiltração. Para cada condição de retrolavagem foram realizados dois ensaios de modo a permitir que as membranas provenientes de cada experimento fossem submetidas à limpeza química ácida e básica em ensaios subseqüentes. Recomenda-se a verificação do fluxograma (Figura 4.10) desses ensaios, apresentada no Capítulo 4 - Materiais e métodos.

A Figura 5.1, a seguir, foi elaborada com base na média dos valores obtidos de fluxo de permeado nos dois ensaios para mesma condição de retrolavagem. Os dados que geraram essas curvas estão contemplados nas Tabelas 5.1 a 5.4. É importante salientar que foi possível considerar valores médios de fluxo uma vez que os fluxos obtidos durante a operação foram praticamente os mesmos nos ensaios em duplicata para mesma condição de retrolavagem (Ver Anexo A – Tabelas 1 a 8).

Figura 5.1 – Fluxo do permeado em função do período de operação em ensaios com efluente do tanque de aeração (em SST de 15,25 g/L) na unidade piloto de microfiltração, operada em diferentes intervalos de retrolavagem.

Evidencia-se na Figura 5.1 que a retrolavagem foi essencial para obtenção de maiores valores de fluxo de permeado durante o período de operação da unidade de microfiltração. Na ocasião em que a retrolavagem não foi realizada esses valores foram sempre inferiores aos obtidos nos demais ensaios.

Nota-se na Figura 5.1 que as maiores taxas obtidas na microfiltração foram para o ensaio em que a retrolavagem era acionada em menor intervalo de tempo (quatro minutos). Isto ocorreu devido ao maior número de pulsos de retrolavagem durante a operação o que permitiu remoção mais eficiente de partículas depositadas sobre a superfície da membrana, conferindo-lhe maior permeabilidade. Tal situação foi evidente principalmente para o fluxo inicial de permeado o qual foi bem superior aos valores obtidos no início da operação nos demais ensaios. Nota-se ainda que para os intervalos de retrolavagem de 10 e 15 minutos as taxas obtidas foram relativamente similares.

As curvas de fluxo de permeado contempladas na Figura 5.1 apresentaram comportamento padrão de sistemas de microfiltração tangencial, caracterizado por rápido decréscimo de fluxo seguido de longo e gradual declínio. Segundo HONG *et al* (2002) o decréscimo inicial é atribuído ao “entupimento” dos poros da membrana e início da formação da torta em sua superfície. Ainda, de acordo com esse autor, a diminuição posterior dos valores de fluxo é atribuída ao aumento da espessura da torta ao longo da operação.

Observa-se, ainda, na Figura 5.1 que o início da estabilização do fluxo foi verificada após 90 min de operação da unidade de microfiltração. Tal situação ocorreu inclusive para o ensaio sem retrolavagem, o que pode ser atribuído ao efeito de arraste (regime turbulento) ocasionado pelo escoamento tangencial do esgoto na superfície da membrana que remove continuamente partículas que ali se depositam, retornando-as constantemente ao tanque de alimentação da unidade.

Comparando-se os resultados contidos nas Tabelas 5.1 a 5.4, constata-se que a maior taxa média (41,7 L/m².h) foi para o intervalo de retrolavagem de quatro minutos a qual foi 23% superior aos ensaios com 10 e 15 min e 45% superior ao ensaio em que a retrolavagem não foi acionada. O bom desempenho da unidade de microfiltração para quatro minutos de intervalo de retrolavagem também foi evidenciado para o maior valor de fluxo final de operação.

Tabela 5.1 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio **sem retrolavagem**, para amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto.

Condições operacionais fixas

Velocidade tangencial média: 1,9 m/s

Pressão de transmembrana: 0,16 MPa

Pressão de retrolavagem: 0,3 MPa

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)
0	-	-	-	-
30	915	0,92	1,8	50,8
60	445	0,45	0,9	24,7
90	320	0,32	0,6	17,8
120	295	0,30	0,6	16,4
150	275	0,28	0,6	15,3
180	240	0,24	0,5	13,3
	Total: 2490	Total: 2,49	Média: 0,8	Média: 23,1

Tabela 5.2 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com intervalo de retrolavagem **de quatro minutos**, para amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto.

Condições operacionais fixas

Velocidade tangencial média: 1,9 m/s

Pressão de transmembrana: 0,16 MPa

Pressão de retrolavagem: 0,3 MPa

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)
0				
30	1365	1,365	2,7	75,0
60	765	0,765	1,5	41,6
90	605	0,605	1,2	33,3
120	625	0,625	1,3	36,1
150	615	0,615	1,2	33,3
180	550	0,550	1,1	31,0
	Total: 4525	Total: 4,525	Média: 1,5	Média: 41,7

Tabela 5.3 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com intervalo de retrolavagem **de dez minutos**, para amostra afluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto.

Condições operacionais fixas

Velocidade tangencial média: 1,9 m/s

Pressão de transmembrana: 0,16 MPa

Pressão de retrolavagem: 0,3 MPa

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)
0				
30	955	0,955	1,9	53,1
60	650	0,65	1,3	36,1
90	510	0,51	1,0	28,3
120	470	0,47	0,9	26,1
150	445	0,445	0,9	24,7
180	435	0,435	0,9	24,2
	Total: 3465	Total: 3,465	Média: 1,2	Média: 32,1

Tabela 5.4 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com intervalo de retrolavagem de **quinze minutos**, para amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto.

Condições operacionais fixas

Velocidade tangencial média: 1,9 m/s

Pressão de transmembrana: 0,16 MPa

Pressão de retrolavagem: 0,3 MPa

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)
0				
30	950	0,96	1,9	52,8
60	645	0,65	1,3	35,8
90	520	0,51	1,0	28,9
120	470	0,47	0,9	26,1
150	450	0,45	0,9	25,0
180	430	0,44	0,9	23,9
	Total: 3465	Total: 3,47	Média: 1,2	Média: 32,1

De acordo com os dados discutidos até então, a limpeza física das membranas por retrolavagem foi mais efetiva para o menor intervalo de retrolavagem (quatro minutos), e desse modo essa condição operacional foi adotada nas etapas posteriores deste trabalho. SONDHI & BLAVE (2001) também constataram que a retrolavagem foi efetiva na atenuação da colmatação de membranas cerâmicas de microfiltração quando empregadas para o tratamento de efluentes gerados em tanque de aeração de lodos ativados. De acordo com os autores, nos ensaios em que a retrolavagem era acionada foi possível atingir taxas médias cinco vezes maiores que nos experimentos sem retrolavagem.

FANE et al (2000) salientam que o maior consumo de energia associado a retrolavagens mais freqüentes é em geral compensado pela menor área de membrana requerida para produzir a vazão desejada de permeado em sistemas de microfiltração, argumento esse que também estimulou a escolha dessa condição operacional para ser adotada em ensaios posteriores.

Após os experimentos de limpeza física, as duas membranas resultantes de cada condição de retrolavagem foram submetidas à limpeza química por ácido e base. Com intuito de avaliar a eficiência desses métodos, logo após a limpeza química das membranas, foram realizados ensaios com as mesmas na unidade de microfiltração

utilizando-se água potável a 25°C. Esses resultados foram comparados com o fluxo de permeado obtido para água potável a 25°C para membrana nova (padrão), nunca antes utilizada.

As taxas obtidas nesses ensaios estão apresentadas nas Figuras 5.2 a 5.5 e os respectivos dados que geraram essas figuras encontram-se no Anexo A (Tabelas 9 a 17).

Figura 5.2 – Fluxo de permeado em função do período de operação para ensaios com água potável a 25°C na unidade de microfiltração com membrana nova (padrão) e membranas limpas por ácido e base após os ensaios com efluente do tanque de aerção (15,25 g/L) em experimento **sem retrolavagem**.

Figura 5.3 – Fluxo de permeado em função do período de operação para ensaios com água potável a 25°C na unidade de microfiltração com membrana nova (padrão) e membranas limpas por ácido e base após os ensaios com efluente do tanque de aerção (15,25 g/L) em experimento com **intervalo de retrolavagem de quatro minutos**.

Figura 5.4 - Fluxo de permeado em função do período de operação para ensaios com água potável a 25°C na unidade de microfiltração com membrana nova (padrão) e membranas limpas por ácido e base após os ensaios com efluente do tanque de aerção (15,25 g/L) em experimento com **intervalo de retrolavagem de dez minutos**.

Figura 5.5 – Fluxo de permeado em função do período de operação para ensaios com água potável a 25°C na unidade de microfiltração com membrana nova (padrão) e membranas limpas por ácido e base após os ensaios com efluente do tanque de aerção (15,25 g/L) em experimento com **intervalo de retrolavagem de quinze minutos**.

Observa-se nas Figuras 5.2 a 5.4 que a limpeza básica (NaOH a 3%) foi o método mais efetivo de limpeza das membranas resultantes dos experimentos nas quatro condições operacionais de retrolavagem, em comparação ao método de limpeza

ácida. Tal fato foi constatado uma vez que os fluxos de permeado para água potável a 25°C após a limpeza básica foram os que mais se aproximaram aos valores obtidos de fluxo para água potável a 25°C na membrana nova (padrão).

CHERYAN (1998) salienta que soluções de limpeza básica são em geral mais eficientes quando comparadas às soluções ácidas para limpeza de membranas submetidas a esgoto sanitário.

Segundo esse autor, compostos químicos de caráter básico são mais efetivos na remoção de materiais orgânicos enquanto soluções ácidas são mais aconselhadas para remoção de substâncias inorgânicas associadas às membranas. Visto que o licor misto do tanque de aeração apresenta elevada concentração de bactérias e outros constituintes orgânicos (alto valor de DQO) era esperado maior eficiência da solução básica de limpeza.

Para melhor interpretação dos resultados obtidos nos métodos de limpeza química, estes serão discutidos a seguir em termos de porcentagem de recuperação de fluxo para água potável a 25°C, tendo como padrão de referência, valores obtidos no ensaio com membrana nova.

De acordo com a Figura 5.6 os métodos de limpeza química das membranas usadas nos experimentos em diferentes condições de retrolavagem, apresentaram porcentagem média de recuperação de fluxo superior a 85%, conferindo, portanto, bons resultados.

Verifica-se ainda na Figura 5.6 que a limpeza básica foi a que alcançou melhores resultados de porcentagem média de recuperação de fluxo para água potável em todas condições investigadas. Essa situação mostrou-se bem evidente no ensaio sem retrolavagem em que a limpeza básica foi bem superior a limpeza ácida. Os maiores valores foram obtidos para membranas provenientes dos ensaios sem retrolavagem e quando essa foi acionada em intervalo de tempo de quatro minutos.

XING et al (2002) constaram em seus experimentos com reatores biológicos de membrana tratando esgoto sanitário, que após quarenta minutos de operação foi possível recuperar em 90% o fluxo padrão para água potável para os dois métodos de limpeza química empregados; NaClO (0,2 %) seguido de ácido nítrico (1%) e apenas limpeza básica com NaOH a 0,2 %. Neste caso, tanto a limpeza ácida com a básica foram efetivas.

BABEL & TAKIZAWA (2000) também obtiveram melhor limpeza das membranas de microfiltração (utilizadas no tratamento de uma suspensão de algas) por solução básica de NaOH (4%) combinada com adição conjunta de cloro (0,4%). Esses autores verificaram que apenas a limpeza física das membranas não era suficiente para recuperação da permeabilidade inicial das membranas.

Segundo FANE (1996) considera-se método efetivo de limpeza química aquele que restitui em pelo menos 90 % o fluxo médio de permeado para água potável a 25°C. Para a presente pesquisa optou-se por valores acima de 95% com vistas a manter o máximo possível a condição inicial das membranas nos diferentes ensaios deste trabalho. Essa condição se mostrou mais evidente no experimento em que a limpeza com solução básica foi implementada após o ensaio com intervalo de retrolavagem de quatro minutos.

Figura 5.6 - Resultados calculados de % média de recuperação de fluxo de permeado para água potável a 25°C em relação a membrana nova (padrão), em ensaios com efluente do tanque de aeração (15,25 g/L) após limpeza ácida e básica de membranas provenientes de experimentos em diferentes intervalos de retrolavagem.

Verifica-se ainda na Figura 5.6 que a limpeza ácida pode ter sido auxiliada pela retrolavagem uma vez que nessas condições as porcentagens médias de recuperação de fluxo foram maiores que no ensaio sem retrolavagem. Acredita-se que isto possa ter ocorrido devido ao efeito sinérgico de limpeza física e química das membranas. A retrolavagem pode auxiliar a futura limpeza química da membrana uma vez que minimiza a formação de depósitos na mesma.

O mesmo não ocorreu quando foi implementada limpeza básica uma vez que na ocasião em que não foi acionada a retrolavagem, a limpeza básica foi a mais efetiva, de

acordo com a Figura 5.6. Como a limpeza básica se mostrou muito efetiva para todas condições operacionais, a limpeza física anterior, não influenciou a excelente capacidade de limpeza da solução básica.

De acordo com a análise dos dados dessa primeira etapa do trabalho foi evidente a importância da limpeza física e química das membranas para melhor desempenho da unidade de microfiltração tangencial. A maior taxa média obtida foi para o menor intervalo de retrolavagem (quatro minutos) e a limpeza química básica se mostrou mais efetiva, portanto optou-se por adotar como fixas essas duas condições operacionais para os ensaios posteriores dessa pesquisa.

O último ensaio realizado nesta etapa teve como objetivo apenas de confirmar se os métodos de limpeza física e química escolhidos como os mais adequados para membrana de 0,2 μm também se mostraram efetivos para a membrana de 1,0 μm , a qual será utilizada em etapas posteriores desta pesquisa. Os resultados desse ensaio encontram-se na Figura 5.7 e os dados que geraram essas curvas nas tabelas 18 e 19 do Anexo A.

De acordo com a Figura 5.7 nota-se que a adoção de intervalo de retrolavagem de 4 min em conjunto com a limpeza básica também foi efetivo na recuperação de fluxo de permeado para água potável a 25°C na membrana de 1,0 μm .

Figura 5.7 - Fluxo de permeado em função do período de operação para ensaios com água potável a 25°C na unidade de microfiltração com membrana nova de 1,0 μm (padrão) e após a limpeza por **solução básica** da membrana proveniente do ensaio com efluente do tanque de aeração (15,25 g/L), em experimento com **intervalo de retrolavagem de quatro minutos**.

5.2 - Resultados e discussão - Etapa 2A

Nesta etapa foram comparadas as taxas obtidas na unidade de microfiltração quando operada com membranas de diferentes tamanhos de poro (0,2 e 1,0 μm) no pós-tratamento de efluentes de tanque de aeração em diferentes concentrações de SST: 1100; 8006; 11890 e 15893 mg/L. As diferenças apresentadas a seguir foram relacionadas aos fenômenos de colmatação das membranas pela verificação de modelos de bloqueio de filtro, distribuição de tamanho de partículas dos afluentes e valores calculados de resistência total das membranas nos diferentes ensaios.

Os resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração nos diferentes ensaios realizados nesta etapa estão presentes nas Tabelas 5.5 a 5.12. Com esses dados foram obtidas as curvas contempladas nas Figuras 5.8 e 5.9.

Tabela 5.5 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com amostra afluente de licor misto do tanque de aeração em **SST de 1100 mg/L** com a **membrana de 0,2 μm** .

Condições operacionais fixas

Velocidade tangencial média: 1,9 m/s

Pressão de transmembrana: 0,16 MPa

Pressão de retrolavagem: 0,3 MPa

Intervalo de retrolavagem: 4 min

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)
0	-	-	-	-
30	3900	3,90	7,8	216,7
60	1820	1,82	3,6	101,1
90	1700	1,70	3,4	94,4
120	1300	1,30	2,6	72,2
150	1570	1,57	3,1	87,2
180	1500	1,50	3,0	83,3
	Total: 11790	Total: 11,79	Média: 3,9	Média: 109,2

Tabela 5.6 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com amostra afluente de licor misto do tanque de aeração em **SST de 1100 mg/L** com a **membrana de 1,0 μm** .

Condições operacionais fixas

Velocidade tangencial média: 1,9 m/s

Pressão de transmembrana: 0,16 MPa

Pressão de retrolavagem: 0,3 MPa

Intervalo de retrolavagem: 4 min

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)
0	-	-	-	-
30	620	0,62	1,2	34,4
60	150	0,15	0,3	8,3
90	100	0,10	0,2	5,6
120	200	0,20	0,4	11,1
150	200	0,20	0,4	11,1
180	200	0,20	0,4	11,1
	Total:1470	Total:1,47	Média: 0,5	Média:13,6

Tabela 5.7 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com amostra afluente de licor misto do tanque de aeração em **SST de 8006 mg/L** com a membrana **de 0,2 μm** .

Condições operacionais fixas

Velocidade tangencial média: 1,9 m/s

Pressão de transmembrana: 0,16 MPa

Pressão de retrolavagem: 0,3 MPa

Intervalo de retrolavagem: 4 min

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)
0	-	-	-	-
30	2000	2,00	4,0	111,1
60	1000	1,00	2,0	55,6
90	750	0,75	1,5	41,7
120	870	0,87	1,7	48,3
150	750	0,75	1,5	41,7
180	1000	1,00	2,0	55,6
	Total: 6370	Total: 6,37	Média: 2,1	Média 59,0

Tabela 5.8 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com amostra afluente de licor misto do tanque de aeração em **SST de 8006 mg/L** com a **membrana de 1,0 μm** .

Condições operacionais fixas

Velocidade tangencial média: 1,9 m/s

Pressão de transmembrana: 0,16 MPa

Pressão de retrolavagem: 0,3 MPa

Intervalo de retrolavagem: 4 min

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)
0	-	-	-	-
30	630	0,63	1,3	35,0
60	150	0,15	0,3	8,3
90	110	0,11	0,2	6,1
120	150	0,15	0,3	8,3
150	140	0,14	0,3	7,8
180	150	0,15	0,3	8,3
	Total: 1330	Total: 1,33	Média: 0,4	Média: 12,3

Tabela 5.9 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com amostra afluente de licor misto do tanque de aeração em **SST de 11890 mg/L** com a **membrana de 0,2 μm** .

Condições operacionais fixas

Velocidade tangencial média: 1,9 m/s

Pressão de transmembrana: 0,16 MPa

Pressão de retrolavagem: 0,3 MPa

Intervalo de retrolavagem: 4 min

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)
0	-	-	-	-
30	790	0,79	1,6	43,9
60	950	0,95	1,9	52,8
90	650	0,65	1,3	36,1
120	500	0,5	1,0	27,8
150	500	0,5	1,0	27,8
180	500	0,5	1,0	27,8
	Total: 3890	Total: 3,89	Média: 1,3	Média: 36,0

Tabela 5.10 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com amostra afluyente de licor misto do tanque de aeração em **SST de 11890 mg/L** com a **membrana de 1,0 µm**.

Condições operacionais fixas

Velocidade tangencial média: 1,9 m/s

Pressão de transmembrana: 0,16 MPa

Pressão de retrolavagem: 0,3 MPa

Intervalo de retrolavagem: 4 min

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)
0	-	-	-	-
30	630	0,63	1,3	35,0
60	160	0,16	0,3	8,9
90	110	0,11	0,2	6,1
120	140	0,14	0,3	7,8
150	140	0,14	0,3	7,8
180	110	0,11	0,2	6,1
	Total: 1290	Total: 1,29	Média: 0,4	Média: 11,9

Tabela 5.11 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com amostra afluyente de licor misto do tanque de aeração em **SST de 15893 mg/L** com a **membrana de 0,2 µm**.

Condições operacionais fixas

Velocidade tangencial média: 1,9 m/s

Pressão de transmembrana: 0,16 MPa

Pressão de retrolavagem: 0,3 MPa

Intervalo de retrolavagem: 4 min

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)
0	-	-	-	-
30	1370	1,37	2,7	76,1
60	760	0,76	1,5	42,2
90	600	0,6	1,2	33,3
120	630	0,63	1,3	35,0
150	600	0,6	1,2	33,3
180	500	0,5	1,0	27,8
	Total: 4460	Total: 4,46	Média: 1,5	Média: 41,3

Tabela 5.12 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com amostra afluente de licor misto do tanque de aeração em **SST de 15893 mg/L** com **a membrana de 1,0 µm**.

Condições operacionais fixas

Velocidade tangencial média: 1,9 m/s

Pressão de transmembrana: 0,16 MPa

Pressão de retrolavagem: 0,3 MPa

Intervalo de retrolavagem: 4 min

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)
0	-	-	-	-
30	590	0,59	1,2	32,8
60	130	0,13	0,3	7,2
90	90	0,09	0,2	5,0
120	120	0,12	0,2	6,7
150	120	0,12	0,2	6,7
180	110	0,11	0,2	6,1
	Total: 1160	Total: 1,16	Média: 0,4	Média 10,7

De acordo com a Figura 5.8 verificam-se que as maiores taxas obtidas durante a operação da unidade de microfiltração ocorreram com a membrana de 0,2 µm. Para membrana de maior tamanho de poro os valores de fluxo de permeado foram bem menores e similares em todos ensaios.

Verifica-se nesta figura grande declínio dos valores de fluxo de permeado durante a primeira hora de operação, com tendência a estabilização após esse período. Esse comportamento é usual em membranas de microfiltração quando submetidas a esgoto sanitário. LAPOLLI (1998) comenta que a rápida redução inicial de fluxo das membranas está relacionada a formação da camada de concentração de polarização e início da formação da torta na superfície da membrana. Após essa queda o fluxo das membranas tende a uma redução mais lenta associada principalmente a colmatação biológica e química das membranas.

Nota-se na Figura 5.8 que a unidade de microfiltração, quando operada com membrana de 0,2 µm, sempre culminou em maiores taxas em comparação com a membrana de 1,0 µm quando as duas foram submetidas a mesma amostra afluente. Tal situação ocorreu também para os maiores valores de fluxo inicial e final obtidos com a membrana de 0,2 µm.

Para valores de fluxo médio, observa-se na Figura 5.9 e Tabelas 5.5 a 5.12 que estes foram bem superiores com a membrana de 0,2 μm a qual apresentou melhor resultado (109,2 L/h.m²) quando foi submetida a amostra de licor misto do tanque de aeração menos concentrada e pior resultado para amostra afluyente em SST de 11890 mg/L (36 L/h.m²). Nos ensaios com a membrana de 1,0 μm os valores de fluxo médio foram muito baixos, sendo o maior de 13,6 L/h.m².

Para membrana de 0,2 μm , foram obtidas, em geral, menores taxas para amostras afluentes mais concentradas, com exceção do ensaio com amostra do em SST de 15893 mg/L no qual as taxas foram um pouco superiores ao ensaio com amostra afluyente em SST de 11890 mg/L. Verifica-se na Figura 5.8 que os valores de fluxo inicial da membrana de 0,2 μm foram bem menores para afluentes com maiores concentrações de SST o que indica que o início da formação da torta se deu de forma rápida e mais intensa nesses ensaios.

Todavia, para membrana de 1,0 μm , os valores obtidos de fluxo de permeado foram independentes dos valores SST das amostras afluentes a unidade de microfiltração e se apresentaram praticamente os mesmos nos quatro ensaios, conforme se observa na Figura 5.10.

Figura 5.8 – Fluxo do permeado em função do período de operação em ensaios na unidade de microfiltração com amostras afluentes de licor misto do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST (1100; 8006; 11890 e 15893 mg/L) para membranas de tamanhos de poro de 0,2 e 1,0 µm.

Figura 5.9 – Fluxo médio de permeado em função do período de operação em ensaios na unidade de microfiltração com amostras afluentes de licor misto do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST (1100, 8006, 11890 e 15893 mg/L) para membranas de tamanhos de poro de 0,2 e 1,0 µm.

Figura 5.10 – Fluxo médio de permeado em função dos valores de SST das amostras afluentes a unidade de microfiltração (licor misto do tanque de aeração) para ensaios com as membranas de 0,2 e 1,0 μm .

Verifica-se na Figura 5.10 que maiores valores de SST nas amostras de afluentes a unidade de microfiltração levaram, em geral, a maior colmatação da membrana de 0,2 μm , diminuindo sua permeabilidade. De acordo com trabalhos de PILAY et al, 1994 os fluxos médios de permeado obtidos em seus experimentos em unidade de microfiltração externa ao reator biológico foram também menores para maiores concentrações de biomassa no reator biológico (digestores anaeróbios). Nota-se na Figura 5.10 que a membrana de 1,0 μm foi mais susceptível a colmatação mesmo quando submetida a amostra afluyente em menor concentração de SST.

CÔTÉ et al (1998) constataram que a unidade de microfiltração submersa em reator biológico quando submetidas a concentrações de biomassa de 16,2; 21,2 e 26,1 g SSV/L (correspondentes a taxas volumétricas de respectivamente de 1,2; 1,7 e 2,3 Kg DQO/ $\text{m}^3\cdot\text{d}$ e tempos de detenção hidráulica de 9,2; 6,5 e 4,8 h), os valores de fluxo de permeado se apresentaram similares, portanto nesse caso, amostras afluentes mais concentradas não necessariamente culminaram em menores taxas na unidade de microfiltração.

Isto mostra que a colmatação de membranas de microfiltração nem sempre está relacionada a concentração de sólidos das amostras afluentes e sim do tipo de mecanismo de colmatação associado a cada processo.

As discussões até aqui apresentadas para os valores de fluxo de permeado corroboraram com os valores calculados de resistência total das membranas de acordo com equacionamento sugerido por TAKIZAWA et al (2000). A fórmula utilizada neste cálculo está contemplada no capítulo de revisão bibliográfica.

Verifica-se na Tabela 5.13 que os maiores valores de resistência total foram para os ensaios com a membrana de 1,0 μm que se apresentaram também sempre superiores aos obtidos com a membrana de 0,2 μm para mesma amostra afluente a unidade de microfiltração. Nota-se que os maiores valores de resistência com a membrana 1,0 μm indicam que a mesma ofereceu maior resistência à passagem de permeado o que culminou em menores taxas obtidas na unidade de microfiltração quando operada com essa membrana.

As resistências totais da membrana de 0,2 μm foram em geral maiores para amostras afluentes mais concentradas com exceção do ensaio com SST de 11890 mg/L o qual apresentou resistência um pouco superior a obtida no ensaio com amostra em SST de 15893 mg/L. Para membrana de maior tamanho de poro houve pequeno aumento da resistência total das membranas para amostras afluentes com maiores valores de SST.

Tabela 5.13 – Valores calculados de resistência total das membranas nos ensaios na unidade de microfiltração quando submetida a amostras de licor misto do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST em experimentos com a membrana de 0,2 e 1,0 μm .

ENSAIOS NA UNIDADE DE MICROFILTRAÇÃO	Valores calculados de resistência total (RT) da membrana (m^{-1})	
	Membrana 0,2 μm	Membrana 1,0 μm
Amostra afluente em SST de 1100 mg/L	5,2.10 ¹²	4,1.10 ¹³
Amostra afluente em SST de 8006 mg/L	9,8.10 ¹²	4,6.10 ¹³
Amostra afluente em SST de 11890 mg/L	1,6.10 ¹³	4,8.10 ¹³
Amostra afluente em SST de 15893 mg/L	1,3.10 ¹³	5,2.10 ¹³

5.2.1 Avaliação da colmatação das membranas pela verificação de modelos de bloqueio de filtro e distribuição de tamanho de partículas nos afluentes da unidade de microfiltração.

Para verificação de modelos de bloqueio de filtro nos ensaios com a membrana 1,0 μm foi elaborada a Tabela 5.14, com base em resultados apresentados nas Tabelas 5.6, 5.8, 5.10 e 5.12.

Tabela 5.14 – Valores de X e Y utilizados para construção de gráficos representativos de modelos de bloqueio de torta, aleatório, completo e interno nos ensaios com a **membrana de 1,0 μm** quando submetida a amostras de licor misto do tanque de aeração em concentrações de SST de 1100; 8006; 11890 e 15893 mg/L.

Amostra afluente em SST de 1100 mg/L	Bloqueio de torta		Bloqueio aleatório		Bloqueio completo		Bloqueio interno	
	Valores de X t/V (s/mL)	Valores de Y V (mL)	Valores de X tempo (s)	Valores de Y t/V (s/mL)	Valores de X tempo (s)	Valores de Y Ln V (mL)	Valores de X Ln t (s)	Valores de Y V (mL)
	2,90	620	1800	2,90	1800	6,43	7,5	620
	4,68	770	3600	4,68	3600	6,65	8,19	770
	6,21	870	5400	6,21	5400	6,77	8,59	870
	6,73	1070	7200	6,73	7200	6,98	8,88	1070
	7,09	1270	9000	7,09	9000	7,15	9,1	1270
	7,35	1470	10800	7,35	10800	7,29	9,29	1470
Amostra afluente em SST de 8006 mg/L	Valores de X t/V (s/mL)	Valores de Y V (mL)	Valores de X tempo (s)	Valores de Y t/V (s/mL)	Valores de X tempo (s)	Valores de Y Ln V (mL)	Valores de X Ln t (s)	Valores de Y V (mL)
	2,86	630	1800	2,86	1800	6,45	7,5	630
	4,62	780	3600	4,62	3600	6,66	8,19	780
	6,07	890	5400	6,07	5400	6,79	8,59	890
	6,92	1040	7200	6,92	7200	6,95	8,88	1040
	7,63	1180	9000	7,63	9000	7,07	9,1	1180
	8,12	1330	10800	8,12	10800	7,19	9,29	1330
Amostra afluente em SST de 11890 mg/L	Valores de X t/V (s/mL)	Valores de Y V (mL)	Valores de X tempo (s)	Valores de Y t/V (s/mL)	Valores de X tempo (s)	Valores de Y Ln V (mL)	Valores de X Ln t (s)	Valores de Y V (mL)
	2,86	630	1800	2,86	1800	6,45	7,5	630
	4,56	790	3600	4,56	3600	6,67	8,19	790
	6,00	900	5400	6,00	5400	6,80	8,59	900
	6,92	1040	7200	6,92	7200	6,95	8,88	1040
	7,63	1180	9000	7,63	9000	7,07	9,1	1180
	8,37	1290	10800	8,37	10800	7,16	9,29	1290
Amostra afluente em SST de 15893 mg/L	Valores de X t/V (s/mL)	Valores de Y V (mL)	Valores de X tempo (s)	Valores de Y t/V (s/mL)	Valores de X tempo (s)	Valores de Y Ln V (mL)	Valores de X Ln t (s)	Valores de Y V (mL)
	3,05	590	1800	3,05	1800	6,38	7,5	590
	5,00	720	3600	5,00	3600	6,58	8,19	720
	6,67	810	5400	6,67	5400	6,70	8,59	810
	7,74	930	7200	7,74	7200	6,84	8,88	930
	8,57	1050	9000	8,57	9000	6,96	9,1	1050
	9,31	1160	10800	9,31	10800	7,06	9,29	1160

Com os resultados da Tabela 5.14 foram obtidos os gráficos apresentados nas Figuras 5.11 a 5.14.

Figura 5.11 – Gráficos representativos de modelos de bloqueio de torta, aleatório, completo e interno nos ensaios com a **membrana de 1,0 μm** quando submetida a amostra afluenta (licor misto do tanque de aeração) em concentração de **SST de 1100 mg/L**.

Figura 5.12 – Gráficos representativos de modelos de bloqueio de torta, aleatório, completo e interno nos ensaios com a **membrana de 1,0 µm** quando submetida a amostra afluyente (licor misto do tanque de aerção) em concentração de **SST de 8006 mg/L**.

Figura 5.13 – Gráficos representativos de modelos de bloqueio de torta, aleatório, completo e interno nos ensaios com a **membrana de 1,0 μm** quando submetida a amostra afluyente (licor misto do tanque de aeração) em concentração de **SST de 11890 mg/L**

Figura 5.14 – Gráficos representativos de modelos de bloqueio de torta, aleatório, completo e interno nos ensaios com a **membrana de 1,0 μm** quando submetida a amostra afluyente (licor misto do tanque de aeração) em concentração de **SST de 15893 mg/L**

Observa-se nas Figuras 5.11 a 5.14 que, de modo geral, a colmatção da membrana de 1,0 μm foi atribuída principalmente ao mecanismo de bloqueio completo, uma vez que para esse modelo os valores de R^2 foram sempre maiores em comparação ao valor obtido desse coeficiente para os demais, nos diferentes ensaios realizados.

Isto explica os baixos valores de fluxo de permeado com essa membrana. No mecanismo de bloqueio completo cada partícula que entra em contato com a membrana causa o bloqueio total de um poro.

Nota-se, portanto, que essa membrana foi muito susceptível ao bloqueio de seus poros. Esse tipo de colmatção não pode ser minimizada de modo eficiente durante a operação da unidade de microfiltração já que os mecanismos de retrolavagem e filtração em escoamento tangencial não são capazes de remover partículas que obstruam internamente os poros da membrana.

Dessa forma, a membrana de 1,0 μm alcançou baixos valores de fluxo de permeado já nos períodos iniciais de operação, provavelmente devido à rápida e intensa colmatção de seus poros.

Verifica-se ainda nas Figuras 5.13 e 5.14 que nos ensaios com amostras afluentes em maiores concentrações de SST a colmatção da membrana de 1,0 μm foi influenciada também pelo mecanismo de bloqueio de torta, provavelmente devido a maior concentração de partículas presentes nos afluentes que se depositaram em maior intensidade na superfície da membrana.

Para verificação de modelos de bloqueio de filtro nos ensaios com a membrana 0,2 μm foi elaborada a Tabela 5.15 com base em resultados apresentados nas Tabelas 5.5, 5.7, 5.9 e 5.11. Com os resultados da Tabela 5.15 foram obtidos os gráficos apresentados nas Figuras 5.15 a 5.18.

Tabela 5.15 – Valores de X e Y utilizados para construção de gráficos representativos de modelos de bloqueio de torta, aleatório, completo e interno nos ensaios com a **membrana de 0,2 μm** quando submetida a amostras afluentes de licor misto do tanque de aeração em concentrações de SST de 1100; 8006; 11890 e 15893 mg/L.

	Bloqueio de torta		Bloqueio aleatório		Bloqueio completo		Bloqueio interno	
	Valores de X t/V (s/mL)	Valores de Y V (mL)	Valores de X tempo (s)	Valores de Y t/V (s/mL)	Valores de X tempo (s)	Valores de Y Ln V (mL)	Valores de X Ln t (s)	Valores de Y V (mL)
Amostra afluente em SST de 1100 mg/L	0,46	3900	1800	0,46	1800	8,27	7,5	3900
	0,63	5720	3600	0,63	3600	8,65	8,19	5720
	0,73	7420	5400	0,73	5400	8,91	8,59	7420
	0,83	8720	7200	0,83	7200	9,07	8,88	8720
	0,87	10290	9000	0,87	9000	9,24	9,1	10290
	0,92	11790	10800	0,92	10800	9,38	9,29	11790
Amostra afluente em SST de 8006 mg/L	Valores de X t/V (s/mL)	Valores de Y V (mL)	Valores de X tempo (s)	Valores de Y t/V (s/mL)	Valores de X tempo (s)	Valores de Y Ln V (mL)	Valores de X Ln t (s)	Valores de Y V (mL)
	0,90	2000	1800	0,90	1800	7,60	7,5	2000
	1,20	3000	3600	1,20	3600	8,01	8,19	3000
	1,44	3750	5400	1,44	5400	8,23	8,59	3750
	1,56	4620	7200	1,56	7200	8,44	8,88	4620
	1,68	5370	9000	1,68	9000	8,59	9,1	5370
	1,70	6370	10800	1,70	10800	8,76	9,29	6370
Amostra afluente em SST de 11890 mg/L	Valores de X t/V (s/mL)	Valores de Y V (mL)	Valores de X tempo (s)	Valores de Y t/V (s/mL)	Valores de X tempo (s)	Valores de Y Ln V (mL)	Valores de X Ln t (s)	Valores de Y V (mL)
	2,28	790	1800	2,28	1800	6,67	7,5	790
	2,07	1740	3600	2,07	3600	7,46	8,19	1740
	2,26	2390	5400	2,26	5400	7,78	8,59	2390
	2,49	2890	7200	2,49	7200	7,97	8,88	2890
	2,65	3390	9000	2,65	9000	8,13	9,1	3390
	2,78	3890	10800	2,78	10800	8,27	9,29	3890
Amostra afluente em SST de 15893 mg/L	Valores de X t/V (s/mL)	Valores de Y V (mL)	Valores de X tempo (s)	Valores de Y t/V (s/mL)	Valores de X tempo (s)	Valores de Y Ln V (mL)	Valores de X Ln t (s)	Valores de Y V (mL)
	1,31	1370	1800	1,31	1800	7,22	7,5	1370
	1,69	2130	3600	1,69	3600	7,66	8,19	2130
	1,98	2730	5400	1,98	5400	7,91	8,59	2730
	2,14	3360	7200	2,14	7200	8,12	8,88	3360
	2,27	3960	9000	2,27	9000	8,28	9,1	3960
	2,42	4460	10800	2,42	10800	8,40	9,29	4460

Figura 5.15 – Gráficos representativos de modelos de bloqueio de torta, aleatório, completo e interno nos ensaios com a **membrana de 0,2 μm** quando submetida a amostra afluyente (licor misto do tanque de aeração) em concentração de **SST de 1100 mg/L**.

Figura 5.16 – Gráficos representativos de modelos de bloqueio de torta, aleatório, completo e interno nos ensaios com a **membrana de 0,2 μ m** quando submetida a amostra afluyente (licor misto do tanque de aeração) em concentração de **SST de 8006 mg/L**

Figura 5.17 – Gráficos representativos de modelos de bloqueio de torta, aleatório, completo e interno nos ensaios com a **membrana de 0,2 μm** quando submetida a amostra afluyente (licor misto do tanque de aeração) em concentração de **SST de 11890 mg/L**

Figura 5.18 – Gráficos representativos de modelos de bloqueio de torta, aleatório, completo e interno nos ensaios com a **membrana de 0,2 µm** quando submetida a amostra afluyente (licor misto) do tanque de aeração em concentração de **SST de 15893 mg/L**.

Verifica-se nas Figuras 5.15 a 5.18 que para a membrana de 0,2 µm não houve predominância do mecanismo de bloqueio completo como ocorrido com a membrana de 1,0 µm. Nota-se, que não foi possível confirmar qual foi o mecanismo de colmatação predominante nos ensaios com a membrana de 0,2 µm. Acredita-se que a colmatação por bloqueio de torta tenha sido mais importante nos ensaios com essa membrana quando comparada com a membrana de 1,0 µm.

A colmatação por bloqueio de torta é controlada durante a operação da unidade de microfiltração de forma mais efetiva (até certo ponto), em comparação à obstrução interna dos poros das membranas. Esse controle é feito pelo mecanismo de retrolavagem e altas velocidades tangenciais de operação que possibilitam a remoção de parte das partículas que se depositam na superfície das membranas. Tal fato pode explicar as maiores taxas obtidas com essa membrana na presente pesquisa.

Para melhor interpretação dos fenômenos de colmatação das membranas procurou-se relacionar as diferentes distribuições de tamanho de partículas dos afluentes com esses fenômenos. As Figuras 5.19 a 5.22 apresentam as granulometrias das amostras afluentes a unidade de microfiltração antes de serem microfiltradas e no período final (3h) da operação da referida unidade. Os dados que geraram essas curvas estão presentes nas Tabelas 1A, 2A, 3A e 4A no Anexo B.

Figura 5.19 – Distribuição de tamanhos de partícula para amostra afluente (licor misto do tanque de aeração em **SST de 1100 mg/L**) antes de ser microfiltrada (a) e no período final (b) da operação da unidade de microfiltração.

Figura 5.20 – Distribuição de tamanhos de partícula para amostra afluenta (licor misto do tanque de aerção em **SST de 8006 mg/L**) antes de ser microfiltrada (a) e no período final (b) de operação da unidade de microfiltração.

Figura 5.21– Distribuição de tamanhos de partícula para amostra afluenta (licor misto do tanque de aerção em **SST de 11890 mg/L**) antes de ser microfiltrada (a) e no período final (b) de operação da unidade de microfiltração.

Figura 5.22 – Distribuição de tamanhos de partícula para amostra afluyente (licor misto do tanque de aeração em SST de 15893 mg/L) antes de ser microfiltrada (a) e no período final (b) de operação da unidade de microfiltração.

Verifica-se nas Figuras 5.19a, 5.20a, 5.21a e 5.22a que as amostras dos afluentes a unidade de microfiltração, apesar das diferentes concentrações de SST, apresentaram granulometrias similares. É importante salientar que essa similaridade pode não ser ao acaso uma vez que a partir da amostra coletada (SST de 1100 mg/L) do licor misto do tanque de aeração da ETE “Jardim das flores” é que foram obtidas as demais para os ensaios na unidade de microfiltração.

A amostra de licor misto do tanque de aeração em concentração de SST de 1100 mg/L, de acordo com os dados da Tabela 1a (Anexo B), apresentou maior porcentagem em volume de partículas para o intervalo de tamanho de 120,67 a 140,68 μm , representando 7,98 % do total de partículas presentes na amostra. 49,6 % das partículas apresentaram tamanhos superiores a 103,58 μm .

Para amostra afluyente em concentração de SST de 8006 mg/L (ver Tabela 2a no Anexo B) a maior % em volume de partículas foi para faixa compreendida entre 190,80 a 222,28 μm , representando 8,58 % do total de partículas. 56,1% das partículas apresentaram tamanhos superiores a 103,58 μm .

A amostra afluyente em SST de 11890 mg/L (ver Tabela 3a no Anexo B) apresentou maior porcentagem em volume de partículas para o intervalo de tamanho

entre 190,80 a 222,28 μm o que representou 8,59 % do total de partículas desta amostra. A parcela superior a 103,58 μm foi de 54,5 %.

Na amostra afluyente em SST de 15893 mg/L (ver Tabela 4a no Anexo B) a faixa predominante de partículas foi para o intervalo de 120, 67 a 140, 68 μm , representando 7,98 % do total de partículas e 49,2 % das partículas foram superiores a 103,58 μm .

Nota-se nas Figuras 5.19a, 5.20a, 5.21a e 5.22a predomínio de partículas acima de 100 μm , todavia há de considerar presença significativa de partículas entre 10 e 100 μm . Partículas abaixo de 10 μm se apresentaram em baixa porcentagem em volume comparada as demais.

Observa-se também nestas figuras e nas Tabelas 1a, 2a, 3a e 4a (Anexo B) presença de partículas próximas a 1 μm o que pode ter contribuído na obstrução dos poros da membrana de 1,0 μm , fato constatado na verificação de modelos de colmatação, que para essa membrana, se adequou mais ao mecanismo de bloqueio completo. De acordo com LAPOLLI (1998) e METCALF & EDDY (2003), partículas de tamanho menor ou próximo ao tamanho dos poros da membrana conferem grande risco de penetrarem nos mesmos e a eles se adsorverem ocasionando a colmatação irreversível a qual só poderá ser minimizada com limpeza química das membranas. CHERYAN (1998) é ainda mais enfático ao salientar que para se maximizar o fluxo nas membranas é ideal que esta apresente tamanho de poro de cinco a dez vezes menor que a menor partícula presente nos afluentes de sistemas de membranas filtrantes.

Não foi constatada em mesma intensidade, a presença de partículas próximas ao tamanho de poro da membrana de 0,2 μm com exceção apenas para a amostra afluyente em SST de 11890 mg/L (ver Tabela 3A no Anexo B) o que pode também ter corroborado com o fato de nesse ensaio o modelo de bloqueio interno e completo terem se mostrado como mecanismos importantes na colmatação da membrana.

Ao se analisar a granulometria (Figuras 5.19b, 5.20b, 5.21b e 5.22b) das amostras de licor misto do tanque de aeração no final da operação da unidade de microfiltração foi evidente a diminuição do tamanho das partículas em todas amostras, bem como a grande similaridade granulométrica entre as mesmas.

Verifica-se que as partículas se apresentaram sempre menores que 100 μm sendo a maior porcentagem em volume compreendida na faixa de 10 a 100 μm . Essa diminuição dos tamanhos de partícula são usuais em sistemas de microfiltração

tangencial devido à ação de cisalhamento induzida pela velocidade tangencial de escoamento, bombeamento e turbulência associada a esses sistemas.

WISNIEWSKI & GRASMICK (1998) também verificaram que a unidade de microfiltração levou a quebra de flocos presentes em efluentes de tanque de aeração, fato que culminou na geração de grande quantidade de microflocos. Concluiu-se nesta pesquisa que a redução do tamanho das partículas foi proporcional a magnitude da turbulência dentro da membrana. Observa-se na presente pesquisa que as granulometrias das amostras de efluente do tanque de aeração no final da operação da unidade de microfiltração foram similares o que pode estar associado ao fato de que em todos ensaios foi mantida a mesma velocidade tangencial de operação e, portanto, a turbulência dentro da membrana foi praticamente a mesma em todos ensaios o que induziu a quebra homogênea dos flocos os quais originalmente também se apresentaram similares nas diferentes amostras afluentes a unidade de microfiltração.

WISNIEWSKI & GRASMICK (1998) constataram também que após a quebra dos flocos houve decréscimo da fração sedimentável (tamanho $> 100 \mu\text{m}$) e aumento da fração não-sedimentável (tamanho $< 100 \mu\text{m}$) presentes nos efluentes do tanque de aeração, fato também verificado na presente pesquisa, de forma mais acentuada ainda, uma vez que as partículas se apresentaram todas na fração não sedimentável (tamanho $< 100 \mu\text{m}$) no final da operação da unidade de microfiltração.

Verifica-se nas Figuras 5.19b, 5.20b, 5.21b e 5.22b que houve quebra predominante de partículas maiores (flocos mais frágeis) o que deslocou as curvas para o lado esquerdo dos gráficos. Não houve quebra de partículas pequenas (próximo a $1\mu\text{m}$) o que poderia contribuir para o maior risco de entupimento interno das membranas utilizadas, sobretudo para membrana de $1,0 \mu\text{m}$.

Todavia, a redução do tamanho das partículas afluentes na unidade de microfiltração é vantajosa em reatores biológicos de membrana, pois favorece a degradação das mesmas na unidade de tratamento biológico. Em tanques de aeração que operam com altas concentrações de sólidos, a transferência de oxigênio a toda biomassa fica prejudicada. Com a utilização da unidade de microfiltração em substituição ao decantador secundário a transferência de oxigênio a biomassa ocorre facilmente porque na retenção dos sólidos no concentrado das membranas filtrantes, os flocos são pulverizados e o tamanho médio do floco diminuiu em aproximadamente seis vezes em relação ao tamanho de floco de lodo ativado convencional de acordo com

STEPHENSON et al (2000) e, desse modo, eleva-se a relação área biológica superficial ativa do floco por unidade de volume.

A “tratabilidade” do esgoto sanitário em sistemas biológicos depende dentre outras coisas da distribuição do tamanho das partículas, a qual é modificada ao longo das etapas de tratamento, devido principalmente a síntese de novas células, floculação, quebra enzimática de macromoléculas e oxidação bioquímica.

Um dos primeiros trabalhos dedicados ao estudo da biodegradabilidade em diferentes frações do esgoto foi realizado por BALMAT (1957). Esse autor mediu a taxa de consumo de DBO em esgoto sanitário, para quatro frações distintas: sedimentável, supracoloidal, coloidal e solúvel. Esse autor concluiu que a taxa de degradação aumentou com a diminuição do tamanho das partículas.

LEVINE et al (1985) também investigaram a relação entre cinética de degradação do esgoto e distribuição de tamanho de partículas em sistemas de tratamento biológico, pelo fracionamento das amostras por filtrações sucessivas em membrana. Os resultados obtidos indicaram que partículas menores que 1 μm poderiam ser degradadas muito mais rapidamente que aquelas maiores que 1 μm , corroborando os resultados de BALMAT (1957).

Desse modo fica evidente que a diminuição do tamanho das partículas na unidade de microfiltração favorece a degradação da matéria orgânica no reator biológico bem como a transferência de oxigênio para biomassa. LEVINE et al (1991) defendem que para que se obtenha melhor desempenho de unidades de tratamento biológico, é importante a inclusão de etapas anteriores que possam selecionar tamanho de partículas que ofereçam vantagem cinética do processo biológico de tratamento. Algumas medidas sugeridas por esses autores são: quebra de partículas por bombeamento, desintegração por ultra-son, filtração de efluentes primários, etc. Neste contexto os sistemas de microfiltração tangenciais se prestam a esses objetivos uma vez que induzem a diminuição do tamanho de partículas no lodo (concentrado) de retorno para unidade de tratamento biológico em reatores biológicos de membrana, sobretudo nos de recirculação externa.

A caracterização granulométrica dos afluentes a unidade de microfiltração foram obtidas em granulômetro à laser MALVERN MASTERZIZER com amplitude de leitura de 0,05 a 3500 μm . Infelizmente não foi possível obter as granulometrias das amostras de permeado, pois o equipamento adequado a essas análises (ZETASIZER, com

amplitude de leitura de 400 a 1000 nm) detectava baixa concentração de sólidos a qual era insuficiente para que o equipamento pudesse efetuar as leituras.

5.2.1 Resultados e discussão - Etapa 2B

Nesta etapa será feita análise comparativa da qualidade de permeado obtido com as membranas 0,2 e 1,0 μm . Foi contemplada também breve comparação entre os efluentes gerados no decantador secundário da ETE “Jardim das flores” com aqueles produzidos na unidade piloto de microfiltração tangencial.

Na Tabela 5.16 estão apresentados os resultados obtidos para as análises físico-químicas e exames microbiológicos referentes à amostra coletada de esgoto bruto, efluente do UASB, amostra bruta do licor misto do tanque de aeração e efluente do decantador secundário da ETE “Jardim das Flores”. Além disso, inclui-se nesta tabela a caracterização das amostras preparadas em diferentes concentrações de SST que foram utilizadas nos ensaios na unidade piloto de microfiltração.

As Tabelas 5.17 a 5.20 contemplam resultados obtidos para as análises físico-químicas e exames microbiológicos das amostras preparadas em diferentes concentrações de SST (afluentes da microfiltração) e permeado (efluentes da microfiltração) gerado em cada respectivo ensaio.

Tabela 5.16 – Resultados obtidos das análises físico-químicas e exames microbiológicos de amostra de esgoto bruto, efluente do UASB, amostra bruta do licor misto do tanque de aeração e efluente do decantador secundário da ETE “Jardim das Flores”, bem como de amostras preparadas em diferentes concentrações de SST para realização dos ensaios na unidade piloto de microfiltração.

Análises físico-químicas/exames microbiológicos	Esgoto Bruto	Efluente do UASB	Amostra bruta do licor misto do tanque de aeração	Efluente do decantador secundário	Amostra em SST de 1100 mg/L	Amostra preparada em SST de 8006 mg/L	Amostra preparada em SST de 11890 mg/L	Amostra preparada em SST de 15893 mg/L
Temperatura (°C)	25	26	25	24	25	25	25	25
pH	7,1	7,1	7,0	6,9	7,0	7,3	7,0	6,6
Turbidez (uT)	122	48,6	724	19	724	5370	12.300	15120
P-PO ₄ ³⁻ bruto (mgP/L)	6,4	4,4	9,2	3,9	9,2	77,1	88,6	144,0
P-PO ₄ ³⁻ filtrado (mgP/L)	3,5	3,2	2,5	—	2,5	24,0	30,5	14,0
Condutividade (μS/Cm à 25°C)	769	711	208	—	208	708	1200	1620
DQO total (mg/L)	486	112	—	58	—	—	—	—
DQO filtrada (mg/L)	182	41	39	—	39	35	42	42
ST (mg/L)	686	459	1418	—	1418	16916	19161	22816
STF (mg/L)	251	208	149	—	414	5641	5956	6915
STV (mg/L)	435	251	1269	—	1004	11275	13205	15901
SST (mg/L)	202	60	1100	32	1100	8006	11890	15893
SSF (mg/L)	25	7,5	281	7	281	2398	3306	4975
SSV (mg/L)	177	52	819	25	819	5608	8584	10918
SDT (mg/L)	484	399	318	—	399	8910	7271	6923
<i>E.coli</i> (UFC/100 mL)	3,0.10 ⁷	3,0.10 ⁶	5,0.10 ⁶	4,5.10 ⁵	5,0.10 ⁶	4,2.10 ⁶	3,1.10 ⁶	4,0.10 ⁶
Colifagos (UFP/100 mL)	1,0.10 ⁵	5,5.10 ⁵	3,2.10 ⁴	8,5.10 ³	3,2.10 ⁴	6,5.10 ⁴	8,0.10 ⁴	8,5.10 ⁴

Tabela 5.17 – Resultados obtidos de análises físico-químicas e exames microbiológicos do afluente (licor misto do tanque de aeração em **SST de 1100 mg/L**) e amostras coletadas de efluente (permeado) da unidade de microfiltração a cada trinta minutos de operação, em ensaios com membranas de 0,2 e 1,0 μm .

Análises físico-químicas e exames microbiológicos	Amostra em SST de 1100 mg/L	Permeado - 30 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado - 30 min de operação membrana 1,0 μm	Permeado - 60 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado - 60 min de operação membrana 1,0 μm	Permeado - 90 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado - 90 min de operação membrana 1,0 μm	Permeado - 120 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado - 120 min de operação membrana 1,0 μm	Permeado - 150 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado - 150 min de operação membrana 1,0 μm	Permeado - 180 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado - 180 min de operação membrana 1,0 μm
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	25	28	27	26	26	28	27	28	28	28	27	27	28
pH	7,0	7,8	7,6	7,8	7,8	7,9	7,8	7,8	7,9	7,9	7,8	7,6	7,8
Turbidez (uT)	724	0,769	3,24	0,265	3,30	0,495	3,33	0,208	4,22	0,472	4,12	0,859	4,12
P- PO_4^{3-} bruto (mgP/L)	9,2	0,9	2,0	0,2	2,1	0,2	1,8	0,1	1,8	0,1	1,7	0,1	1,7
P- PO_4^{3-} filtrado (mgP/L)	2,5	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Condutividade ($\mu\text{S}/\text{Cm}$ à 25°C)	208	176	185	169	175	144	194	149	187	157	192	150	188
DQO total (mg/L)	—	48	86	44	74	52	77	36	89	49	67	50	71
DQO filtrada (mg/L)	39	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
ST (mg/L)	1418	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	289	302
STF (mg/L)	414	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	84	79
STV (mg/L)	1004	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	205	223
SST (mg/L)	1100	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
SSF (mg/L)	281	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
SSV (mg/L)	819	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
SDT (mg/L)	399	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
<i>E.coli</i> (UFC/100 mL)	5,0.10⁶	< 1	1,5.10 ²	—	—	—	—	—	—	—	—	< 1	3,2.10 ²
Colifagos (UFP/100 mL)	3,2.10⁴	15	1,0.10 ²	—	—	—	—	—	—	—	—	6	1,8.10 ²

Tabela 5.18 – Resultados obtidos de análises físico-químicas e exames microbiológicos do afluente (licor misto do tanque de aeração preparado em **SST de 8006 mg/L**) e amostras coletadas de efluente (permeado) da unidade de microfiltração a cada trinta minutos de operação, em ensaios com membranas de 0,2 e 1,0 μm .

Análises físico-químicas e exames microbiológicos	Amostra preparada em SST de 8006 mg/L	Permeado - 30 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado - 30 min de operação membrana 1,0 μm	Permeado - 60 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado - 60 min de operação membrana 1,0 μm	Permeado - 90 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado - 90 min de operação membrana 1,0 μm	Permeado- 120 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado- 120 min de operação membrana 1,0 μm	Permeado- 150 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado- 150 min de operação membrana 1,0 μm	Permeado- 180 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado- 180 min de operação membrana 1,0 μm
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	25	26	25	26	27	28	27	28	28	28	27	28	28
pH	7,3	7,6	7,7	7,6	7,7	7,3	7,6	7,2	7,3	7,3	7,6	7,6	7,5
Turbidez (uT)	5370	1,46	3,75	0,509	3,60	0,185	4,73	0,335	4,71	0,158	3,71	0,200	4,62
P- PO_4^{3-} bruto (mgP/L)	77,1	19,4	19,2	16,4	20,5	15,1	20,5	14,7	22,0	13,2	16,3	12,6	16,2
P- PO_4^{3-} filtrado (mgP/L)	24,0	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Condutividade ($\mu\text{S}/\text{Cm}$ à 25°C)	708	609	695	591	702	576	701	603	686	549	676	533	665
DQO total (mg/L)	—	123	165	120	144	128	148	120	177	146	125	62	120
DQO filtrada (mg/L)	35	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
ST (mg/L)	16916	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	2342	2520
STF (mg/L)	5641	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	670	731
STV (mg/L)	11275	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	1672	1789
SST (mg/L)	8006	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
SSF (mg/L)	2398	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
SSV (mg/L)	5608	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
SDT (mg/L)	8910	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
<i>E.coli</i> (UFC/100 mL)	4,2.10⁶	< 1	2,0.10 ²	—	—	—	—	—	—	—	—	< 1	5,3.10 ²
Colifagos (UFP/100 mL)	6,5.10⁴	16	3,0.10 ²	—	—	—	—	—	—	—	—	9	1,9.10 ²

Tabela 5.19 – Resultados obtidos de análises físico-químicas e exames microbiológicos do afluente (licor misto do tanque de aeração preparado em **SST de 11890 mg/L**) e amostras coletadas de efluente (permeado) da unidade de microfiltração a cada trinta minutos de operação, em ensaios com membranas de 0,2 e 1,0 μm .

Análises físico-químicas e exames microbiológicos	Amostra preparada em SST de 11890 mg/L	Permeado - 30 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado - 30 min de operação membrana 1,0 μm	Permeado - 60 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado - 60 min de operação membrana 1,0 μm	Permeado - 90 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado - 90 min de operação membrana 1,0 μm	Permeado- 120 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado- 120 min de operação membrana 1,0 μm	Permeado- 150 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado- 150 min de operação membrana 1,0 μm	Permeado- 180 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado- 180 min de operação membrana 1,0 μm
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	25	26	26	25	28	26	27	27	27	27	27	27	27
pH	7,0	8,1	7,8	8,1	7,6	8,0	8,0	8,0	7,8	7,9	7,8	8,1	7,8
Turbidez (uT)	12.300	0,154	3,26	0,166	9,29	0,225	7,31	0,433	9,23	0,123	7,81	0,443	0,321
P- PO_4^{3-} bruto (mgP/L)	88,6	22,4	25,2	25,6	26,0	29,0	26,1	28,5	26,5	27,7	25,9	26,5	24,2
P- PO_4^{3-} filtrado (mgP/L)	30,5	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Condutividade ($\mu\text{S}/\text{Cm}$ à 25°C)	1200	804	925	856	931	874	972	914	965	870	961	804	982
DQO total (mg/L)	—	17	36	27	35	20	29	25	29	25	33	24	37
DQO filtrada (mg/L)	42	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
ST (mg/L)	19161	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	998	1112
STF (mg/L)	5956	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	423	525
STV (mg/L)	13205	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	575	587
SST (mg/L)	11890	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
SSF (mg/L)	3306	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
SSV (mg/L)	8584	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
SDT (mg/L)	7271	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
<i>E.coli</i> (UFC/100 mL)	3,1.10⁶	< 1	2,8.10 ²	—	—	—	—	—	—	—	—	< 1	2,0.10 ²
Coligfagos (UFP/100 mL)	8,0.10⁴	9	4,3.10 ²	—	—	—	—	—	—	—	—	12	3,7.10 ²

Tabela 5.20 – Resultados obtidos de análises físico-químicas e exames microbiológicos do afluente (licor misto do tanque de aeração preparado em **SST de 15893 mg/L**) e amostras coletadas de efluente (permeado) da unidade de microfiltração a cada trinta minutos de operação, em ensaios com membranas de 0,2 e 1,0 μm .

Análises físico-químicas e exames microbiológicos	Amostra preparada em SST de 15893,0 mg/L	Permeado - 30 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado - 30 min de operação membrana 1,0 μm	Permeado - 60 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado - 60 min de operação membrana 1,0 μm	Permeado - 90 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado - 90 min de operação membrana 1,0 μm	Permeado - 120 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado - 120 min de operação membrana 1,0 μm	Permeado - 150 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado - 150 min de operação membrana 1,0 μm	Permeado - 180 min de operação membrana 0,2 μm	Permeado - 180 min de operação membrana 1,0 μm
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	25	26	26	25	27	26	27	26	27	27	28	27	28
pH	6,6	7,0	7,2	7,3	7,1	7,3	7,1	7,1	7,2	6,8	7,3	7,0	7,3
Turbidez (uT)	15120	0,474	4,44	1,140	3,89	0,279	3,22	0,283	3,33	0,114	4,26	0,303	4,25
P- PO_4^{3-} bruto (mgP/L)	144,0	13,1	12,2	6,7	10,3	0,6	5,6	0,4	5,3	0,9	4,9	0,7	5,5
P- PO_4^{3-} filtrado (mgP/L)	14,0	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Condutividade ($\mu\text{S}/\text{Cm}$ à 25°C)	1620	803	1024	515	1020	484	1036	478	1071	492	1101	495	1105
DQO total (mg/L)	—	35	33	32	28	30	29	28	40	26	29	31	35
DQO filtrada (mg/L)	42	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
ST (mg/L)	22816	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	1031	1119
STF (mg/L)	6915	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	482	548
STV (mg/L)	15901	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	549	571
SST (mg/L)	15893	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
SSF (mg/L)	4975	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
SSV (mg/L)	10918	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
SDT (mg/L)	6923	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
<i>E.coli</i> (UFC/100 mL)	4.10^6	< 1	$5,2.10^2$	—	—	—	—	—	—	—	—	< 1	$2,9.10^2$
Colifagos (UFP/100 mL)	$8,5.10^4$	12	$3,1.10^2$	—	—	—	—	—	—	—	—	6	$3,0.10^2$

De acordo com os dados apresentados nas Tabelas 5.17 a 5.20 constata-se eficiente remoção de turbidez na unidade de microfiltração quando operada com membranas de tamanhos de poro de 0,2 e 1,0 μm .

A membrana de menor tamanho de poro apresentou melhor remoção de turbidez a qual foi sempre inferior a 1,46 uT, nas amostras coletadas de permeado. Nota-se, nas Tabelas 5.17 a 5.19, que nos experimentos com essa membrana, as amostras de permeado apresentaram, em geral, turbidez inferior a 1uT.

Para membrana de 1,0 μm o maior valor obtido foi de 9,29 uT e em geral, as amostras de permeado apresentaram valores inferiores a 5uT.

O excelente desempenho das membranas de microfiltração (0,2 e 1,0 μm) na remoção de turbidez, está associado a grande capacidade de rejeição de sólidos em suspensão e parte do material coloidal presentes nos diferentes afluentes a unidade de microfiltração.

É interessante observar que independente dos valores de turbidez apresentados nos diferentes afluentes, a turbidez das amostras de permeado foram sempre baixas. É importante salientar que o licor misto do tanque de aeração apresentou altíssimos valores de turbidez e a unidade de microfiltração foi capaz de reduzi-los de modo eficiente.

Devido aos altos valores de turbidez das amostras preparadas de licor misto do tanque de aeração, preferiu-se não calcular as eficiências de remoção na unidade de microfiltração, visto que essas se apresentariam em valores extremamente altos (acima de 99 %) e a comparação entre esses valores seria de pouca significância. Na prática, em sistemas de lodo ativado convencional, calcula-se a eficiência de remoção de turbidez, de acordo com os valores apresentados no efluente do decantador secundário em relação ao valor de turbidez do esgoto bruto e não da turbidez apresentada no efluente do tanque de aeração.

A membrana de 0,2 μm , por apresentar menor tamanho de poro, conferiu, portanto, melhor remoção de turbidez quando inserida na unidade piloto de microfiltração tangencial, para o pós-tratamento de efluentes do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST.

Em relação a remoção de P-PO_4^{3-} , de acordo com a Figura 5.23, verifica-se que a membrana de 0,2 μm foi mais eficiente em comparação a de 1 μm , quando submetidas a mesma amostra afluente, exceto para o experimento com afluente em concentração

de SST de 11890 mg/L, para o qual a membrana de 1,0 μm apresentou melhor eficiência de remoção durante o período de operação da unidade de microfiltração.

Observa-se ainda na Figura 5.23 que essas eficiências para as duas membranas foram similares para amostras afluentes em alta concentração de SST (11890 e 15893 mg/L). Nesse caso, a membrana de 1,0 μm por estar mais colmatada em comparação aos ensaios com afluentes em menor concentração de SST, alcançou maior rejeição de P-PO_4^{3-} , o que culminou em valores similares aos obtidos na membrana de menor tamanho de poro.

Verifica-se na Figura 5.23 que após duas horas de operação a eficiência de remoção de P-PO_4^{3-} aumentou ou permaneceu em valores estáveis até o final da operação, em todos ensaios. Esse comportamento está associado a maior colmatação das membranas que culmina em maior rejeição de P-PO_4^{3-} nos períodos finais de operação.

Observa-se na Figura 5.24 que as maiores eficiências médias de remoção de P-PO_4^{3-} foram para os ensaios com afluentes com SST de 1100 e 15893 mg/l, em experimentos com a membrana de 0,2 μm . Ainda, de acordo com essa figura, as eficiências médias de remoção de P-PO_4^{3-} foram superiores a 70 %, conferindo, portanto, bom desempenho da unidade de microfiltração em termos de eficiência de remoção desse contaminante. Isso indica que a maior parte do fósforo presente no efluente do tanque de aeração está na forma particulada, provavelmente assimilado na biomassa, o que também foi reportado por MORETTI (2000) que analisou amostras de efluente do tanque de aeração da ETE “Jardim das Flores”.

Tal fato foi constatado também ao se comparar os valores de P-PO_4^{3-} bruto e filtrado (papel de filtro de 1,2 μm) nas diferentes amostras afluentes da microfiltração, de acordo com os dados apresentados nas Tabelas 5.17 a 5.20. A membrana de papel de filtro removeu 73, 69, 66 e 90 % da concentração de P-PO_4^{3-} , para os afluentes em SST de 1100, 8006, 11890 e 15893 mg/L, respectivamente.

Observa-se ainda nessas tabelas, que as membranas de microfiltração foram mais eficientes na remoção de P-PO_4^{3-} quando comparadas aos resultados obtidos na filtração em papel de filtro. Isto ocorreu porque as membranas de microfiltração utilizadas apresentam menores tamanhos de poro (0,2 e 1,0 μm) que do papel de filtro (1,2 μm) e, portanto, mais eficientes na remoção de P-PO_4^{3-} na forma particulada.

Figura 5.23 - Eficiências de remoção de $P-PO_4^{3-}$ em função do período de operação da unidade de microfiltração quando submetida a amostras afluentes de licor misto do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST, em ensaios com membranas de tamanho de poro de 0,2 a 1,0 μm .

Figura 5.24 - Eficiências médias de remoção de $P-PO_4^{3-}$ durante o período de operação da unidade de microfiltração quando submetida a amostras afluentes de licor misto do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST, em ensaios com membranas de tamanho de poro de 0,2 a 1,0 μm .

A Figura 5.25 contempla as eficiências de remoção de $P-PO_4^{3-}$ na unidade de microfiltração em comparação ao valor desse contaminante na forma dissolvida (ensaio em papel de filtro).

Constata-se nesta figura, que a membrana de 0,2 μm foi mais eficiente em comparação a de 1 μm , quando submetidas a mesma amostra afluente, exceto para o experimento com afluente em concentração de SST de 11890 mg/L, da mesma forma ocorrida para remoção de fósforo bruto, analisada anteriormente.

Todavia, nota-se aumento abrupto da eficiência de remoção de $P-PO_4^{3-}$ nos ensaios para amostra afluente em SST de 15893 mg/L com os dois tipos de membranas, o que corrobora com a discussão anterior que indica que em geral, quando a membrana é submetida a afluentes em alta concentração de sólidos, tendem a ficar mais colmatadas nos períodos finais de operação o que culmina em maior capacidade de retenção de partículas, inclusive para tamanhos de partícula de menor tamanho que os poros da membrana propriamente dita.

De acordo com a Figura 5.26 verifica-se que em termos de eficiência média de remoção, os maiores valores alcançados foram para afluentes em SST de 1100 e 15893 mg/L, em experimentos com a membrana de 0,2 μm .

Figura 5.25 - Eficiências de remoção de P-PO_4^{3-} dissolvido em função do período de operação da unidade de microfiltração quando submetida a amostras afluentes de licor misto do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST, em ensaios com membranas de tamanho de poro de 0,2 a 1,0 μm .

Figura 5.26 - Eficiências médias de remoção de $P-PO_4^{3-}$ dissolvido durante o período de operação da unidade de microfiltração quando submetida a amostras afluentes de licor misto do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST, em ensaios com membranas de tamanho de poro de 0,2 a 1,0 μm .

Todavia, ao se analisar a qualidade obtida de permeado em termos de valores absolutos, as concentrações de $P-PO_4^{3-}$ no permeado foram elevadas, sobretudo nos ensaios com amostras afluentes mais concentradas, as quais apresentavam elevadas concentrações desse contaminante, antes de serem submetidas à unidade de microfiltração (ver Tabelas 5.17 a 5.20).

Por exemplo, no ensaio para amostra afluente com SST de 8006 mg/L o menor valor obtido de $P-PO_4^{3-}$ nas amostras de permeado foi de 12,6 mgP/L no ensaio com a membrana de 0,2 μm e 16,2 mgP/L com a membrana de 1,0 μm . Nos experimentos com amostras afluentes mais concentradas, o permeado apresentou valores residuais de $P-PO_4^{3-}$ ainda maiores, para os dois tipos de membranas.

Desse modo, torna-se evidente que a unidade de microfiltração gerou permeado em altas concentrações residuais de $P-PO_4^{3-}$ quando submetida a efluentes do tanque de aeração em altas concentrações de SST. Tal fato é atribuído a ineficiente remoção de $P-PO_4^{3-}$ dissolvido por membranas de microfiltração, e, portanto, torna-se imprescindível utilizar estratégias em conjunto com a unidade de microfiltração para melhor remoção de contaminante presente nos efluentes do tanque de aeração. Um delas será investigada nesse trabalho e consistirá na implementação do processo de coagulação antecedendo a unidade de microfiltração.

Com os dados discutidos até então, foi comprovado melhor desempenho da unidade de microfiltração na remoção de P-PO_4^{3-} quando operada com a membrana de menor tamanho de poro, entretanto, as amostras obtidas de permeado ainda apresentaram elevados valores de P-PO_4^{3-} , muito acima dos padrões de emissão estipulados na legislação brasileira.

Para remoção de DQOt na unidade de microfiltração, verifica-se nas Tabelas 5.17 a 5.20 que a membrana de $0,2\ \mu\text{m}$ foi sempre mais eficiente que a de maior tamanho quando submetidas a mesma amostra afluyente.

Nota-se, contudo, que o comportamento foi um pouco diferente do ocorrido para o P-PO_4^{3-} . De acordo com as Tabelas 5.17 a 5.20 observa-se que os ensaios com amostras afluentes mais concentradas produziram permeado em melhor qualidade em termos de DQO, mesmo sabendo-se que teoricamente essas amostras (afluentes) apresentam maiores valores desse parâmetro quando comparada a amostras menos concentradas. Esses valores não foram mensurados, pois necessitariam de diluição que incutiriam em elevados erros de acordo com as especificações do método empregado.

Não foi possível também realizar o cálculo de eficiência média de remoção de DQO dissolvida (em relação ao valor obtido em papel de filtro) a qual se apresentou em geral inferior aos resultados obtidos nas diferentes amostras de permeado durante esta etapa do trabalho.

Acredita-se que os menores valores residuais de DQOt do permeado nos experimentos para amostras afluentes mais concentradas esteja relacionado também a maior colmatação das membranas nesses ensaios, culminando em aumento na remoção de DQO pelas membranas. Da mesma forma que o comentado para o fósforo, acredita-se que a DQO de efluentes do tanque de aeração tenha forte contribuição de materiais particulados, embora em menor intensidade para o ocorrido com o fósforo.

Os valores residuais de DQO do permeado ainda foram considerados altos nos ensaios com amostra afluyente em SST de $8006\ \text{mg/L}$ no qual o menor valor obtido de DQO foi de $62\ \text{mg/L}$ com a membrana de $0,2\ \mu\text{m}$ e $120\ \text{mg/L}$ com a membrana de $1,0\ \mu\text{m}$. Nota-se de acordo com os dados da Tabela 5.19 que nesse experimento a concentração de SDT no afluyente representou 53 % do valor de ST, maior relação obtida em comparação aos demais ensaios. Em valores absolutos a concentração de SDT também foi maior ($8910\ \text{mg/L}$) que nas outras amostras afluentes a unidade de

microfiltração. Tal fato pode explicar os altos valores residuais de DQO no permeado nesse ensaio uma vez que as membranas não são eficientes na remoção de matéria orgânica dissolvida quando comparada a fração particulada.

Da mesma forma que o comentado para o fósforo, a coagulação prévia dos afluentes beneficiaria a unidade de microfiltração na remoção de DQOt para parcela coloidal e dissolvida. Nota-se, contudo, que em escala plena, quando o tanque de aeração está associado a uma unidade de membrana externa ou submersa, os valores de DQO do permeado da microfiltração são bem mais baixos (usualmente < 20 mg/L), pois nesse caso trabalha-se com idades de lodo elevadas (de 30 a 45 dias) e altas concentrações de biomassa (de 15 a 25 g/L) no tanque de aeração, o que permite grande eficiência de degradação da matéria orgânica solúvel no reator biológico.

Em relação a remoção de sólidos verifica-se nas Tabelas 5.17 a 5.20 que todas amostras de permeado apresentaram valores de SST não mensuráveis para os métodos empregados devido a grande capacidade de retenção de partículas em suspensão pelas membranas utilizadas nesta pesquisa. Vale ressaltar que o método utilizado para quantificação de SST consiste na filtração de amostra em papel de filtro de 1,2 μm e as membranas de microfiltração apresentavam tamanhos de poro ainda menores e, portanto, já se previa grande eficiência de remoção dos mesmos na unidade de microfiltração, de acordo com a litetratuta.

Observa-se na Figura 5.27 que a unidade de microfiltração também foi eficiente na remoção de sólidos totais, a qual foi superior a 80 % em todos ensaios. Nota-se que essas eficiências foram similares nas duas membranas quando submetidas a mesma amostra afluyente. Os ensaios de microfiltração com afluentes mais concentrados atingiram maiores eficiências de remoção de ST, uma vez que as membranas nesses experimentos se mostraram mais colmatadas, fato constado na etapa anterior (Etapa 2A) de acordo com as análises de fluxo de permeado e resistência das membranas.

Figura 5.27 - Eficiências médias de remoção de sólidos totais em função do período de operação da unidade de microfiltração quando submetida a amostras afluentes de licor misto do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST, em ensaios com membranas de tamanho de poro de 0,2 a 1,0 μm .

É interessante observar que as membranas foram também eficientes na remoção de parte dos sólidos dissolvidos totais. Vale a pena ressaltar que nas aplicações em saneamento considera-se como sólidos dissolvidos àqueles que atravessam a membrana de papel de filtro de 1,2 μm . Como as membranas de microfiltração utilizadas apresentam menores tamanhos de poro que do papel de filtro, a retenção de sólidos dissolvidos foi ainda maior na unidade de microfiltração quando comparada a retenção no papel de filtro.

Vale a pena salientar que para química coloidal, de acordo com LEVINE et al (1991), os sólidos dissolvidos são aqueles menores que 0,001 μm , e que, portanto, para essa classificação, as membranas de microfiltração não seriam capazes de removê-los, e sim apenas em unidades de osmose reversa.

Em valores absolutos, os sólidos totais no permeado sempre foram menores nos ensaios com a membrana de 0,2 μm e, portanto, conferindo também melhor desempenho dessa membrana na remoção desse contaminante (ver tabelas de 5.17 a 5.20).

Observa-se nas referidas tabelas que só foram mensuradas as concentrações de ST nas amostras de permeado coletadas no final da operação. Tal fato foi atribuído a necessidade de coleta de grande volume de amostra (em torno de 0,5 L) para evitar erros na quantificação desses sólidos. Isto porque, com base em experiência adquirida no mestrado (VIDAL 2001), era comum serem obtidos valores de P2 (peso da cápsula após a mufla) maiores que P1 (peso da cápsula após a estufa), de modo a gerar valores negativos de ST.

O fato de essas amostras terem sido coletadas no final da operação pode ter contribuído para os baixos valores de ST no permeado, já que as membranas estavam mais colmatadas e conseqüentemente com maior capacidade de rejeição de componentes do esgoto afluyente.

Apesar da boa eficiência de remoção de sólidos totais esses ainda se apresentam em valores altos no efluente da microfiltração o que corrobora com elevados valores de DQOt e $P-PO_4^{3-}$ no permeado gerado em alguns ensaios.

Constatou-se melhor desempenho da membrana de menor tamanho de poro na remoção de sólidos totais presentes nas amostras de esgoto afluyente a unidade de microfiltração.

Nas páginas seguintes serão feitas breves considerações a respeito dos resultados obtidos de temperatura, pH, e condutividade para amostras afluentes e efluentes a unidade de microfiltração nos diferentes ensaios avaliados nesta etapa. Esses dados estão apresentados nas Tabelas 5.17 a 5.20 no início do item 5.2.1.

Constata-se nestas tabelas aumento da temperatura do permeado durante o período de operação da unidade de microfiltração. Tal fato é usual em sistemas de microfiltração tangencial, sobretudo em escala piloto, devido à geração de calor causada por atrito e trabalho de bombeamento. Em trabalhos de VIDAL (2001) na mesma unidade piloto, constatou-se que esse aumento foi ainda maior (ΔT médio de $9,5^\circ C$ considerando todos ensaios) naquela ocasião, pois não havia sido incorporado trocador térmico (serpentina) no sistema, como feito atualmente.

Em geral o pH das amostras de permeado foram maiores que os apresentados nos afluentes a unidade de microfiltração. O menor valor de pH do permeado foi de 6,8 e o maior de 8,1 incluindo todos ensaios, e, portanto, esses efluentes estão adequados ao padrão de emissão estabelecido na legislação brasileira para esse parâmetro.

Observa-se ainda nas Tabelas 5.17 a 5.20 que as amostras de permeado apresentaram valores de condutividade inferiores aos medidos para os afluentes, todavia a redução da condutividade foi pequena uma vez que as membranas de microfiltração não são eficientes na rejeição de pequenos íons presentes nos esgotos. Constata-se aqui melhor desempenho da membrana de menor tamanho de poro. Verificou-se também que houve maior redução de condutividade nos ensaios de microfiltração com amostras afluentes mais concentradas.

Verifica-se na Tabela 5.21 que as amostras de permeado apresentaram densidades de *E.coli* abaixo do limite detecção para o método empregado, em todos experimentos realizados com a membrana de 0,2 μm . Todavia a membrana 1,0 μm não se prestou a completa retenção de *E.coli*, embora nesses ensaios tenham sido obtidos elevados valores de log de remoção (superior a 3,89) desses microrganismos.

A membrana de menor tamanho de poro também foi muito eficiente na remoção de Colifagos os quais se apresentaram nas amostras de permeado em densidade nunca superior a 16 UFP/100 mL. Quando comparada a membrana de 1,0 μm , apresentou log de remoção sempre superior quando submetida a mesma amostra afluente.

As amostras de permeado geradas nos ensaios com a membrana de 1,0 μm apresentaram elevadas densidades dos microrganismos indicadores utilizados o que tornou evidente a necessidade de desinfecção complementar desses efluentes.

Já a membrana de 0,2 μm apresentou excelente remoção de *E. coli* e inclusive de Colifagos, produzindo, portanto, permeado de excelente qualidade microbiológica em termos de bactérias e de vírus. Esta alta eficiência de remoção de vírus está relacionada à adsorção desses microrganismos em partículas em suspensão e colóides presentes nos esgotos.

A unidade de microfiltração alcançou elevada remoção de *E.coli* e Colifagos apenas por processos físicos, sem a necessidade de adição de compostos químicos desinfetantes. Todavia, se o efluente da microfiltração for destinado a algumas formas de reuso, este apresentará limitações, necessitando-se, portanto, de desinfecção complementar para remoção de remanescentes de Colifagos e de *E.coli* nos ensaios com a membrana de 1,0 μm .

Tabela 5.21 – Resultados obtidos de *E.coli* e Colifagos nos afluentes (licor misto do tanque de aeração em diferentes concentrações de SST) e de amostras coletadas de efluente (permeado-:PER) da unidade de microfiltração em 30 e 180 minutos de operação, em ensaios com membranas de 0,2 e 1,0 μm . Inclui-se também nesta tabela os log de remoção de *E.Coli* e Colifagos obtidos na unidade de microfiltração nos diferentes ensaios.

Afluentes e efluentes da microfiltração	<i>E.coli</i> (UFC/100 mL)	Colifagos (UFP/100 mL)	Log remoção de <i>E.coli</i>	Log de remoção Colifagos
Amostra em SST de 1100 mg/L	5,0. 10 ⁶	3,2.10 ⁴	–	–
Per 30 - M 0,2 μm	< 1	15	–	- 3,33
Per 30 - M 1,0 μm	1,5.10 ²	1,0.10 ²	- 4,52	- 2,51
Per 180 - M 0,2 μm	< 1	6	–	- 3,73
Per 180 - M 1,0 μm	3,2.10 ²	1,8.10 ²	- 4,19	- 2,25
Amostra em SST de 8006 mg/L	4,2.10 ⁶	6,5.10 ⁴	–	–
Per 30 - M 0,2 μm	< 1	16	–	- 3,61
Per 30 - M 1,0 μm	2,0.10 ²	3,2.10 ²	- 4,32	- 2,31
Per 180 - M 0,2 μm	< 1	9	-	- 3,86
Per 180 - M 1,0 μm	5,3.10 ²	1,9.10 ²	- 3,90	- 2,53
Amostra em SST de 11890 mg/L	3,1.10 ⁶	8,0.10 ⁴	-	–
Per 30 - M 0,2 μm	< 1	9	–	- 3,95
Per 30 - M 1,0 μm	2,8.10 ²	4,3.10 ²	- 4,04	- 2,27
Per 180 - M 0,2 μm	< 1	12	–	- 3,82
Per 180 - M 1,0 μm	2,0.10 ²	3,7.10 ²	- 4,19	- 2,33
Amostra em SST de 15893 mg/L	4,0.10 ⁶	8,5.10 ⁴	-	–
Per 30 - M 0,2 μm	< 1	12	-	- 3,85
Per 30 - M 1,0 μm	5,2.10 ²	3,1.10 ²	- 3,89	- 2,44
Per 180 - M 0,2 μm	< 1	6	-	- 4,15
Per 180 - M 1,0 μm	2,9.10 ²	3,0.10 ²	- 4,14	- 2,45

Com vistas à comparar a qualidade do efluente do decantador secundário com o da unidade de microfiltração, foi elaborada a Tabela 5.22. É importante salientar que o ensaio na unidade de microfiltração foi realizado com amostra bruta do licor misto do tanque da aeração da ETE “Jardim das flores” (SST de 1100 mg/L) a qual foi coletada na mesma ocasião em que se coletou efluente do decantador secundário.

Desse modo, foi simulada situação em que o decantador secundário é substituído por unidade de microfiltração para o pós-tratamento de efluente do tanque de aeração da ETE “Jardim das Flores”.

Foi evidente, de acordo com os dados apresentados na Tabela 5.22 a melhor qualidade dos efluentes produzidos na unidade piloto de microfiltração em comparação ao efluente gerado no decantador secundário, com exceção apenas para DQOt que se apresentou superior ao obtido no efluente do decantador secundário no ensaio a membrana de 1,0 μm .

Os valores médios de turbidez e P-PO_4^{3-} foram muito menores nas amostras de permeado provenientes dos ensaios de microfiltração (com as duas membranas) em comparação aos valores obtidos desses contaminantes no efluente do decantador secundário. A melhor qualidade dos efluentes da microfiltração foi mais evidente para aos valores de SST (não mensuráveis nos ensaios com as membranas de microfiltração) e densidades dos microrganismos indicadores utilizados.

Em relação as eficiências globais de remoção na referida ETE supondo seu fluxograma atual e na concepção que substituí o decantador secundário por unidade de microfiltração, observa-se claramente que a segunda alternativa permitiu alcançar, em geral, eficiências globais de remoção bem maiores para maioria dos parâmetros investigados. Essas eficiências encontram-se na Tabela 5.23.

Tabela 5.22 Resultados obtidos das análises físico-químicas e exames microbiológicos de amostra de esgoto bruto, efluente do decantador secundário da ETE “Jardim das Flores” e da unidade de microfiltração operada para duas membranas de tamanho de poro diferentes: 0,2 e 1,0 μm .

Análises físico-químicas/ exames microbiológicos	Esgoto Bruto	Efluente do decantador secundário (efluente final) da ETE “Jardim das Flores”	Efluentes (permeado) da unidade de microfiltração (valores médios)	
			Membrana 0,2 μm	Membrana 1,0 μm
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	25	24	28	27
PH	7,1	6,9	7,8	7,8
Turbidez (uT)	122	19	0,511	3,72
P- PO_4^{3-} bruto (mgP/L)	6,4	3,9	0,3	1,9
DQO total (mg/L)	486	58	47	77
SST (mg/L)	202	32	—	—
SSF (mg/L)	25	7	—	—
SSV (mg/L)	177	25	—	—
<i>E.coli</i> (UFC/100 mL)	$3,0 \cdot 10^7$	$4,5 \cdot 10^5$	<1	235
Colifagos (UFP/100 mL)	$1,0 \cdot 10^5$	$8,5 \cdot 10^3$	11	140

Tabela 5.23 – Eficiências globais de remoção de turbidez, P- PO_4^{3-} , DQOt, SST, *E.coli* e Colifagos supondo fluxograma atual da ETE “Jardim das Flores” e na concepção que substituí o decantador secundário por unidade de microfiltração operada com membranas de diferentes tamanhos de poro: 0,2 e 1,0 μm .

Análises físico-químicas/ exames microbiológicos	Eficiências globais de remoção (%) da ETE “Jardim das Flores”	Eficiências globais de remoção (%) substituindo-se o decantador secundário por unidade de microfiltração	
		Membrana 0,2 μm	Membrana 1,0 μm
Turbidez (uT)	84	$\cong 100$	97
P- PO_4^{3-} bruto (mgP/L)	31	96	70
DQO total (mg/L)	88	62	37
SST (mg/L)	84	$\cong 100$	$\cong 100$
<i>E.coli</i> (UFC/100 mL)	98,5	$\cong 100$	99,999
Colifagos (UFP/100 mL)	91,5	99,989	99,860

Verifica-se na Tabela 5.23 que na concepção que utiliza como unidade final de tratamento a microfiltração, as eficiências globais de remoção de turbidez, SST, *E.coli* e Colifagos foram de praticamente 100 % quando a referida unidade foi operada com membrana de menor tamanho de poro. Isso é atribuído a elevada capacidade de

retenção de partículas em suspensão presentes na amostra de esgoto afluyente por essa membrana. Ótimos resultados também foram obtidos com a membrana de 1,0 μm .

Com o sistema de microfiltração foi possível obter também elevada remoção de P-PO_4^{3-} , sobretudo com a membrana de 0,2 μm , todavia o mesmo não ocorreu para DQOt, o que sugere que esta tenha contribuição maior de constituintes na forma dissolvida quando comparada ao P-PO_4^{3-} presente nos efluentes do tanque de aeração da ETE “Jardim das Flores”.

Vale ressaltar, contudo, que em escala plena, quando o tanque de aeração está associado a uma unidade de membrana, a eficiência global de remoção de DQOt é maior, pois, nesse caso, trabalha-se com idades de lodo elevadas e altas concentrações de biomassa no tanque de aeração que permite grande eficiência de degradação da matéria orgânica solúvel no reator biológico.

De modo geral, constatou-se, de acordo com a análise dos resultados desta etapa (Etapa 2B), que houve melhor desempenho da unidade de microfiltração quando operada com a membrana de 0,2 μm , embora tenham sido obtidos bons resultados com a membrana de 1,0 μm que apresentou elevada rejeição de contaminantes devido a sua intensa colmatação observada nas análises efetuadas na Etapa 2A.

A unidade de microfiltração quando comparada ao decantador secundário produziu efluente de melhor qualidade, no que tange a remoção dos microorganismos indicadores empregados, turbidez, sólidos suspensos e P-PO_4^{3-} . Entretanto, no que concerne à remoção de DQO, a unidade de microfiltração apresentou menor eficiência que o decantador secundário.

5.2.2 – Resultados e discussão - Etapa 2C

Como método complementar de desinfecção de efluentes da unidade de microfiltração foram realizados alguns ensaios em batelada com amostras de permeado em reator UV de bancada. Os resultados obtidos nesses ensaios estão contemplados na Tabela 5.24.

Tabela 5.24 – Características microbiológicas dos efluentes do reator UV ao ser submetido a amostras de permeado proveniente de ensaios de microfiltração com as membranas 0,2 e 1,0 μm .

Microrganismos	Ensaio de desinfecção com radiação UV para efluente da unidade de microfiltração gerado com a membrana de 0,2μm				Ensaio de desinfecção com radiação UV para efluente da unidade de microfiltração gerado com a membrana de 1,0 μm			
	Dose média aplicada (mWs/cm²)				Dose média aplicada (mWs/cm²)			
	7,65	15,30	30,61	61,21	7,65	15,30	30,61	61,21
<i>E. coli</i> (UFC/100 ml)	–	–	–	–	< 1	< 1	< 1	< 1
Colifagos (UFP/100 ml)	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1

Legenda: (-) exames não realizados porque a *E.coli* já havia sido removida na unidade de microfiltração nos ensaios com a membrana de 0,2 μm .

Verifica-se na Tabela 5.24 que os efluentes do reator UV apresentaram densidades de *E. coli* e Colifagos não mensuráveis para os métodos empregados. Desse modo foi possível constatar a eficiente desinfecção dos efluentes da unidade de microfiltração por radiação UV, o que ocorreu mesmo para menor dose média aplicada (7,65 mWs/cm²).

A eficiente desinfecção nos ensaios com radiação ultravioleta está associada aos baixos valores de turbidez e ausência de sólidos suspensos totais nas amostras de permeado inseridas no reator UV, o que possibilitou maior poder penetrante da radiação UV nos microrganismos. Desse modo, os efluentes gerados no reator UV estão agora mais adequados para objetivos de reúso, fato que estimula a desinfecção complementar de efluentes de unidades de microfiltração por radiação ultravioleta para estes propósitos.

5.3 – Resultados e discussão - Etapa 3

Nesta etapa serão discutidos os resultados obtidos com a implementação do processo de coagulação antecedendo a unidade de microfiltração tangencial.

Verifica-se nas Tabelas 5.25 a 5.28 e Figura 5.28 que na ocasião em que o afluente da unidade de microfiltração foi submetido a prévia coagulação os valores de fluxo de permeado foram superiores aos obtidos no ensaio sem adição de coagulante, desde os instantes iniciais até os períodos finais de operação da unidade de microfiltração.

Verifica-se nas Tabelas 5.25 a 5.28 que a maior taxa média (139,7 L/m².h) obtida foi para o ensaio com 40 mg/L de cloreto férrico o qual resultou em valores de 4,0 e 1,5 vezes maiores que nos ensaios sem adição de coagulante e com 20 mg/L de cloreto férrico, respectivamente. A taxa média obtida no experimento com 40 mg/L se aproximou apenas do ensaio com 60 mg/L de cloreto férrico.

Tabela 5.25 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração em ensaio com licor misto do tanque de aeração em SST de 14510 mg/L em experimento **sem adição de cloreto férrico**.

Condições operacionais fixas

Velocidade tangencial média: 1,9 m/s

Pressão de transmembrana: 0,16 MPa

Pressão de retrolavagem: 0,3 MPa

Intervalo de retrolavagem: 4 min

Membrana de 0,2 μ m

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)
0	-	-	-	-
30	720	0,72	1,4	40,0
60	980	0,98	2,0	54,4
90	630	0,63	1,3	35,0
120	480	0,48	1,0	26,7
150	470	0,47	0,9	26,1
180	480	0,48	1,0	26,7
	Total: 3760	Total: 3,76	Média: 1,3	Média: 34,8

Tabela 5.26 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração em ensaio com licor misto do tanque de aeração em SST de 14510 mg/L em experimento com adição de **20 mg/L de cloreto férrico**.

Condições operacionais fixas

Velocidade tangencial média: 1,9 m/s

Pressão de transmembrana: 0,16 MPa

Pressão de retrolavagem: 0,3 MPa

Intervalo de retrolavagem: 4 min

Membrana de 0,2 μ m

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)
0	-	-	-	-
30	3300	3,30	6,6	183,3
60	1900	1,90	3,8	105,6
90	1400	1,40	2,8	77,8
120	1200	1,20	2,4	66,7
150	1220	1,22	2,4	67,8
180	1200	1,20	2,4	66,7
	Total: 10220	Total: 10,22	Média: 3,4	Média: 94,6

Tabela 5.27 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração em ensaio com licor misto do tanque de aeração em SST de 14510 mg/L em experimento com adição de **40 mg/L de cloreto férrico**.

Condições operacionais fixas

Velocidade tangencial média: 1,9 m/s

Pressão de transmembrana: 0,16 MPa

Pressão de retrolavagem: 0,3 MPa

Intervalo de retrolavagem: 4 min

Membrana de 0,2 μ m

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)
0	-	-	-	-
30	2800	2,80	5,6	155,6
60	2600	2,60	5,2	144,4
90	2350	2,35	4,7	130,6
120	2640	2,64	5,3	146,7
150	2400	2,40	4,8	133,3
180	2300	2,30	4,6	127,8
	Total: 15090	Total: 15,09	Média: 5,0	Média: 139,7

Tabela 5.28 - Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo de permeado na unidade de microfiltração em ensaio com licor misto do tanque de aeração em SST de 14510 mg/L em experimento com adição de **60 mg/L de cloreto férrico**.

Condições operacionais fixas

Velocidade tangencial média: 1,9 m/s

Pressão de transmembrana: 0,16 MPa

Pressão de retrolavagem: 0,3 MPa

Intervalo de retrolavagem: 4 min

Membrana de 0,2 μm

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)
0	-	-	-	-
30	4780	4,78	9,6	265,6
60	2000	2,00	4,0	111,1
90	2000	2,00	4,0	111,1
120	1600	1,60	3,2	88,9
150	1900	1,90	3,8	105,6
180	1700	1,70	3,4	94,4
	Total: 13980	Total: 13,98	Média: 4,7	Média: 129,4

Figura 5.28 – Fluxo de permeado em função do período de operação da unidade de piloto de microfiltração em ensaios com efluente do licor misto do tanque de aeração (SST de 14510 mg/L) sem adição de coagulante e quando o mesmo foi submetido a coagulação em dosagens de 20; 40 e 60 mg/L de cloreto férrico.

As maiores taxas obtidas na unidade de microfiltração nos ensaios com coagulação são atribuídas a transformação de parte da matéria coloidal e dissolvida em fração particulada. Essa conversão reduz de modo eficiente a colmatação interna dos poros da membrana (colmatação irreversível) atribuída principalmente aos colóides que por apresentarem tamanho próximo dos poros das membranas de microfiltração, apresentam grande probabilidade de se adsorverem nas paredes internas dos mesmos, fato concluído no trabalho de MALACK & ANDERSON (1996). Ainda, segundo esses autores, a maior aglomeração de partículas ocasionada pelos processos de coagulação seguida de floculação é benéfica as unidades de microfiltração uma vez que o arraste induzido pela velocidade tangencial é mais eficiente em remover partículas de maior tamanho (agregados) em comparação com a remoção de partículas de menor tamanho que se depositam na superfície das membranas.

JOHARI et al (1996) utilizaram unidade piloto de microfiltração tangencial para o pós-tratamento de efluentes de lagoas de oxidação e constataram que ao submeterem esses efluentes a dosagens de polímero catiônico antes de serem encaminhados a unidade de microfiltração, possibilitou aumentar em cinco vezes o valor de fluxo de permeado quando atingia o estado de equilíbrio, em comparação ao ensaio controle, o qual não teve adição de polieletrólito. Esses pesquisadores concluíram que o pré-tratamento com polieletrólito reduziu o rápido entupimento da membrana de microfiltração utilizada.

Observa-se na Figura 5.29 e Tabela 1 no Anexo C que o processo de coagulação alterou o tamanho das partículas do licor misto do tanque de aeração (afluente da microfiltração). A granulometria da amostra de efluente do licor misto após a coagulação com 60 mg/L de cloreto férrico não foi obtida, pois na ocasião do transporte dessa amostra a mesma extravasou do recipiente de coleta o qual não estava bem vedado.

Verifica-se na Figura 5.29 que na amostra de licor misto que não foi coagulada foram detectadas partículas entre 0,05 e 1 μm enquanto que nas amostras submetidas a coagulação os tamanhos das partículas detectadas foram superiores a 10 μm (ensaio com 20 mg/L de cloreto férrico) e 20 μm (ensaio com 40 mg/L de cloreto férrico). Constata-se ainda nesta figura e Tabela 1 no Anexo C que a coagulação foi efetiva na conversão das partículas entre 0,31 e 1 μm , enquanto que as partículas de maior

tamanho (acima de 20 μm) não sofreram alterações significativas e apresentaram distribuições semelhantes nas três amostras.

Figura 5.29 – Granulometrias de amostras do licor misto do tanque de aeração (afluente da microfiltração) quando o mesmo não foi coagulado e na ocasião em que foi submetido a coagulação com 20 e 40 mg/L de cloreto férrico.

LEVINE et al (1991) e POUET & GRASMICK (1993) apresentam classificação para diferentes frações de partículas presentes nos esgotos sanitários:

- fração solúvel: < 0,001 μm ;
- fração coloidal: 0,001 a 1 μm ;
- fração supracoloidal: 1 a 100 μm ;
- fração sedimentável: > 100 μm

De acordo com a classificação acima foi possível evidenciar que houve coagulação (do licor misto do tanque de aeração) de parcela da fração coloidal e supracoloidal, sobretudo da primeira. Parte da fração dissolvida deve ter sido

convertida, todavia isso não pôde ser evidenciado, pois o granulômetro utilizado só era capaz de detectar partículas na faixa de tamanho de 0,05 a 3500 μm .

A conversão verificada de parte do material coloidal contribuiu para redução do entupimento interno das membranas de microfiltração. Nota-se que os gráficos de fluxo nesses ensaios não apresentaram comportamento usual de sistemas de microfiltração caracterizado por rápido decréscimo inicial de fluxo atribuído à obstrução interna de poros e início da formação da torta na superfície nos instantes iniciais de operação da unidade de microfiltração.

Portanto, foi evidente que o processo de coagulação antecedendo a microfiltração foi benéfico na obtenção de maiores taxas na referida unidade.

A Tabela 5.29 apresenta algumas características analisadas para o efluente do tanque de aeração da ETE “Jardim das Flores” e da amostra preparada a partir desse efluente para os ensaios na unidade piloto de microfiltração. As Tabelas 5.30 a 5.33 contemplam a qualidade das amostras coletadas de permeado na unidade de microfiltração nos diferentes ensaios desta etapa.

Tabela 5.29 - Resultados obtidos das análises físico-químicas de amostra do licor misto do tanque de aeração da ETE “Jardim das Flores” e da amostra preparada a partir desse efluente para os ensaios na unidade piloto de microfiltração.

Análises físico-químicas	Amostra coletada do licor misto do tanque de aeração da ETE “Jardim das Flores”	Amostra preparada de licor misto do tanque de aeração para ensaios de microfiltração
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	-	25
pH	-	7,1
Turbidez (uT)	-	13983
P- PO_4^{3-} bruto (mgP/L)	-	89,0
P- PO_4^{3-} filtrado (mgP/L)	-	17,6
DQO filtrada (mg/L)	-	68
SST (mg/L)	5584	14510
SSV (mg/L)	-	9577
SSF (mg/L)	-	4933

Tabela 5.30 – Resultados obtidos das análises físico-químicas das amostras de permeado coletadas durante a operação da unidade de microfiltração no ensaio **sem coagulação** da amostra afluyente a referida unidade.

Análises físico-químicas	Permeado 30 min	Permeado 60 min	Permeado 90 min	Permeado 120 min	Permeado 150 min	Permeado 180 min
Temperatura (°C)	26	26	27	26	27	28
pH	7,2	7,3	7,2	7,1	7,4	7,4
Turbidez (uT)	0,321	0,453	1,13	1,45	0,331	0,261
P-PO ₄ ³⁻ bruto (mgP/L)	16,1	14,3	15,5	15,4	12,3	11,2
DQO total (mg/L)	53	59	71	65	58	52

Tabela 5.31 - Resultados obtidos das análises físico-químicas das amostras de permeado coletadas durante a operação da unidade de microfiltração no ensaio em que a amostra afluyente a referida unidade foi coagulada com **20 mg/L de cloreto férrico**.

Análises físico-químicas	Permeado 30 min	Permeado 60 min	Permeado 90 min	Permeado 120 min	Permeado 150 min	Permeado 180 min
Temperatura (°C)	26	25	27	26	27	28
pH	5,3	5,1	5,3	4,9	4,9	4,8
Turbidez (uT)	0,115	0,121	0,123	0,211	0,114	0,111
P-PO ₄ ³⁻ bruto (mgP/L)	7,2	7,6	7,9	7,6	7,8	7,6
DQO total (mg/L)	48	47	52	62	46	46

Tabela 5.32 - Resultados obtidos das análises físico-químicas das amostras de permeado coletadas durante a operação da unidade de microfiltração no ensaio em que a amostra afluyente a referida unidade foi coagulada com **40 mg/L de cloreto férrico**.

Análises físico-químicas	Permeado 30 min	Permeado 60 min	Permeado 90 min	Permeado 120 min	Permeado 150 min	Permeado 180 min
Temperatura (°C)	26	27	27	26	27	27
pH	4,8	4,1	4,3	4,4	3,9	4,1
Turbidez (uT)	0,212	0,200	0,201	0,115	0,110	0,111
P-PO ₄ ³⁻ bruto (mgP/L)	1,2	1,4	0,9	0,6	0,5	0,9
DQO total (mg/L)	27	32	31	33	31	30

Tabela 5.33 - Resultados obtidos das análises físico-químicas das amostras de permeado coletadas durante a operação da unidade de microfiltração no ensaio em que a amostra afluyente a referida unidade foi coagulada com **60 mg/L de cloreto férrico**.

Análises físico-químicas	Permeado 30 min	Permeado 60 min	Permeado 90 min	Permeado 120 min	Permeado 150 min	Permeado 180 min
Temperatura (°C)	25	26	26	26	27	28
pH	4,3	4,2	4,5	4,3	4,4	4,3
Turbidez (uT)	0,302	0,414	0,201	0,155	0,216	0,100
P-PO ₄ ³⁻ bruto (mgP/L)	1,6	1,6	1,5	1,5	1,4	1,5
DQO total (mg/L)	53	59	71	65	58	52

Verifica-se de acordo com os dados apresentados nas Tabelas 5.29 a 5.33 que foram obtidos baixos valores de turbidez nos efluentes da unidade de microfiltração em todos ensaios realizados. Esses valores se apresentaram inferiores a 0,3 uT nos ensaios em que as amostras de licor misto do tanque de aeração foram previamente coaguladas. Nota-se que na ocasião em que o afluente não foi coagulado as membranas de microfiltração foram também eficientes na remoção de turbidez (valores inferiores a 1,45 uT) devido a excelente remoção de materiais em suspensão pela membrana de 0,2 μm , independentemente da implementação do processo de coagulação antecedendo a unidade de microfiltração.

Para adequada remoção de P-PO_4^{3-} de amostras brutas na unidade de microfiltração nota-se que foi evidente a necessidade de coagular o licor misto da unidade de microfiltração antes de ser submetido a unidade de microfiltração. Quando o afluente não foi coagulado os valores absolutos das concentrações de P-PO_4^{3-} bruto foram elevados (menor valor obtido de 11,2 mgP/L), apesar dos bons valores em termos de eficiência de remoção desse contaminante nesse experimento.

Na ocasião em que o licor misto do tanque de aeração foi coagulado os valores residuais de P-PO_4^{3-} bruto das amostras de permeado foram baixos (inferiores a 1,6 mgP/L) nos ensaios com dosagens de 40 e 60 mg/L de cloreto férrico. Para o experimento na menor dosagem de coagulante não foi obtida satisfatória redução da concentração de P-PO_4^{3-} bruto do licor misto do tanque de aeração.

Em termos de eficiência de remoção de P-PO_4^{3-} de amostras brutas na unidade de microfiltração constata-se na Figura 5.30 que essas foram em geral superiores a 80 % e se mantiveram constante ao longo de todo período de operação. As maiores eficiências foram para os ensaios com dosagens de 40 e 60 mg/L de cloreto férrico devido a conversão de parte do material dissolvido e coloidal do afluente em fração particulada a qual é eficientemente removida na membrana de microfiltração utilizada nesta pesquisa.

Figura 5.30 – Eficiência de remoção de $P-PO_4^{3-}$ bruto em função do período de operação da unidade de microfiltração quando submetida a amostra do licor misto do tanque de aeração sem adição de coagulante e quando a mesma foi coagulada em dosagens de 20, 40 e 60 mg/L de cloreto férrico.

Constata-se nas Tabelas 5.29 a 5.33 que no ensaio com dosagem de 40 mg/L de cloreto férrico os valores de DQO do permeado foram os menores obtidos, inferiores a 33 mg/L, conferindo, portanto, bons resultados. Para os demais ensaios os valores residuais de DQO foram moderados. É interessante observar que a coagulação foi mais benéfica na remoção de $P-PO_4^{3-}$ que para remoção de DQO.

Foi possível ainda constatar nestas tabelas que os valores de pH das amostras de permeado foram inferiores a 5 nos ensaios com as maiores dosagens de cloreto férrico. Tal fato é atribuído ao consumo de alcalinidade do esgoto pelo coagulante, o que reduz a capacidade tampão do meio. Dessa forma haverá necessidade futura de correção do pH dos efluentes da microfiltração.

Com os dados discutidos até então constata-se grande benefício da implementação do processo de coagulação antecedendo a unidade de microfiltração na obtenção de maiores taxas e melhores remoções de $P-PO_4^{3-}$ e DQO na unidade de microfiltração tangencial.

A dosagem de cloreto férrico considerada mais adequada foi a de 40 mg/L, pois, quando a mesma foi aplicada, possibilitou que a unidade de microfiltração alcança-se maior taxa média, bem como similares eficiências de remoção de turbidez, $P-PO_4^{3-}$ e

DQO quando comparada ao ensaio com 60 mg/L de cloreto férrico. Como nos experimentos com as maiores dosagens (40 e 60 mg/L de cloreto férrico) o desempenho da unidade de microfiltração foi semelhante, é interessante optar-se pela menor dosagem como a mais adequada (40 mg/L) com vistas a economia obtida no consumo de coagulante.

5.4 – Resultados e discussão – Etapa 4

Os valores de SST das amostras coletadas de efluente do licor misto do tanque de aeração da ETE “Jardim das Flores” e da amostra preparada, a partir desse efluente, em cada dia de operação, estão presentes na Tabela 5.34.

Tabela 5.34 – Resultados obtidos das amostras coletadas de licor misto do tanque de aeração da ETE “Jardim das Flores” e das amostras preparadas a partir desse efluente para os ensaios na unidade piloto de microfiltração na Etapa 4 desta pesquisa.

Dias de operação da unidade piloto de microfiltração tangencial	Concentração de SST (mg/L) da amostra de licor misto do tanque de aeração da ETE “Jardim das Flores”	Concentração de SST (mg/L) da amostra preparada de licor misto do tanque de aeração para ensaio na unidade de microfiltração
primeiro dia de operação	4130	14725
segundo dia de operação	3892	13890
terceiro dia de operação	4424	15230
quarto dia de operação	4380	15692
quinto dia de operação	4120	14126

A Figura 5.31 apresenta os valores de fluxo de permeado obtidos na unidade de microfiltração para o ensaio contemplado na Etapa 4 desta pesquisa

Figura 5.31 – Fluxo de permeado em função do período de operação da unidade de microfiltração quando submetida a amostras coaguladas (40 mg/L de cloreto férrico) de licor misto do tanque de aeração.

Verifica-se na Figura 5.31 (dados que geraram essa curva estão na Tabela 1 no anexo D) que mesmo quando a unidade de microfiltração foi submetida a maiores períodos de operação a mesma apresentou bons resultados de fluxo de permeado, alcançando durante esse período fluxo médio de 82,3 L/m².h e fluxo final de 50 L/m².h. Nota-se nesta figura que a queda de fluxo foi gradual devido a minimização do entupimento interno dos poros da membrana atribuída a coagulação inicial dos

afluentes. A redução de fluxo apresentada está associada principalmente ao acúmulo de partículas na superfície da membrana.

Constata-se na Figura 5.31 que após o final do primeiro dia de operação, sempre quando se iniciava novamente (no dia seguinte) a operação da unidade de microfiltração, houve queda dos valores de fluxo de permeado. Tal fato pode estar atribuído ao fato da membrana ficar com depósitos de partículas em sua superfície os quais podem ter ficado mais resistentes (“mais duros”) durante intervalo de período de interrupção do funcionamento da unidade de microfiltração de 22h as 9:00. Essa queda provavelmente seria menos acentuada se a unidade fosse operada continuamente durante a madrugada.

Após o período final de operação desse ensaio decidiu-se interromper o funcionamento da unidade de microfiltração e introduzir a limpeza química da membrana. Após período de limpeza de 30 minutos, verifica-se na Figura 5.31, que já foi suficiente para restituição do fluxo original para amostra de licor misto do tanque de aeração (a mesma amostra do quinto dia de operação) corroborando com a eficiência apresentada desse método verificada na Etapa 1 desta pesquisa.

6 CONCLUSÕES

Com base nos resultados obtidos nos experimentos realizados nas quatro etapas desta pesquisa, é possível concluir que:

- A limpeza física das membranas por retrolavagem com ar comprimido foi efetiva e se mostrou essencial para obtenção de maiores taxas na unidade de microfiltração. Para os três intervalos de retrolavagem estudados (4, 10 e 15 minutos) constatou-se que a maior taxa média obtida na unidade de microfiltração ocorreu quando a retrolavagem foi acionada em menor intervalo de tempo (4 minutos). Nessa condição, a taxa média obtida foi 23% superior as alcançadas nos ensaios com intervalos de retrolavagem de 10 e 15 min e 45% superior ao ensaio sem retrolavagem;
- A limpeza por solução básica foi mais eficiente quando comparada à limpeza ácida. Todavia, para os dois métodos empregados, foram obtidos bons resultados uma vez que as porcentagens médias de recuperação de fluxo das membranas para água potável a 25°C foram superiores a 85% em todos ensaios efetuados;
- Ao se comparar às taxas obtidas na unidade de microfiltração quando operada com membranas de diferentes tamanhos de poro (0,2 e 1,0 μm) e submetidas a amostras de efluentes de tanque de aeração em diferentes concentrações de SST, foi evidente o melhor desempenho da referida unidade com a membrana de 0,2 μm , a qual apresentou, em geral, melhores resultados para amostras afluentes menos concentradas (maior valor obtido de 109,2 L/h.m²). Nos ensaios com a membrana de 1,0 μm os valores de fluxo de permeado foram baixos (maior valor obtido de 13,6 L/h.m²), similares e independentes dos valores SST das amostras afluentes a unidade de microfiltração;

- Com relação ao desempenho da unidade de microfiltração na remoção de contaminantes dos efluentes do tanque de aeração concluiu-se que a referida unidade quando operada com a membrana de 0,2 μm produziu permeado de excelente qualidade microbiológica (densidade de *E.Coli* < 1 UFC/100 mL e densidade de Colifagos < 16 UFP/100 mL), bem como baixos valores turbidez (sempre inferior a 1,46 uT) e de SST (não mensuráveis para o método empregado). Com a membrana de 1,0 μm , a qualidade do permeado para esses contaminantes foi considerada satisfatória, todavia ocorreu a necessidade de desinfecção complementar desses efluentes para melhor remoção dos indicadores microbiológicos empregados;
- A membrana de menor tamanho de poro foi, em geral, também mais eficiente na remoção de P-PO_4^{3-} de amostras brutas e filtradas do licor misto do tanque de aeração, bem como na remoção de ST, SDT, DQOt e condutividade, quando comparada a membrana de maior tamanho de poro. Entretanto, vale ressaltar que foram obtidos bons valores de eficiências de remoção desses contaminantes com a membrana de 1,0 μm .
- Embora tenham sido obtidas altas eficiências de remoção de P-PO_4^{3-} (superiores a 70 %), de ST (superiores a 80 %) e DQOt das amostras afluentes (efluentes do tanque de aeração) a unidade de microfiltração (com as duas membranas), em termos de valores absolutos, as concentrações desses contaminantes no permeado foram elevadas nos ensaios com amostras afluentes mais concentradas;
- Foi evidente a melhor qualidade dos efluentes produzidos na unidade piloto de microfiltração em comparação ao efluente gerado no decantador secundário da ETE “Jardim das Flores”, sobretudo no que tange a remoção de SST, turbidez, P-PO_4^{3-} e dos indicadores microbiológicos utilizados. Na concepção em que se utilizou como unidade final de tratamento a microfiltração, as eficiências globais de remoção de

turbidez, SST, *E.coli* e Colifagos foram de praticamente 100 % quando a referida unidade foi operada com membrana de menor tamanho de poro;

- A maior colmatação da membrana de 1,0 μm (quando comparada à membrana de 0,2 μm) foi atribuída a expressiva obstrução interna de seus poros. Foi comprovada que a colmatação de membranas de microfiltração nem sempre está relacionada apenas a concentração de sólidos das amostras afluentes, mas também do tipo de mecanismo de colmatação associado a cada processo, a depender da natureza e granulometria do material em suspensão das amostras afluentes a unidade de microfiltração;
- A desinfecção complementar dos efluentes da unidade de microfiltração com radiação ultravioleta foi efetiva, gerando efluentes com densidades de *E. Coli* e Colifagos não mensuráveis para os métodos empregados. Desse modo foi possível constatar a eficiente desinfecção dos efluentes da unidade de microfiltração por radiação UV, o que ocorreu mesmo para menor dose média aplicada (7,65 mWs/cm²). Desse modo, os efluentes gerados no reator UV se mostraram mais adequados para objetivos de reúso, fato que estimula a desinfecção complementar de efluentes de unidades de microfiltração por radiação ultravioleta para estes propósitos;
- O processo de coagulação antecedendo a unidade de microfiltração foi essencial para obtenção de maiores taxas na referida unidade, bem como para obtenção de melhor de remoção de turbidez, P-P0₄³⁻ e DQOt. A dosagem de 40 mg/L foi considerada a mais adequada, produzindo neste ensaio permeado turbidez inferior a 0,3 uT, P-P0₄³⁻ inferior a 1,4 mgP/L e DQOt sempre menor que 33 mg/L.

- Na etapa final desta pesquisa, quando a unidade de microfiltração foi submetida a maiores períodos de operação (3510 min), a mesma apresentou bons resultados de fluxo de permeado, alcançando durante esse período fluxo médio de 82,3 L/m².h e fluxo final de 50 L/m².h.
- Conclui-se, portanto, que a microfiltração tangencial apresentou grande potencialidade para ser aplicada no tratamento avançado de efluente gerado em sistema de tratamento de esgoto sanitário constituído de reator UASB (Upllow Anerobic Sludge Blanket) seguido de tanque de aeração, obtendo-se efluente final de melhor qualidade quando comparado aquele obtido usualmente em decantadores secundários, sobretudo no que se refere à qualidade microbiológica desses efluentes. Todavia, vale ressaltar há necessidade de prévia coagulação dos efluentes do tanque de aeração antes de serem encaminhados às unidades de microfiltração tangencial, com intuito de se obter melhor remoção de fósforo e maiores taxas na referida unidade.

7 SUGESTÕES

- ✓ Sugere-se a construção de montagem piloto de unidade de microfiltração tangencial associada a um reator biológico (aeróbio ou anaeróbio) compatível, com intuito de se obter melhores esclarecimentos em relação à associação da microfiltração tangencial com reatores biológicos para o tratamento de esgoto sanitário;
- ✓ Estudar a colmatção de membranas de microfiltração por análises de microscopia ótica e eletrônica;
- ✓ Avaliar o uso de polímeros como coadjuvantes para otimizar o desempenho das membranas de microfiltração;
- ✓ Estudar sistemas de microfiltração em escala plena e em contínuo, para o tratamento avançado de esgoto sanitário.

8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALLEN, T (1997) Particle size measurement. 5.ed., London, Chapman & Hall (Powder sampling and particle size measurement, v.1).
- APTEL, P; BUCKLEY, C.A (1996). Categories of membrane operations. Water treatment membrane process. p 2.1-2.24.Mc Graw Hill, New york.
- BABEL, S. & TAKIZAWA, S. (2000). A study on membrane fouling due to algal deposition. Wat. Sci. Tech, v 41, n 10-11, p 327-335, IWA Publishing.
- BALMAT, J.L. (1957). Biochemical oxidation of various particulate fractions of sewage. Sew. Ind.Waste, v.29, n7, p 757-761,1957.
- BOUHABILA, E.H; AIM, R.B; BUISSON, H. (2001). Fouling characterisation in membrane bioreactors. Separation purification technology. v 22-23, p 123-132.
- BRADLEY, R (1993). Design considerations of reverse osmosis systems. Reverse osmosis: membrane technology, water chemistry and industrial applications. p 104-138. Van Nostrand Reinhold, New york.
- CETESB, 1990 (Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental). Determinação de colifagos em amostras de água. Método de ensaio L5/225. 24 p. são Paulo, 1990.
- CHERYAN (1998). Ultrafiltration and microfiltration handbook. Technomic publication company, Inc. Lancaster, pennsylvania, USA. 517p.
- CHURCHHOUSE, S & WILDGOOSE, D (1999). Membrane bioreactors progress from the laboratory to full scale use. Membrane Technology , n 111: p 4-8.

- CÔTÉ, P; BUISSON, H; PRADERIE, M (1998). Immersed membrane activated sludge process applied to the treatment of municipal wastewater. *Wat Sci and Tech*, n 38, p 437-442.
- CÔTÉ, P; & THOMPSON, D (2000). *Wat. Sci. Tech*, v 41, n 10-11, p 209-215, IWA Publishing.
- DANIEL, L.A. (1993). *Desinfecção de Esgotos com Radiação Ultravioleta: Fotorreativação e Obtenção de Parâmetros Cinéticos*. São Carlos. 169p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo.
- DESHMUKH, S & LESLIE, G.L (1999). Current issues in membrane applications and research. AWWA Membrane Technology Preconference Workshop, 70p.
- ELMALEH, S & ABDELMOUMNI, L (1998). Experimental test to evaluate performance of an anaerobic reactor provided with an external membrane unit. *Water Science and Technology*, v 38, n 8-9, p 385-392.
- ENGELHARDT, N; FIRK, W; WARNKEN, W (1998). Integration of membrane filtration into activated sludge process in municipal wastewater treatment *Water Science and Technology*, n 38: p 429-436.
- FANE, A. G. (1996). Membranes for water production and wastewater reuse. *Desalination*, n106, p. 1-9.
- FANE, A.G; BEATSON, P; LI, H. (2000). Membrane fouling and its control in environmental applications. *Wat. Sci. Tech*, v 41, n 10-11, p 303-308, IWA Publishing.
- FANE, A.G; CHANG, S (2002). Membrane bioreactors: desing and operational options. *Filtration and separation*, v 39, n 5. p26-29.

- HODGSON,P.H; LESLIE,G.L; SCHNEIDER, R. P; FANE, A.G; FELL,C.J.D; MARSHALL, K.C (1993). Cake resistance and solute rejection in bacterial microfiltration: the role of the extracellular matrix. *J. Membrane Sci*, 79: 35-53 (1993)
- JOHARI, M. M. N; JUSOH, A; GHAZALI, A. H; AHMADUM, F. R (1996). Microfiltration of oxidation pond effluent using single flexible tubular fabric membrane and polyelectrolyte dosage. *Water Science and Technology*, v 34, n 9, p 181-187.
- JUDD, S (2004). A review of fouling of membrane bioreactors in sewage treatment. *Wat. Sci. Tech*, v 49,nº 2, p 229-235, IWA Publishing.
- GRAFF.V.D, J. H. J. M.; KRAMER, J. F.; PLUIM, J.; KONING, J.; WEIJS, M. (1999). Experiments on membrane filtration of effluent at wastewater treatment plants in the Netherlands. *Water Science and Technology* v 39, n 5, p 129-136.
- GUNDER, B & KRAUT, K (1998). Replacement of secondary clarification by membrane separation- results with plate and hollow fiber modules. *Water Science and Technology* n 38, p 383-393.
- HARADA, H; MONONOI, K; YAMAZAKI, S; TAKIZAWA, S (1994). Application of anaerobic-UF membrane reactor for treatment of a wastewater containing high strength particulate organics. *Water Science and Technology*, n 30, p 307-319.
- KENNEDY,M;KIM,S-M;MUTENYO,I.;BROENS,L.;SCHIPPERS,J (1999). Intermitent crossflushing of hollow fiber ultrafiltration systems. *Water Supply* 17:235-247 (1999).

- 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.
- LEVINE, A.D; TCHOBANOGLOUS, G; ASANO, T (1985) Characterization of the size distribution of contaminants in wastewater: treatment and reuse implications. J Wat.Pollut. Control Fed, v57, n07,p 805-816,1985.
- LEVINE,A.D; TCHOBANOGLOUS, G; ASANO, T (1991). Size distribution of particulate contaminants in wastewater and their impact on treatability. Wat. Res., v 25, n08, p 911- 922.
- LIM, A.L & BAI, R. (2003). Membrane fouling and cleaning in microfiltration of activated sludge wastewater. J. Membrane Science, v 216; p 279-290.
- LIU,C; CAOTHIE,N,S;HAYES,J;CAOTHUY,T;OTOYO,T;OGAWA,T(2001). Membrane chemical cleaning: from art to science. In: Proc.AWWA Membrane Technol.Conf. Sant Antonio, 25 p
- MALACK, M. H.; ANDERSON, G. K. (1996). Coagulation-crossflow microfiltration of domestic wastewater. Journal of Membrane Science. n. 121, p. 59 - 70.
- METCALF & EDDY (1991). Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse. 3.ed., McGraw-Hill.1334p.
- METCALF & EDDY (2003). Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse. 4.ed., McGraw-Hill, 1819 p.
- MORETTI, R.C (2005). Emprego da flotação lamelar de alta taxa e convencional como pós-tratamento do efluente de sistema constituído de reator anaeróbio seguido de reator aeróbio tratando esgoto sanitário. São Carlos, 2005, 305p,Tese (Doutorado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

- MOURATO, D; BEHMANN, H; MCGIM, G (1996) The zenogem process for municipal sewage treatment plant upgrades. *Proc Environment Fed. Tech. Progr*; 10p.
- MS (Ministério da saúde), 2000. Portaria nº 1469, de 29 de dezembro de 2000. *Diário Oficial [da] República Federativa de Brasil*, Brasília, 22 fev. Seção 1.
- NOVACHIS, L. (1998). Design and operation of membrane bioreactor technology for industrial and municipal wastewater treatment. WEFTEC pre-conference workshop;
- PILLAY, V.L; TOWNSEND, B; BUCKLEY, C.A (1994). Improving the performance of anaerobic digesters of wastewater treatment works: the coupled cross-flow microfiltration/ digester process. *Water Science and Technology*, n 30, p 329-337.
- POUET, M. F.; GRASMICK, A. (1993). Electrocoagulation and flotation: Application in crossflow microfiltration. Conferência em Karlsruhe, Alemanha.
- RAWLE, A. Basic principles of particle size analysis. [http://www.malvern.co.uk/malvern/kbase.nsf/0/5E3F5A148D336B0480256BF2006E2195/\\$file/Basic_principles_of_particle_size_analysis_MRK034-low_res.pdf](http://www.malvern.co.uk/malvern/kbase.nsf/0/5E3F5A148D336B0480256BF2006E2195/$file/Basic_principles_of_particle_size_analysis_MRK034-low_res.pdf). (sem data). (Acesso: 5 Jan. 2004).
- SANTOS, H.S; PRADO, G.S; VIDAL, C.M.S; MOURUZZI, R.B; CAMPOS, J.R (2004). Aplicabilidade das técnicas de determinação de tamanho de partículas em sistemas de tratamento de água e esgoto sanitário. *Eng.Sanitária e Ambiental*, v 9, n 4 – out/dez p 291-300.
- SCHNEIDER, R. P.; TSUTTIYA, M. T. (2001). Membranas filtrantes para o tratamento de água, esgoto e água de reúso. 1ed, São Paulo: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental. 234p.

- SCOTT, K. (1993) Handbook of industrial membranes. Ed Elsevier Advanced Technology. 875p.
- SHIN, H & KANG, S (2002). Performance and membrane fouling in a pilot scale SBR process coupled with membrane. Wat. Sci. Tech, v 47, n 1, p 139-144, IWA Publishing.
- SONDHI,R.& BHAVE, R (2001). Role of backpulsing in fouling minimization in crossflow filtration with ceramic membranes. Journal of Membrane Science. n 186, p 41-52.
- SOUZA, J. B. (2000). Desinfecção de Águas com Cor e Turbidez Elevadas: Comparação Técnica de Processos Alternativos ao Cloro Empregando Radiação Ultravioleta e Ácido Peracético. São Carlos. 148 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER (1998). 19th Ed American Public Health Association/ American Water Works Association/ Water Environment federation, Washington DC, USA.
- STEPHENSON, T; JUDD, S; JEFFERSON, B; BRINDLE, K (2000). Membrane bioreactors for wastewater treatment. IWA Publishing, London.
- TAKIZAWA,S;BABEL,S.;PRADHAN,N.;PRATHOMRUNGSIYUNKUL,T.;YAMAZAKI, S.(2000). Cross-flow ultrafiltration for surface water treatment in North Thailand. Wat. Sci. Tech, v 41, n 10-11, p 69-76, IWA Publishing.
- THOMAS, H.; JUDD, S.; MURRER, J (2000). Fouling characteristics of membrane filtration in membrane bioreactors. Membrane Technology, v 122, p10-13.
- VERA, L.; LÓPEZ, V.; DELGADO, S.; ELMALEH, S (1997). Cross-flow microfiltration of biologically treated wastewater. Desalination, n 114, p 65-75.

- VIDAL, C.M.S (2001). Microfiltração tangencial como alternativa de pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio de leito expandido alimentado com esgoto sanitário. São Carlos, 151 p. Dissertação (mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos.
- WISNIEWSKI, C; GRASMICK, A (1996). Floc size distribution in a membrane bioreactor and consequences for membrane fouling. *Colloids and Surfaces* n 138 – 403-411.
- XING, C.H; WEN, X.H; QIAN, Y; SUN,D; KLOSE,P.S; ZHANG,X.Q (2002). *Wat. Sci. Tech*, v 47,nº 1, p 263-270, IWA Publishing.
- YANG, W; CICEK, N; ILG.J (2005). State-of-the art of membrane bioreactors: Worlwide research and comercial applications in North America. *J. Membrane Science*.

ANEXO A

Tabela 1 - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio **sem retrolavagem**, para amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto.

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)
0	-	-	-	-	25
30	900	0,90	1,8	50,0	29
60	440	0,44	0,9	24,4	28
90	320	0,32	0,6	17,8	27
120	300	0,30	0,6	16,7	29
150	270	0,27	0,5	15,0	29
180	230	0,23	0,5	12,8	29
	Total: 2460	Total: 2,460	Média: 0,8	Média: 22,8	

Tabela 2 - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio **sem retrolavagem**, para amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto.

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)
0					25
30	930	0,93	1,9	51,7	29
60	450	0,45	0,9	25,0	28
90	320	0,32	0,6	17,8	27
120	290	0,29	0,6	16,1	29
150	280	0,28	0,6	15,6	29
180	250	0,25	0,5	13,9	29
	Total: 2520	Total: 2,52	Média: 0,8	Média: 23,3	

Tabela 3 - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com **intervalo de retrolavagem de quatro minutos**, para amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto.

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)
0					25
30	1390	1,39	2,8	77,2	29
60	750	0,75	1,5	41,7	28
90	600	0,60	1,2	33,3	27
120	620	0,62	1,2	34,4	29
150	600	0,60	1,2	33,3	29
180	530	0,53	1,1	29,4	29
	Total: 4490	Total: 4,49	Média: 1,5	Média: 41,6	

Tabela 4 - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com **intervalo de retrolavagem de quatro minutos**, para amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto.

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)
0					25
30	1340	1,34	2,7	74,4	29
60	780	0,78	1,6	43,3	28
90	610	0,61	1,2	33,9	27
120	630	0,63	1,3	35,0	29
150	630	0,63	1,3	35,0	29
180	560	0,56	1,1	31,1	29
	Total: 4550	Total: 4,55	Média: 1,5	Média: 42,1	

Tabela 5. - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio **com intervalo de retrolavagem de dez minutos**, para amostra efluente do tanque de aeração da preparada na concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto.

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)
0					25
30	980	0,98	2,0	54,4	29
60	650	0,65	1,3	36,1	28
90	520	0,52	1,0	28,9	27
120	520	0,52	1,0	28,9	29
150	460	0,46	0,9	25,6	29
180	430	0,43	0,9	23,9	29
	Total: 3560	Total: 3,56	Média: 1,2	Média: 33,0	

Tabela 6 - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com **intervalo de retrolavagem de dez minutos**, para amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto.

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)
0					25
30	930	0,93	1,9	51,7	29
60	650	0,65	1,3	36,1	28
90	500	0,5	1,0	27,8	27
120	420	0,42	0,8	23,3	29
150	430	0,43	0,9	23,9	29
180	440	0,44	0,9	24,4	29
	Total: 3370	Total: 3,37	Média: 1,1	Média: 31,2	

Tabela 7 - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com **intervalo de retrolavagem de quinze minutos**, para amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15,25 g/L de SST no licor misto.

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)
0					25
30	960	0,96	1,9	53,3	29
60	640	0,64	1,3	35,6	28
90	520	0,52	1,0	28,9	27
120	510	0,51	1,0	28,3	29
150	460	0,46	0,9	25,6	29
180	430	0,43	0,9	23,9	29
	Total: 3520	Total: 3,52	Média: 1,2	Média: 32,6	

Tabela 8 - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com **intervalo de retrolavagem de quinze minutos**, para amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto.

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)
0					25
30	940	0,94	1,9	52,2	29
60	650	0,65	1,3	36,1	28
90	520	0,52	1,0	28,9	27
120	430	0,43	0,9	23,9	29
150	440	0,44	0,9	24,4	29
180	430	0,43	0,9	23,9	29
	Total: 3410	Total: 3,41	Média: 1,1	Média: 31,6	

Tabela 9 - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração em ensaio com **água potável à 25°C** com a membrana de **0,2 µm**.

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)
0					25
30	20100	20,1	40,2	1116,7	27
60	20100	20,1	40,2	1116,7	27
90	18400	18,4	36,8	1022,2	27
120	19300	19,3	38,6	1072,2	28
150	19600	19,6	39,2	1088,9	28
180	19100	19,1	38,2	1061,1	28
	Total: 116600	Total: 116,6	Média: 38,9	Média: 1079,6	

Tabela 10- Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com **água potável à 25°C** após **limpeza ácida** da membrana proveniente do ensaio de microfiltração (com amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto) **sem retrolavagem**.

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)
0					25
30	15000	15	30	833,3	25
60	16700	16,7	33,4	927,8	25
90	17500	17,5	35	972,2	26
120	18000	18	36	1000,0	26
	Total: 67200	Total: 67,2	Média: 33,6	Média: 933,3	

Tabela 11- Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com **água potável à 25°C** após **limpeza básica** da membrana proveniente do ensaio de microfiltração (com amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto) **sem retrolavagem**

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)
0					25
30	18000	18	36	1000,0	25
60	18500	18,5	37	1027,8	25
90	19200	19,2	38,4	1066,7	26
120	19900	19,9	39,8	1105,6	26
	Total: 75600	Total: 75,6	Média: 37,8	Média: 1050,0	

Tabela 12- Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com **água potável à 25°C** após **limpeza ácida** da membrana proveniente do ensaio de microfiltração (com amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto) **em intervalo de retrolavagem de quatro minutos**.

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)
0					25
30	18500	18,5	37	1027,8	25
60	18550	18,55	37,1	1030,6	26
90	16500	16,5	33	916,7	26
120	16550	16,55	33,1	919,4	27
	Total: 70100	Total: 70,1	Média: 35,1	Média: 973,6	

Tabela 13- Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com **água potável à 25°C** após **limpeza básica** da membrana proveniente do ensaio de microfiltração (com amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto) **em intervalo de retrolavagem de quatro minutos.**

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)
0					25
30	20100	20,1	40,2	1116,7	25
60	20000	20	40	1111,1	25
90	18100	18,1	36,2	1005,6	26
120	19200	19,2	38,4	1066,7	26
	Total: 77400	Total: 77,4	Média: 38,7	Média: 1075,0	

Tabela 14- Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com **água potável à 25°C** após **limpeza ácida** da membrana proveniente do ensaio de microfiltração (com amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto) **em intervalo de retrolavagem de dez minutos.**

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)
0					25
30	18000	18	36	1000,0	25
60	18100	18,1	36,2	1005,6	26
90	16400	16,4	32,8	911,1	25
120	16300	16,3	32,6	905,6	26
	Total: 68800	Total: 68,8	Média: 34,4	Média: 955,6	

Tabela 15- Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com **água potável à 25°C** após **limpeza básica** da membrana proveniente do ensaio de microfiltração (com amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto) **em intervalo de retrolavagem de dez minutos.**

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)
0					25
30	19300	19,3	38,6	1072,2	25
60	19200	19,2	38,4	1066,7	26
90	17500	17,5	35	972,2	26
120	17800	17,8	35,6	988,9	27
	Total: 73800	Total: 73,8	Média: 36,9	Média: 1025,0	

Tabela 16- Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com **água potável à 25°C** após **limpeza ácida** da membrana proveniente do ensaio de microfiltração (com amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto) **em intervalo de retrolavagem de quinze minutos.**

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)
0					25
30	18000	18	36	1000,0	25
60	18000	18	36	1000,0	26
90	16500	16,5	33	916,7	26
120	16300	16,3	32,6	905,6	27
	Total: 68800	Total: 68,8	Média: 34,4	Média: 955,6	

Tabela 17- Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com **água potável à 25°C** após **limpeza básica** da membrana proveniente do ensaio de microfiltração (com amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto) **em intervalo de retrolavagem de quinze minutos.**

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)
0					25
30	19200	19,2	38,4	1066,7	25
60	19200	19,2	38,4	1066,7	25
90	17600	17,6	35,2	977,8	26
120	17800	17,8	35,6	988,9	26
	Total: 73800	Total: 73,8	Média: 36,9	Média: 1025,0	

Tabela 18 - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração em ensaio com **água potável à 25°C** com a membrana de **1,0 µm.**

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)
0					25
30	25740	25,74	51,5	1430,0	27
60	26820	26,82	53,6	1490,0	26
90	27180	27,18	54,4	1510,0	27
120	25020	25,02	50,0	1390,0	28
150	26100	26,10	52,2	1450,0	28
180	25560	25,56	51,1	1420,0	28
	Total: 156420	Total: 156,42	Média: 52,1	Média: 1448,3	

Tabela 19 - Resultados obtidos de volume, vazão, fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração, em ensaio com **água potável à 25°C** após **limpeza básica** da membrana de **1,0 μm** proveniente do ensaio de microfiltração (com amostra efluente do tanque de aeração preparada na concentração de 15, 25 g/L de SST no licor misto) **em intervalo de retrolavagem de quatro minutos.**

Tempo (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)
0					25
30	25560	25,56	51,1	1420,0	25
60	27720	27,72	55,4	1540,0	25
90	24840	24,84	49,7	1380,0	26
120	26100	26,10	52,2	1450,0	26
	Total: 25560	Total: 25,56	51,1	1420,0	

ANEXO B

Tabela 1a – Granulometria da amostra de licor misto do tanque de aeração (afluente da unidade de microfiltração) em concentração de SST de **1100 mg/L**.

Diâmetro inferior (µm)	% em volume no intervalo	Diâmetro superior (µm)	Média entre diâmetro inferior e superior (µm)	% em volume para o diâmetro médio
0,05	0,00	0,06	0,06	0,00
0,06	0,00	0,07	0,07	0,00
0,07	0,00	0,08	0,08	0,00
0,08	0,00	0,09	0,09	0,00
0,09	0,00	0,11	0,10	0,00
0,11	0,00	0,13	0,12	0,00
0,13	0,00	0,15	0,14	0,00
0,15	0,00	0,17	0,16	0,00
0,17	0,00	0,2	0,19	0,00
0,20	0,00	0,23	0,22	0,00
0,23	0,00	0,27	0,25	0,00
0,27	0,00	0,31	0,29	0,00
0,31	0,01	0,36	0,34	0,01
0,36	0,01	0,42	0,39	0,01
0,42	0,02	0,49	0,46	0,02
0,49	0,08	0,58	0,54	0,08
0,58	0,12	0,67	0,63	0,12
0,67	0,14	0,78	0,73	0,14
0,78	0,19	0,91	0,85	0,19
0,91	0,25	1,06	0,99	0,25
1,06	0,29	1,24	1,15	0,29
1,24	0,33	1,44	1,34	0,33
1,44	0,38	1,68	1,56	0,38
1,68	0,42	1,95	1,82	0,42
1,95	0,47	2,28	2,12	0,47
2,28	0,52	2,65	2,47	0,52
2,65	0,55	3,09	2,87	0,55
3,09	0,61	3,6	3,35	0,61
3,60	0,65	4,19	3,90	0,65
4,19	0,95	4,88	4,54	0,95
4,88	1,23	5,69	5,29	1,23
5,69	1,28	6,63	6,16	1,28
6,63	1,32	7,72	7,18	1,32

Continuação da Tabela 1a

Diâmetro inferior (µm)	% em volume no intervalo	Diâmetro superior (µm)	Média entre diâmetro inferior e superior (µm)	% em volume para o diâmetro médio
7,72	1,45	9	8,36	1,45
9,00	1,47	10,48	9,74	1,47
10,48	1,49	12,21	11,35	1,49
12,21	1,53	14,22	13,22	1,53
14,22	1,58	16,57	15,40	1,58
16,57	1,62	19,31	17,94	1,62
19,31	1,65	22,49	20,90	1,65
22,49	1,68	26,2	24,35	1,68
26,20	1,41	30,53	28,37	1,41
30,53	1,65	35,56	33,05	1,65
35,56	1,73	41,43	38,50	1,73
41,43	1,75	48,27	44,85	1,75
48,27	2,24	56,23	52,25	2,24
56,23	3,20	65,51	60,87	3,20
65,51	4,20	76,32	70,92	4,20
76,32	5,14	88,91	82,62	5,14
88,91	6,79	103,58	96,25	6,79
103,58	6,83	120,67	112,13	6,83
120,67	7,98	140,58	130,63	7,98
140,58	7,52	163,77	152,18	7,52
163,77	7,12	190,8	177,29	7,12
190,80	6,01	222,28	206,54	6,01
222,80	4,48	258,95	240,88	4,48
258,95	3,59	301,68	280,32	3,59
301,68	3,23	351,46	326,57	3,23
351,46	1,31	409,45	380,46	1,31
409,45	0,56	477,01	443,23	0,56
477,01	0,48	555,71	516,36	0,48
555,71	0,32	647,41	601,56	0,32
647,41	0,17	754,23	700,82	0,17
754,23	0,00	878,67	816,45	0,00

Tabela 1b – Granulometria da amostra de licor misto do tanque de aeração (afluente da unidade de microfiltração) em concentração de **SST de 1100 mg/L** no final da operação da unidade de microfiltração.

Diâmetro inferior (µm)	% em volume no intervalo	Diâmetro superior (µm)	Média entre diâmetro inferior e superior (µm)	% em volume para o diâmetro médio
0,05	0,00	0,06	0,06	0,00
0,06	0,00	0,07	0,07	0,00
0,07	0,00	0,08	0,08	0,00
0,08	0,00	0,09	0,09	0,00
0,09	0,00	0,11	0,10	0,00
0,11	0,00	0,13	0,12	0,00
0,13	0,00	0,15	0,14	0,00
0,15	0,00	0,17	0,16	0,00
0,17	0,00	0,2	0,19	0,00
0,20	0,00	0,23	0,22	0,00
0,23	0,00	0,27	0,25	0,00
0,27	0,00	0,31	0,29	0,00
0,31	0,00	0,36	0,34	0,00
0,36	0,01	0,42	0,39	0,01
0,42	0,01	0,49	0,46	0,01
0,49	0,01	0,58	0,54	0,01
0,58	0,02	0,67	0,63	0,02
0,67	0,03	0,78	0,73	0,03
0,78	0,04	0,91	0,85	0,04
0,91	0,05	1,06	0,99	0,05
1,06	0,06	1,24	1,15	0,06
1,24	0,09	1,44	1,34	0,09
1,44	0,10	1,68	1,56	0,10
1,68	0,14	1,95	1,82	0,14
1,95	0,17	2,28	2,12	0,17
2,28	0,22	2,65	2,47	0,22
2,65	0,29	3,09	2,87	0,29
3,09	0,39	3,6	3,35	0,39
3,60	0,53	4,19	3,90	0,53
4,19	0,74	4,88	4,54	0,74
4,88	1,04	5,69	5,29	1,04
5,69	1,46	6,63	6,16	1,46
6,63	2,02	7,72	7,18	2,02

Continuação da Tabela 1b

Diâmetro inferior (µm)	% em volume no intervalo	Diâmetro superior (µm)	Média entre diâmetro inferior e superior (µm)	% em volume para o diâmetro médio
7,72	2,74	9	8,36	2,74
9,00	3,63	10,48	9,74	3,63
10,48	4,69	12,21	11,35	4,69
12,21	5,84	14,22	13,22	5,84
14,22	7,00	16,57	15,40	7,00
16,57	8,05	19,31	17,94	8,05
19,31	8,85	22,49	20,90	8,85
22,49	9,37	26,2	24,35	9,37
26,20	9,67	30,53	28,37	9,67
30,53	8,85	35,56	33,05	8,85
35,56	7,56	41,43	38,50	7,56
41,43	5,98	48,27	44,85	5,98
48,27	4,37	56,23	52,25	4,37
56,23	2,89	65,51	60,87	2,89
65,51	1,70	76,32	70,92	1,70
76,32	0,86	88,91	82,62	0,86
88,91	0,36	103,58	96,25	0,36
103,58	0,15	120,67	112,13	0,15
120,67	0,00	140,58	130,63	0,00
140,58	0,00	163,77	152,18	0,00
163,77	0,00	190,8	177,29	0,00
190,80	0,00	222,28	206,54	0,00
222,80	0,00	258,95	240,88	0,00
258,95	0,00	301,68	280,32	0,00
301,68	0,00	351,46	326,57	0,00
351,46	0,00	409,45	380,46	0,00
409,45	0,00	477,01	443,23	0,00
477,01	0,00	555,71	516,36	0,00
555,71	0,00	647,41	601,56	0,00
647,41	0,00	754,23	700,82	0,00
754,23	0,00	878,67	816,45	0,00

Tabela 2.a - Granulometria da amostra de licor misto do tanque de aeração (afluente da unidade de microfiltração) em concentração de **SST de 8006 mg/L**.

Diâmetro inferior (µm)	% em volume no intervalo	Diâmetro superior (µm)	Média entre diâmetro inferior e superior (µm)	% em volume para o diâmetro médio
0,05	0,00	0,06	0,06	0,00
0,06	0,00	0,07	0,07	0,00
0,07	0,00	0,08	0,08	0,00
0,08	0,00	0,09	0,09	0,00
0,09	0,00	0,11	0,10	0,00
0,11	0,00	0,13	0,12	0,00
0,13	0,00	0,15	0,14	0,00
0,15	0,00	0,17	0,16	0,00
0,17	0,00	0,2	0,19	0,00
0,20	0,00	0,23	0,22	0,00
0,23	0,00	0,27	0,25	0,00
0,27	0,00	0,31	0,29	0,00
0,31	0,00	0,36	0,34	0,00
0,36	0,00	0,42	0,39	0,00
0,42	0,00	0,49	0,46	0,00
0,49	0,05	0,58	0,54	0,05
0,58	0,09	0,67	0,63	0,09
0,67	0,14	0,78	0,73	0,14
0,78	0,25	0,91	0,85	0,25
0,91	0,29	1,06	0,99	0,29
1,06	0,38	1,24	1,15	0,38
1,24	0,42	1,44	1,34	0,42
1,44	0,45	1,68	1,56	0,45
1,68	0,49	1,95	1,82	0,49
1,95	0,50	2,28	2,12	0,50
2,28	0,52	2,65	2,47	0,52
2,65	0,55	3,09	2,87	0,55
3,09	0,61	3,6	3,35	0,61
3,60	0,64	4,19	3,90	0,64
4,19	0,94	4,88	4,54	0,94
4,88	1,12	5,69	5,29	1,12
5,69	1,25	6,63	6,16	1,25
6,63	1,32	7,72	7,18	1,32

Continuação da Tabela 2a

Diâmetro inferior (μm)	% em volume no intervalo	Diâmetro superior (μm)	Média entre diâmetro inferior e superior (μm)	% em volume para o diâmetro médio
7,72	1,45	9	8,36	1,45
9,00	1,48	10,48	9,74	1,48
10,48	1,53	12,21	11,35	1,53
12,21	1,55	14,22	13,22	1,55
14,22	1,54	16,57	15,40	1,54
16,57	1,58	19,31	17,94	1,58
19,31	1,61	22,49	20,90	1,61
22,49	1,63	26,2	24,35	1,63
26,20	1,67	30,53	28,37	1,67
30,53	1,71	35,56	33,05	1,71
35,56	1,73	41,43	38,50	1,73
41,43	1,76	48,27	44,85	1,76
48,27	1,81	56,23	52,25	1,81
56,23	1,85	65,51	60,87	1,85
65,51	2,79	76,32	70,92	2,79
76,32	3,74	88,91	82,62	3,74
88,91	4,45	103,58	96,25	4,45
103,58	6,83	120,67	112,13	6,83
120,67	7,98	140,58	130,63	7,98
140,58	8,41	163,77	152,18	8,41
163,77	8,52	190,8	177,29	8,52
190,80	8,58	222,28	206,54	8,58
222,80	6,81	258,95	240,88	6,81
258,95	3,42	301,68	280,32	3,42
301,68	2,91	351,46	326,57	2,91
351,46	1,12	409,45	380,46	1,12
409,45	0,56	477,01	443,23	0,56
477,01	0,48	555,71	516,36	0,48
555,71	0,32	647,41	601,56	0,32
647,41	0,17	754,23	700,82	0,17
754,23	0,00	878,67	816,45	0,00

Tabela 2b - Granulometria da amostra de licor misto do tanque de aeração (afluente da unidade de microfiltração) em concentração de **SST de 8006 mg/L** no final da operação da unidade de microfiltração.

Diâmetro inferior (µm)	% em volume no intervalo	Diâmetro superior (µm)	Média entre diâmetro inferior e superior (µm)	% em volume para o diâmetro médio
0,05	0,00	0,06	0,06	0,00
0,06	0,00	0,07	0,07	0,00
0,07	0,00	0,08	0,08	0,00
0,08	0,00	0,09	0,09	0,00
0,09	0,00	0,11	0,10	0,00
0,11	0,00	0,13	0,12	0,00
0,13	0,00	0,15	0,14	0,00
0,15	0,00	0,17	0,16	0,00
0,17	0,00	0,2	0,19	0,00
0,20	0,00	0,23	0,22	0,00
0,23	0,00	0,27	0,25	0,00
0,27	0,00	0,31	0,29	0,00
0,31	0,00	0,36	0,34	0,00
0,36	0,01	0,42	0,39	0,01
0,42	0,01	0,49	0,46	0,01
0,49	0,02	0,58	0,54	0,02
0,58	0,03	0,67	0,63	0,03
0,67	0,06	0,78	0,73	0,06
0,78	0,08	0,91	0,85	0,08
0,91	0,10	1,06	0,99	0,10
1,06	0,13	1,24	1,15	0,13
1,24	0,16	1,44	1,34	0,16
1,44	0,19	1,68	1,56	0,19
1,68	0,23	1,95	1,82	0,23
1,95	0,28	2,28	2,12	0,28
2,28	0,34	2,65	2,47	0,34
2,65	0,44	3,09	2,87	0,44
3,09	0,58	3,6	3,35	0,58
3,60	0,79	4,19	3,90	0,79
4,19	1,09	4,88	4,54	1,09
4,88	1,54	5,69	5,29	1,54
5,69	2,13	6,63	6,16	2,13
6,63	2,91	7,72	7,18	2,91

Continuação da Tabela 2b

Diâmetro inferior (µm)	% em volume no intervalo	Diâmetro superior (µm)	Média entre diâmetro inferior e superior (µm)	% em volume para o diâmetro médio
7,72	3,87	9	8,36	3,87
9,00	5,00	10,48	9,74	5,00
10,48	6,22	12,21	11,35	6,22
12,21	7,41	14,22	13,22	7,41
14,22	8,44	16,57	15,40	8,44
16,57	9,17	19,31	17,94	9,17
19,31	9,58	22,49	20,90	9,58
22,49	9,73	26,2	24,35	9,73
26,20	8,71	30,53	28,37	8,71
30,53	7,24	35,56	33,05	7,24
35,56	5,55	41,43	38,50	5,55
41,43	3,86	48,27	44,85	3,86
48,27	2,39	56,23	52,25	2,39
56,23	1,25	65,51	60,87	1,25
65,51	0,48	76,32	70,92	0,48
76,32	0,00	88,91	82,62	0,00
88,91	0,00	103,58	96,25	0,00
103,58	0,00	120,67	112,13	0,00
120,67	0,00	140,58	130,63	0,00
140,58	0,00	163,77	152,18	0,00
163,77	0,00	190,8	177,29	0,00
190,80	0,00	222,28	206,54	0,00
222,80	0,00	258,95	240,88	0,00
258,95	0,00	301,68	280,32	0,00
301,68	0,00	351,46	326,57	0,00
351,46	0,00	409,45	380,46	0,00
409,45	0,00	477,01	443,23	0,00
477,01	0,00	555,71	516,36	0,00
555,71	0,00	647,41	601,56	0,00
647,41	0,00	754,23	700,82	0,00
754,23	0,00	878,67	816,45	0,00

Tabela 3a - Granulometria da amostra de licor misto do tanque de aeração (afluente da unidade de microfiltração) em concentração de SST de **11890 mg/L**.

Diâmetro inferior (µm)	% em volume no intervalo	Diâmetro superior (µm)	Média entre diâmetro inferior e superior (µm)	% em volume para o diâmetro médio
0,05	0,00	0,06	0,06	0,00
0,06	0,00	0,07	0,07	0,00
0,07	0,00	0,08	0,08	0,00
0,08	0,00	0,09	0,09	0,00
0,09	0,00	0,11	0,10	0,00
0,11	0,00	0,13	0,12	0,00
0,13	0,00	0,15	0,14	0,00
0,15	0,00	0,17	0,16	0,00
0,17	0,01	0,2	0,19	0,01
0,20	0,05	0,23	0,22	0,05
0,23	0,09	0,27	0,25	0,09
0,27	0,14	0,31	0,29	0,14
0,31	0,17	0,36	0,34	0,17
0,36	0,21	0,42	0,39	0,21
0,42	0,23	0,49	0,46	0,23
0,49	0,26	0,58	0,54	0,26
0,58	0,28	0,67	0,63	0,28
0,67	0,30	0,78	0,73	0,30
0,78	0,32	0,91	0,85	0,32
0,91	0,34	1,06	0,99	0,34
1,06	0,38	1,24	1,15	0,38
1,24	0,41	1,44	1,34	0,41
1,44	0,44	1,68	1,56	0,44
1,68	0,49	1,95	1,82	0,49
1,95	0,52	2,28	2,12	0,52
2,28	0,54	2,65	2,47	0,54
2,65	0,57	3,09	2,87	0,57
3,09	0,61	3,6	3,35	0,61
3,60	0,64	4,19	3,90	0,64
4,19	0,91	4,88	4,54	0,91
4,88	1,11	5,69	5,29	1,11
5,69	1,24	6,63	6,16	1,24
6,63	1,32	7,72	7,18	1,32

Continuação da Tabela 3a

Diâmetro inferior (μm)	% em volume no intervalo	Diâmetro superior (μm)	Média entre diâmetro inferior e superior (μm)	% em volume para o diâmetro médio
7,72	1,45	9	8,36	1,45
9,00	1,48	10,48	9,74	1,48
10,48	1,50	12,21	11,35	1,50
12,21	1,55	14,22	13,22	1,55
14,22	1,54	16,57	15,40	1,54
16,57	1,58	19,31	17,94	1,58
19,31	1,61	22,49	20,90	1,61
22,49	1,64	26,2	24,35	1,64
26,20	1,68	30,53	28,37	1,68
30,53	1,71	35,56	33,05	1,71
35,56	1,73	41,43	38,50	1,73
41,43	1,76	48,27	44,85	1,76
48,27	1,83	56,23	52,25	1,83
56,23	1,85	65,51	60,87	1,85
65,51	2,79	76,32	70,92	2,79
76,32	3,74	88,91	82,62	3,74
88,91	4,45	103,58	96,25	4,45
103,58	6,83	120,67	112,13	6,83
120,67	8,01	140,58	130,63	8,01
140,58	8,32	163,77	152,18	8,32
163,77	8,52	190,8	177,29	8,52
190,80	8,59	222,28	206,54	8,59
222,80	6,92	258,95	240,88	6,92
258,95	3,89	301,68	280,32	3,89
301,68	1,10	351,46	326,57	1,10
351,46	0,92	409,45	380,46	0,92
409,45	0,45	477,01	443,23	0,45
477,01	0,48	555,71	516,36	0,48
555,71	0,32	647,41	601,56	0,32
647,41	0,17	754,23	700,82	0,17
754,23	0,00	878,67	816,45	0,00

Tabela 3b - Granulometria da amostra de licor misto do tanque de aeração (afluente da unidade de microfiltração) em concentração de SST de **11890 mg/L** no final da operação da unidade de microfiltração.

Diâmetro inferior (µm)	% em volume no intervalo	Diâmetro superior (µm)	Média entre diâmetro inferior e superior (µm)	% em volume para o diâmetro médio
0,05	0,00	0,06	0,06	0,00
0,06	0,00	0,07	0,07	0,00
0,07	0,00	0,08	0,08	0,00
0,08	0,00	0,09	0,09	0,00
0,09	0,00	0,11	0,10	0,00
0,11	0,00	0,13	0,12	0,00
0,13	0,00	0,15	0,14	0,00
0,15	0,00	0,17	0,16	0,00
0,17	0,00	0,2	0,19	0,00
0,20	0,00	0,23	0,22	0,00
0,23	0,00	0,27	0,25	0,00
0,27	0,00	0,31	0,29	0,00
0,31	0,00	0,36	0,34	0,00
0,36	0,01	0,42	0,39	0,01
0,42	0,01	0,49	0,46	0,01
0,49	0,02	0,58	0,54	0,02
0,58	0,04	0,67	0,63	0,04
0,67	0,07	0,78	0,73	0,07
0,78	0,09	0,91	0,85	0,09
0,91	0,11	1,06	0,99	0,11
1,06	0,13	1,24	1,15	0,13
1,24	0,16	1,44	1,34	0,16
1,44	0,19	1,68	1,56	0,19
1,68	0,24	1,95	1,82	0,24
1,95	0,29	2,28	2,12	0,29
2,28	0,34	2,65	2,47	0,34
2,65	0,41	3,09	2,87	0,41
3,09	0,44	3,6	3,35	0,44
3,60	0,69	4,19	3,90	0,69
4,19	1,10	4,88	4,54	1,10
4,88	1,15	5,69	5,29	1,15
5,69	2,13	6,63	6,16	2,13
6,63	2,16	7,72	7,18	2,16

Continuação da Tabela 3b

Diâmetro inferior (µm)	% em volume no intervalo	Diâmetro superior (µm)	Média entre diâmetro inferior e superior (µm)	% em volume para o diâmetro médio
7,72	3,85	9	8,36	3,85
9,00	5,12	10,48	9,74	5,12
10,48	6,21	12,21	11,35	6,21
12,21	7,40	14,22	13,22	7,40
14,22	8,42	16,57	15,40	8,42
16,57	9,17	19,31	17,94	9,17
19,31	9,55	22,49	20,90	9,55
22,49	9,57	26,2	24,35	9,57
26,20	9,21	30,53	28,37	9,21
30,53	7,24	35,56	33,05	7,24
35,56	5,30	41,43	38,50	5,30
41,43	3,86	48,27	44,85	3,86
48,27	2,12	56,23	52,25	2,12
56,23	1,21	65,51	60,87	1,21
65,51	0,85	76,32	70,92	0,85
76,32	0,40	88,91	82,62	0,40
88,91	0,19	103,58	96,25	0,19
103,58	0,21	120,67	112,13	0,21
120,67	0,12	140,58	130,63	0,12
140,58	0,09	163,77	152,18	0,09
163,77	0,07	190,8	177,29	0,07
190,80	0,04	222,28	206,54	0,04
222,80	0,00	258,95	240,88	0,00
258,95	0,00	301,68	280,32	0,00
301,68	0,00	351,46	326,57	0,00
351,46	0,00	409,45	380,46	0,00
409,45	0,00	477,01	443,23	0,00
477,01	0,00	555,71	516,36	0,00
555,71	0,00	647,41	601,56	0,00
647,41	0,00	754,23	700,82	0,00
754,23	0,00	878,67	816,45	0,00

Tabela 4a - Granulometria da amostra de licor misto do tanque de aeração (afluente da unidade de microfiltração) em concentração de **SST de 15893 mg/L**

Diâmetro inferior (µm)	% em volume no intervalo	Diâmetro superior (µm)	Média entre diâmetro inferior e superior (µm)	% em volume para o diâmetro médio
0,05	0,00	0,06	0,06	0,00
0,06	0,00	0,07	0,07	0,00
0,07	0,00	0,08	0,08	0,00
0,08	0,00	0,09	0,09	0,00
0,09	0,00	0,11	0,10	0,00
0,11	0,00	0,13	0,12	0,00
0,13	0,00	0,15	0,14	0,00
0,15	0,00	0,17	0,16	0,00
0,17	0,00	0,2	0,19	0,00
0,20	0,00	0,23	0,22	0,00
0,23	0,00	0,27	0,25	0,00
0,27	0,00	0,31	0,29	0,00
0,31	0,01	0,36	0,34	0,01
0,36	0,01	0,42	0,39	0,01
0,42	0,02	0,49	0,46	0,02
0,49	0,09	0,58	0,54	0,09
0,58	0,12	0,67	0,63	0,12
0,67	0,15	0,78	0,73	0,15
0,78	0,19	0,91	0,85	0,19
0,91	0,24	1,06	0,99	0,24
1,06	0,29	1,24	1,15	0,29
1,24	0,33	1,44	1,34	0,33
1,44	0,35	1,68	1,56	0,35
1,68	0,42	1,95	1,82	0,42
1,95	0,47	2,28	2,12	0,47
2,28	0,51	2,65	2,47	0,51
2,65	0,53	3,09	2,87	0,53
3,09	0,61	3,6	3,35	0,61
3,60	0,65	4,19	3,90	0,65
4,19	0,95	4,88	4,54	0,95
4,88	1,23	5,69	5,29	1,23
5,69	1,28	6,63	6,16	1,28
6,63	1,32	7,72	7,18	1,32

Continuação da Tabela 4a

Diâmetro inferior (μm)	% em volume no intervalo	Diâmetro superior (μm)	Média entre diâmetro inferior e superior (μm)	% em volume para o diâmetro médio
7,72	1,45	9	8,36	1,45
9,00	1,47	10,48	9,74	1,47
10,48	1,49	12,21	11,35	1,49
12,21	1,53	14,22	13,22	1,53
14,22	1,58	16,57	15,40	1,58
16,57	1,62	19,31	17,94	1,62
19,31	1,65	22,49	20,90	1,65
22,49	1,68	26,2	24,35	1,68
26,20	1,72	30,53	28,37	1,72
30,53	1,74	35,56	33,05	1,74
35,56	1,76	41,43	38,50	1,76
41,43	1,78	48,27	44,85	1,78
48,27	2,24	56,23	52,25	2,24
56,23	3,20	65,51	60,87	3,20
65,51	4,10	76,32	70,92	4,10
76,32	5,10	88,91	82,62	5,10
88,91	6,79	103,58	96,25	6,79
103,58	6,82	120,67	112,13	6,82
120,67	7,98	140,58	130,63	7,98
140,58	7,60	163,77	152,18	7,60
163,77	7,13	190,8	177,29	7,13
190,80	6,03	222,28	206,54	6,03
222,80	4,47	258,95	240,88	4,47
258,95	3,31	301,68	280,32	3,31
301,68	3,23	351,46	326,57	3,23
351,46	1,12	409,45	380,46	1,12
409,45	0,56	477,01	443,23	0,56
477,01	0,48	555,71	516,36	0,48
555,71	0,32	647,41	601,56	0,32
647,41	0,17	754,23	700,82	0,17
754,23	0,00	878,67	816,45	0,00

Tabela 4b - Granulometria da amostra de licor misto do tanque de aeração (afluente da unidade de microfiltração) em concentração de **SST de 15893 mg/L** no final da operação da unidade de microfiltração.

Diâmetro inferior (µm)	% em volume no intervalo	Diâmetro superior (µm)	Média entre diâmetro inferior e superior (µm)	% em volume para o diâmetro médio
0,05	0,00	0,06	0,06	0,00
0,06	0,00	0,07	0,07	0,00
0,07	0,00	0,08	0,08	0,00
0,08	0,00	0,09	0,09	0,00
0,09	0,00	0,11	0,10	0,00
0,11	0,00	0,13	0,12	0,00
0,13	0,00	0,15	0,14	0,00
0,15	0,00	0,17	0,16	0,00
0,17	0,00	0,2	0,19	0,00
0,20	0,00	0,23	0,22	0,00
0,23	0,00	0,27	0,25	0,00
0,27	0,00	0,31	0,29	0,00
0,31	0,00	0,36	0,34	0,00
0,36	0,01	0,42	0,39	0,01
0,42	0,01	0,49	0,46	0,01
0,49	0,02	0,58	0,54	0,02
0,58	0,03	0,67	0,63	0,03
0,67	0,05	0,78	0,73	0,05
0,78	0,07	0,91	0,85	0,07
0,91	0,09	1,06	0,99	0,09
1,06	0,11	1,24	1,15	0,11
1,24	0,14	1,44	1,34	0,14
1,44	0,16	1,68	1,56	0,16
1,68	0,19	1,95	1,82	0,19
1,95	0,23	2,28	2,12	0,23
2,28	0,30	2,65	2,47	0,30
2,65	0,38	3,09	2,87	0,38
3,09	0,51	3,6	3,35	0,51
3,60	0,71	4,19	3,90	0,71
4,19	1,00	4,88	4,54	1,00
4,88	1,42	5,69	5,29	1,42
5,69	1,98	6,63	6,16	1,98
6,63	2,72	7,72	7,18	2,72

Continuação da Tabela 4b

Diâmetro inferior (µm)	% em volume no intervalo	Diâmetro superior (µm)	Média entre diâmetro inferior e superior (µm)	% em volume para o diâmetro médio
7,72	3,63	9	8,36	3,63
9,00	4,70	10,48	9,74	4,70
10,48	5,86	12,21	11,35	5,86
12,21	7,01	14,22	13,22	7,01
14,22	8,02	16,57	15,40	8,02
16,57	8,78	19,31	17,94	8,78
19,31	9,23	22,49	20,90	9,23
22,49	9,41	26,2	24,35	9,41
26,20	8,82	30,53	28,37	8,82
30,53	7,59	35,56	33,05	7,59
35,56	6,09	41,43	38,50	6,09
41,43	4,51	48,27	44,85	4,51
48,27	3,05	56,23	52,25	3,05
56,23	1,84	65,51	60,87	1,84
65,51	0,94	76,32	70,92	0,94
76,32	0,37	88,91	82,62	0,37
88,91	0,03	103,58	96,25	0,03
103,58	0,00	120,67	112,13	0,00
120,67	0,00	140,58	130,63	0,00
140,58	0,00	163,77	152,18	0,00
163,77	0,00	190,8	177,29	0,00
190,80	0,00	222,28	206,54	0,00
222,80	0,00	258,95	240,88	0,00
258,95	0,00	301,68	280,32	0,00
301,68	0,00	351,46	326,57	0,00
351,46	0,00	409,45	380,46	0,00
409,45	0,00	477,01	443,23	0,00
477,01	0,00	555,71	516,36	0,00
555,71	0,00	647,41	601,56	0,00
647,41	0,00	754,23	700,82	0,00
754,23	0,00	878,67	816,45	0,00

ANEXO C

Tabela 1 - Granulometria da amostra de licor misto do tanque de aeração (afluente da unidade de microfiltração) em concentração de **SST de 14510 mg/L** quando não coagulada e na ocasião em que foram submetidas a coagulação em dosagens de 20, 40 e 60 mg/l de cloreto férrico

Média entre diâmetro inferior e superior (µm)	% em volume no para amostra não coagulada	% em volume para amostra coagulada com 20 mg/L de FeCl ₃	% em volume no intervalo para amostra coagulada com 40 mg/L de FeCl ₃
0,06	0,00	0,00	0,00
0,07	0,00	0,00	0,00
0,08	0,00	0,00	0,00
0,09	0,00	0,00	0,00
0,10	0,00	0,00	0,00
0,12	0,00	0,00	0,00
0,14	0,00	0,00	0,00
0,16	0,00	0,00	0,00
0,19	0,00	0,00	0,00
0,22	0,00	0,00	0,00
0,25	0,00	0,00	0,00
0,29	0,00	0,00	0,00
0,34	0,01	0,00	0,00
0,39	0,01	0,00	0,00
0,46	0,02	0,00	0,00
0,54	0,08	0,00	0,00
0,63	0,12	0,00	0,00
0,73	0,14	0,00	0,00
0,85	0,18	0,00	0,00
0,99	0,23	0,00	0,00
1,15	0,29	0,00	0,00
1,34	0,34	0,00	0,00
1,56	0,35	0,00	0,00
1,82	0,42	0,00	0,00
2,12	0,46	0,00	0,00
2,47	0,50	0,00	0,00
2,87	0,53	0,00	0,00
3,35	0,62	0,00	0,00
3,90	0,65	0,01	0,00
4,54	0,90	0,05	0,00
5,29	1,00	0,09	0,00
6,16	1,13	0,16	0,00
7,18	1,28	0,28	0,00

Continuação da Tabela 1

Média entre diâmetro inferior e superior (µm)	% em volume no para amostra não coagulada	% em volume para amostra coagulada com 20 mg/L de FeCl ₃	% em volume no intervalo para amostra coagulada com 40 mg/L de FeCl ₃
8,36	1,39	0,45	0,00
9,74	1,45	1,45	0,00
11,35	1,49	1,49	0,00
13,22	1,53	1,53	0,00
15,40	1,57	1,56	0,00
17,94	1,61	1,66	0,00
20,90	1,65	1,68	0,00
24,35	1,68	1,71	0,00
28,37	1,72	1,76	0,06
33,05	1,74	1,82	0,09
38,50	1,76	1,85	1,23
44,85	1,78	1,89	1,45
52,25	2,24	2,23	2,23
60,87	2,90	2,96	2,65
70,92	3,80	3,12	4,52
82,62	6,52	3,46	5,36
96,25	6,78	3,52	6,64
112,13	6,82	4,98	7,22
130,63	7,52	5,62	7,85
152,18	7,60	6,89	8,23
177,29	7,80	7,21	8,42
206,54	6,23	7,54	8,66
240,88	4,48	7,60	7,96
280,32	3,35	5,47	7,12
326,57	3,12	4,72	4,70
380,46	1,12	4,51	4,12
443,23	0,55	4,32	3,95
516,36	0,46	3,62	3,10
601,56	0,00	2,15	1,98
700,82	0,00	0,41	1,37
816,45	0,00	0,00	0,81
8,36	1,39	0,45	0,00
9,74	1,45	1,45	0,00

ANEXO D

Tabela 1 – Resultados obtidos de volume, vazão e fluxo e temperatura do permeado na unidade de microfiltração em ensaio final da **Etapa 4** com amostras de licor misto do tanque de aeração coaguladas com 40 mg/L de cloreto férrico.

Período de operação (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão de permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)	
0					25	
30	2520	2,52	5,0	140,0	27	
60	2400	2,40	4,8	133,3	28	
90	2010	2,01	4,0	111,7	28	
120	2400	2,40	4,8	133,3	27	
150	2050	2,05	4,1	113,9	28	
180	2100	2,10	4,2	116,7	29	
210	1980	1,98	4,0	110,0	27	
240	1950	1,95	3,9	108,3	29	
270	2100	2,10	4,2	116,7	30	GELO
300	2020	2,02	4,0	112,2	27	
330	1895	1,89	3,8	105,3	26	
360	1910	1,91	3,8	106,1	26	
390	2050	2,05	4,1	113,9	26	
420	2120	2,12	4,2	117,8	26	
450	1860	1,86	3,7	103,3	27	
480	1890	1,89	3,8	105,0	27	
510	2210	2,21	4,4	122,8	28	
540	2050	2,05	4,1	113,9	29	
570	2060	2,06	4,1	114,4	30	GELO
600	1960	1,96	3,9	108,9	28	
630	1930	1,93	3,9	107,2	27	
660	1970	1,97	3,9	109,4	29	
690	1980	1,98	4,0	110,0	29	
720	2000	2,00	4,0	111,1	29	
750	1520	1,52	3,0	84,4	25	2º dia
780	1550	1,55	3,1	86,1	25	
810	1650	1,65	3,3	91,7	26	
840	1720	1,72	3,4	95,6	26	
870	1630	1,63	3,3	90,6	27	

CONTINUAÇÃO DA TABELA 1

Período de operação (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão de permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)	
900	1580	1,58	3,2	87,8	26	
930	1610	1,61	3,2	89,4	28	
960	1650	1,65	3,3	91,7	28	
990	1650	1,65	3,3	91,7	29	
1020	1640	1,64	3,3	91,1	29	
1050	1730	1,73	3,5	96,1	30	GELO
1080	1680	1,68	3,4	93,3	27	
1110	1650	1,65	3,3	91,7	26	
1140	1550	1,55	3,1	86,1	26	
1170	1500	1,5	3,0	83,3	26	
1200	1490	1,49	3,0	82,8	25	
1230	1450	1,45	2,9	80,6	27	
1260	1590	1,59	3,2	88,3	28	
1290	1630	1,63	3,3	90,6	28	
1320	1690	1,69	3,4	93,9	29	
1350	1700	1,7	3,4	94,4	30	GELO
1380	1750	1,75	3,5	97,2	30	
1410	1520	1,52	3,0	84,4	31	
1440	1590	1,59	3,2	88,3	32	
1470	1380	1,38	2,8	76,7	25	3º dia
1500	1340	1,34	2,7	74,4	25	
1530	1310	1,31	2,6	72,8	26	
1560	1310	1,31	2,6	72,8	26	
1560	1300	1,3	2,6	72,2	27	
1590	1290	1,29	2,6	71,7	27	
1620	1280	1,28	2,6	71,1	26	
1650	1320	1,32	2,6	73,3	27	
1680	1340	1,34	2,7	74,4	27	
1710	1360	1,36	2,7	75,6	28	

CONTINUAÇÃO DA TABELA 1

Período de operação (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão de permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)	
1740	1410	1,41	2,8	78,3	29	
1770	1400	1,4	2,8	77,8	30	GELO
1800	1350	1,35	2,7	75,0	28	
1830	1370	1,37	2,7	76,1	27	
1860	1380	1,38	2,8	76,7	26	
1890	1420	1,42	2,8	78,9	26	
1920	1460	1,46	2,9	81,1	26	
1950	1450	1,45	2,9	80,6	28	
1980	1430	1,43	2,9	79,4	28	
2010	1390	1,39	2,8	77,2	27	
2040	1420	1,42	2,8	78,9	28	
2070	1440	1,44	2,9	80,0	29	
2100	1400	1,4	2,8	77,8	30	GELO
2130	1270	1,27	2,5	70,6	25	4ºdia
2160	1300	1,3	2,6	72,2	26	
2190	1310	1,31	2,6	72,8	26	
2220	1320	1,32	2,6	73,3	27	
2250	1300	1,3	2,6	72,2	27	
2280	1290	1,29	2,6	71,7	28	
2310	1280	1,28	2,6	71,1	29	
2340	1310	1,31	2,6	72,8	30	GELO
2370	1310	1,31	2,6	72,8	28	
2400	1370	1,37	2,7	76,1	27	
2430	1350	1,35	2,7	75,0	26	
2460	1300	1,3	2,6	72,2	26	
2490	1320	1,32	2,6	73,3	26	
2520	1330	1,33	2,7	73,9	28	
2550	1350	1,35	2,7	75,0	28	
2580	1360	1,36	2,7	75,6	29	
2610	1350	1,35	2,7	75,0	30	GELO

CONTINUAÇÃO DA TABELA 1

Período de operação (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão de permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)	
2640	1290	1,29	2,6	71,7	28	
2670	1280	1,28	2,6	71,1	27	
2700	1340	1,34	2,7	74,4	27	
2730	1360	1,36	2,7	75,6	26	
2760	1350	1,35	2,7	75,0	28	
2790	1340	1,34	2,7	74,4	28	
2820	1300	1,3	2,6	72,2	29	
2850	1120	1,12	2,2	62,2	25	5ºdia
2880	1100	1,1	2,2	61,1	25	
2910	1230	1,23	2,5	68,3	26	
2940	1200	1,2	2,4	66,7	26	
2970	1190	1,19	2,4	66,1	26	
3000	1150	1,15	2,3	63,9	27	
3030	1000	1	2,0	55,6	27	
3060	980	0,98	2,0	54,4	28	
3090	1110	1,11	2,2	61,7	28	
3120	1120	1,12	2,2	62,2	29	
3150	1100	1,1	2,2	61,1	30	GELO
3180	960	0,96	1,9	53,3	28	
3210	950	0,95	1,9	52,8	27	
3240	950	0,95	1,9	52,8	26	
3270	940	0,94	1,9	52,2	26	
3300	900	0,9	1,8	50,0	27	
3330	910	0,91	1,8	50,6	27	
3360	920	0,92	1,8	51,1	28	
3390	920	0,92	1,8	51,1	28	
3420	900	0,9	1,8	50,0	29	
3450	890	0,89	1,8	49,4	30	
3480	910	0,91	1,8	50,6	30	
3510	900	0,9	1,8	50,0	31	limpeza

CONTINUAÇÃO DA TABELA 1

Período de operação (min)	Volume de permeado (mL)	Volume de permeado (L)	Vazão de permeado (L/h)	Fluxo de permeado (L/h.m ²)	Temperatura (°C)	Após a limpeza química
3540	2620	2,62	5,2	145,6	25	
3570	2580	2,58	5,2	143,3	26	
3600	2650	2,65	5,3	147,2	27	
3630	2700	2,7	5,4	150,0	27	
3660	2650	2,65	5,3	147,2	28	
3690	2600	2,6	5,2	144,4	29	