

MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO  
UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL  
Escola de Engenharia  
Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais  
PPGE3M

**BIORREATOR À MEMBRANA APLICADO AO  
TRATAMENTO DE EFLUENTES**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

Alexandre Giacobbo

Porto Alegre  
2010

Alexandre Giacobbo  
Bacharel em Engenharia de Bioprocessos e Biotecnologia

**BIORREATOR À MEMBRANA APLICADO AO  
TRATAMENTO DE EFLUENTES**

Trabalho realizado no Departamento de Materiais da Escola de Engenharia da UFRGS, dentro do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais – PPGE3M, como parte dos requisitos para a obtenção do título de Mestre em Engenharia.

Área de Concentração: Ciência e Tecnologia dos Materiais

Orientador: Dr. Alvaro Meneguzzi

Porto Alegre  
2010

Esta dissertação foi julgada adequada para obtenção do título de Mestre em Engenharia, área de concentração Ciência e Tecnologia dos Materiais e aprovada em sua forma final, pelo Orientador e pela Banca Examinadora do Curso de Pós-Graduação.

Orientador: Prof. Dr. Alvaro Meneguzzi

Banca Examinadora:

Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup> Andréa Moura Bernardes – UFRGS

Prof. Dr Lademir Luiz Beal – UCS

Prof. Dr. Marco Antônio Siqueira Rodrigues – FEEVALE

Prof. Dr. Carlos Pérez Bergmann  
Coordenador do PPGE3M

*Dedico esta conquista aos meus pais, Paulo e Salete, à  
minha irmã Simone e à minha amada noiva Vanderléa,  
pela compreensão e apoio nos momentos difíceis.*

## **AGRADECIMENTOS**

*Agradeço a todos que de alguma forma, direta ou indiretamente, colaboraram para a realização deste trabalho e em especial:*

*ao professor Alvaro Meneguzzi, pelo voto de confiança ao me aceitar como orientando e pelo apoio prestado no transcorrer do curso;*

*ao Marco, pelo auxílio nas constantes coletas de lodo ativado e efluente, pela colaboração na realização das análises e pelas idéias sugeridas ao longo do trabalho;*

*a todos professores do Lacor, pelas sugestões prestadas durante às apresentações ao professor Mautone, fundador do Lacor;*

*ao Guilherme, bolsista de iniciação científica, pela ajuda na operacionalização do trabalho;*

*ao Martin, pela ajuda na montagem e manutenção dos equipamentos;*

*ao Tiago, pelas diversas análises realizadas no MEV;*

*aos colegas de apartamento, agora grandes amigos, Everton, Sílvio e Renato, pelo apoio e auxílio prestado;*

*à Capes pela bolsa concedida;*

*a toda “Família Lacoriana”, pelo apoio, amizade e descontração no dia-a-dia, especialmente aos colegas da SALA 105, onde foram travadas diversas pelepas entre gremistas e colorado;*

*enfim, a todos que contribuíram para o sucesso deste trabalho e que eventualmente não foram citados.*

## SUMÁRIO

<b>LISTA DE FIGURAS .....</b>	<b>VIII</b>
<b>LISTA DE TABELAS.....</b>	<b>X</b>
<b>LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBLOS .....</b>	<b>XI</b>
<b>RESUMO .....</b>	<b>XIII</b>
<b>ABSTRACT .....</b>	<b>XIV</b>
<b>1 INTRODUÇÃO .....</b>	<b>1</b>
<b>2 OBJETIVOS .....</b>	<b>4</b>
2.1 <i>Objetivo Geral</i> .....	4
2.2 <i>Objetivos Específicos</i> .....	4
<b>3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....</b>	<b>5</b>
3.1 <i>Lodos Ativados</i> .....	5
3.2 <i>Processos de Separação por Membranas (PSMs)</i> .....	6
<b>3.2.1 Classificação das membranas</b> .....	<b>7</b>
<b>3.2.2 Tipos de filtração</b> .....	<b>8</b>
<b>3.2.3 Características das membranas</b> .....	<b>9</b>
3.2.3.1 Espessura .....	9
3.2.3.2 Porosidade das membranas .....	9
3.2.3.3 Seletividade.....	10
3.2.3.4 Permeabilidade .....	10
<b>3.2.4 Tipos de membranas e módulos</b> .....	<b>11</b>
3.2.4.1 Módulo com placa e quadro.....	12
3.2.4.2 Módulos com fibras ocas .....	13
3.2.4.3 Módulos tubulares .....	13
3.2.4.4 Módulos espirais .....	14
3.2.4.5 Módulos com discos rotatórios .....	15
3.3 <i>Biorreatores à Membrana (MBRs)</i> .....	15
<b>3.3.1 Tipos de Biorreatores à Membrana</b> .....	<b>17</b>
3.3.1.1 MBR com módulo de membrana submerso .....	17
3.3.1.2 MBR com módulo de membrana externo.....	18
<b>3.3.2 Aspectos importantes em MBRs</b> .....	<b>19</b>
3.3.2.1 Aeração .....	19

3.3.2.2	Concentração de sólidos .....	20
3.3.2.3	Pressão transmembrana .....	20
3.3.2.4	Colmatação em MBRs .....	21
3.3.2.5	Polarização por concentração .....	22
3.3.2.6	Compactação da membrana .....	23
3.3.2.7	Fluxo crítico e fluxo limite .....	23
<b>3.3.3</b>	<b>Mecanismos que auxiliam no controle da colmatação .....</b>	<b>24</b>
<b>3.3.4</b>	<b>Limpeza química da membrana em MBRs .....</b>	<b>25</b>
<b>3.3.5</b>	<b>Parâmetros operacionais em MBRs .....</b>	<b>26</b>
<b>4</b>	<b>MATERIAIS E MÉTODOS.....</b>	<b>30</b>
4.1	<i>Ensaio Preliminares</i> .....	30
<b>4.1.1</b>	<b>Avaliação da permeabilidade .....</b>	<b>30</b>
4.1.1.1	Montagem da unidade experimental para realização dos testes de permeabilidade.....	30
4.1.1.2	Descrição dos procedimentos .....	31
4.1.1.3	Compactação da membrana .....	32
4.1.1.4	Ensaio de permeabilidade à água .....	32
4.1.1.5	Ensaio de permeabilidade ao lodo ativado .....	32
4.1.1.6	Retrolavagem .....	32
<b>4.1.2</b>	<b>Determinação dos parâmetros de operação .....</b>	<b>33</b>
4.2	<i>Operação do MBR</i> .....	35
<b>4.2.1</b>	<b>Montagem do MBR.....</b>	<b>35</b>
<b>4.2.2</b>	<b>Condições operacionais.....</b>	<b>36</b>
<b>4.2.3</b>	<b>Características dos efluentes .....</b>	<b>37</b>
4.2.3.1	Efluente sintético .....	37
4.2.3.2	Efluente industrial.....	37
4.3	<i>Métodos Analíticos</i> .....	39
<b>4.3.1</b>	<b>Análises físico-químicas .....</b>	<b>39</b>
<b>4.3.2</b>	<b>Medidas do fluxo permeado .....</b>	<b>39</b>
<b>4.3.3</b>	<b>Análises da membrana.....</b>	<b>39</b>
4.3.3.1	Análise visual da membrana .....	40
4.3.3.2	Análises da membrana por microscopia eletrônica de varredura .....	40
4.3.3.3	Análise termogravimétrica (TGA) da membrana .....	40
<b>5</b>	<b>RESULTADOS .....</b>	<b>41</b>
5.1	<i>Ensaio Preliminares</i> .....	41
<b>5.1.1</b>	<b>Avaliação da permeabilidade .....</b>	<b>41</b>
<b>5.1.2</b>	<b>Determinação dos parâmetros de operação.....</b>	<b>44</b>
5.1.2.1	Primeira permeabilidade à água.....	44
5.1.2.2	Permeabilidade ao lodo ativado .....	46
5.1.2.3	Segunda permeabilidade à água.....	51

<i>5.2 Operação do MBR</i> .....	54
<b>5.2.1 Fluxo permeado</b> .....	54
<b>5.2.2 Produção de lodo</b> .....	55
<b>5.2.3 Eficiência do Tratamento</b> .....	56
5.2.3.1 Efluente sintético .....	57
5.2.3.2 Efluente de curtume .....	59
<i>5.3 Análises da Membrana</i> .....	61
<b>5.3.1 Análise visual</b> .....	61
<b>5.3.2 Análises por MEV</b> .....	62
<b>5.3.3 Análise Termogravimétrica</b> .....	66
<b>6 CONCLUSÕES</b> .....	70
<b>7 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS</b> .....	72
<b>8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b> .....	73

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Desenho esquemático do sistema de filtração frontal e tangencial. Filtração frontal (FF), filtração tangencial (FT), suspensão (S), membrana (M), permeado (P) (KOROS <i>et al.</i> , 1996 <i>apud</i> Provenzi, 2005).....	8
Figura 2 – Desenho esquemático de uma membrana inorgânica com multicamadas (MULDER, 2003).....	9
Figura 3 – Módulo de placas planas utilizado em sistema de ED do LACOR-UFRGS. ....	12
Figura 4 – Módulo de fibras ocas (RADJENOVIC <i>et al.</i> , 2008). ....	13
Figura 5 – Módulos tubulares (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001). ....	14
Figura 6 – Corte de um módulo espiral (RADJENOVIC <i>et al.</i> , 2008). ....	14
Figura 7 – Desenho de módulo com disco rotatório (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001). ....	15
Figura 8 – Desenho esquemático do sistema de MBR. ....	16
Figura 9 – Desenho esquemático do sistema de LAC. ....	16
Figura 10 – MBR submerso: (a) permeado retirado por bomba de sucção; (b) permeado retirado por gravidade (MAESTRI, 2007). ....	18
Figura 11 – MBR com módulo externo (MAESTRI, 2007). ....	18
Figura 12 – Esquema da formação de <i>biofouling</i> (SHNEIDER & TSUTIYA, 2001). ....	22
Figura 13 – Esquema do fluxo em função da PTM (PROVENZI, 2005). ....	24
Figura 14 – Esquema da unidade experimental de microfiltração, operado com recirculação total. ....	31
Figura 15 – Unidade experimental de microfiltração. ....	31
Figura 16 – Sistema para retrolavagem. ....	33
Figura 17 – Novo esquema da unidade experimental de microfiltração operado com recirculação total. ....	33
Figura 18 – Desenho esquemático do MBR experimental, operado em modo contínuo. ....	35
Figura 19 – Foto do MBR experimental. ....	36
Figura 20 – Compactação da membrana com água deionizada e PTM de 1 kgf/cm <sup>2</sup> . ....	42
Figura 21 – Ensaio de permeabilidade. ....	42
Figura 22 – Teste de permeabilidade realizado por Viana (2004). ....	43
Figura 23 – Permeabilidade hidráulica inicial. ....	45
Figura 24 – Fluxo médio de permeado em função das membranas. ....	46
Figura 25 – Fluxo médio de permeado em função da concentração do lodo ativado. ....	48
Figura 26 – Fluxo médio de permeado para cada pressão (permeabilidade ao lodo). ....	49
Figura 27 – Permeabilidade ao lodo em função da pressão e concentração. ....	49

Figura 28 – Velocidade tangencial em função da pressão e concentração. ....	50
Figura 29 – Permeabilidade hidráulica das membranas pós-uso. ....	51
Figura 30 – Fluxo médio de permeado em função das membranas (2ª permeabilidade à água). .....	52
Figura 31 – Fluxo médio dos dois testes de permeabilidade à água em função das membranas. .....	53
Figura 32 – Fluxo médio de permeado para cada pressão (2ª permeabilidade à água).....	54
Figura 33 – Comportamento do fluxo de permeado.....	54
Figura 34 – Concentração de SST no biorreator. ....	55
Figura 35 – Lodo aderido às paredes do biorreator. ....	56
Figura 36 – Comportamento da DQO durante a 1ª etapa de operação do MBR.....	58
Figura 37 – Eficiência no tratamento com efluente sintético. ....	58
Figura 38 – Aparência das soluções utilizadas. Lodo ativado (a), efluente sintético (b) e permeado (c). ....	59
Figura 39 – Eficiência na remoção de matéria orgânica durante tratamento do efluente de curtume. ....	60
Figura 40 – Membrana pós-uso.....	62
Figura 41 – Micrografias da membrana virgem. ....	63
Figura 42 – Micrografia transversal da região 1. ....	63
Figura 43 – Micrografia transversal da região 2. ....	64
Figura 44 – Micrografia transversal da região 3. ....	64
Figura 45 – Micrografia transversal da região 4. ....	65
Figura 46 – Micrografia da superfície da membrana usada. ....	65
Figura 47 – Termograma da membrana virgem. ....	66
Figura 48 – Termograma da região 1 da membrana pós-uso. ....	67
Figura 49 – Termograma das regiões 2, 3 e 4 da membrana.....	68
Figura 50 – Termogramas da membrana.....	68

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Classificação das membranas quanto ao tamanho dos poros .....	8
Tabela 2 – Reagentes utilizados no efluente sintético .....	37
Tabela 3 – Composição do efluente industrial .....	38
Tabela 4 – Parâmetros analisados nos efluentes e padrões para descarte .....	38
Tabela 5 – Métodos/instrumentos utilizados nas análises durante o trabalho .....	39
Tabela 6 – Resultados do fluxo permeado para a 1ª permeabilidade à água.....	45
Tabela 7 – ANOVA da 1ª permeabilidade à água .....	46
Tabela 8 – Resultados do fluxo permeado para a permeabilidade ao lodo .....	47
Tabela 9 – Permeabilidade ao lodo com fluxo padronizado .....	47
Tabela 10 – ANOVA da permeabilidade ao lodo com fluxo padronizado .....	47
Tabela 11 – Resultados do fluxo permeado para a 2ª permeabilidade à água.....	52
Tabela 12 – ANOVA da 2ª permeabilidade à água .....	52
Tabela 13 – Efluente de curtume .....	59

## LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBLOS

- A – Área [m<sup>2</sup>]  
A/M – Relação alimento/microrganismo  
ANOVA – Análise de variância  
DBO<sub>5</sub> – Demanda bioquímica de oxigênio [mg/L]  
DBO<sub>a</sub> – Demanda bioquímica de oxigênio afluente [kg/m<sup>3</sup>]  
DM – Densidade da membrana [kg/m<sup>3</sup>]  
DP – Densidade do polímero [kg/m<sup>3</sup>]  
DQO – Demanda química de oxigênio [mg/L]  
ED – Eletrodíálise  
Eq. – Equação  
ETE – Estação de tratamento de efluentes  
FF – Filtração frontal  
FT – Filtração tangencial  
GDL – Graus de liberdade  
J<sub>p</sub> – Fluxo permeado [L/m<sup>2</sup>h]  
LAC – Lodo ativado convencional  
k<sub>20</sub> – Coeficiente de reação a 20 °C;  
k<sub>T</sub> – Coeficiente de reação a temperatura T [°C];  
L<sub>p</sub> – Permeabilidade hidráulica [L/m<sup>2</sup>h.bar]  
M – Membrana  
MBR – Biorreator à membrana  
MEV – Microscópio eletrônico de varredura  
MF – Microfiltração  
MQ – Médias quadradas  
NTK – Nitrogênio Total Kjeldhal [mg/L]  
OR – Osmose reversa  
P – Permeado  
P1 – Permeabilidade inicial à água  
P2 – Permeabilidade ao lodo ativado  
P3 – Permeabilidade à água após o lodo  
P4 – Permeabilidade à água antes da compactação da membrana

P5 – Permeabilidade à água após a compactação da membrana  
PSM – Processo de separação por membranas  
PTM – Pressão transmembrana  
PVC – Polivinilcloreto  
 $Q_a$  – Vazão afluyente [ $m^3/d$ ]  
 $Q_e$  – Vazão efluente [ $m^3/d$ ]  
 $Q_{ld}$  – Vazão de lodo descartado [ $m^3/d$ ]  
 $Q_p$  – Vazão de permeado [L/h]  
S – Suspensão  
SQ – Somas quadradas  
SST – Sólidos suspensos totais [g/L]  
SSTA – Sólidos suspensos totais no tanque de aeração [g/L]  
SSV<sub>e</sub> – Sólidos suspensos voláteis no efluente [g/L]  
SSV<sub>lr</sub> – Sólidos suspensos voláteis no lodo recirculado [g/L]  
SSVTA – Sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração [g/L]  
T – Temperatura [°C]  
TDH – Tempo de detenção hidráulica [h]  
TGA – Análise termogravimétrica  
V – Volume do biorreator [L]  
UF – Ultrafiltração  
 $\Delta P$  – Pressão transmembrana [bar]  
 $\varepsilon$  – Porosidade  
 $\theta$  – Coeficiente de ajuste da temperatura  
 $\theta_c$  – Idade do lodo [d]

## RESUMO

A preocupação com a qualidade das águas está intensificando estudos com tecnologias avançadas para tratamento de efluentes. Uma tecnologia promissora no Brasil é a de biorreatores à membrana (MBR), pois há a possibilidade de trabalhar com altas taxas de aplicação e ainda pode obter um efluente tratado passível de reuso. Assim, o presente trabalho teve por objetivo estudar um MBR com módulo de membranas externo. Para tanto, foram estipulados os parâmetros operacionais em ensaios preliminares, tais como compactação da membrana, permeabilidade hidráulica e permeabilidade ao lodo ativado. Desta forma, efetuou-se a montagem do MBR, o qual foi inicialmente alimentado com um efluente sintético e posteriormente com efluente de curtume coletado pós-tratamento convencional. Operando com efluente sintético, obteve-se redução superior a 95% para DQO e turbidez. Com efluente de curtume pós-tratamento, obteve-se eficiência de 46%, 88%, 16%, 67% e 48% para DQO, DBO<sub>5</sub>, NTK, P-Total e cromo, respectivamente. Ademais, após 15 dias de operação, o sistema estabilizou com fluxo permeado elevado: 43 L/m<sup>2</sup>.h.

Palavras-Chave: Biorreator à Membrana, Tratamento de Efluentes, Reuso, Curtume.

## ABSTRACT

The preoccupation with the quality of water resources is intensifying studies about advanced technologies for wastewater treatment. A promising technology in Brazil is the membrane bioreactors (MBR), due its capacity to operate with high application rates and may also obtains a treated effluent able to reuse. Thus, this work aimed to study a MBR with external membrane module. Firstly, it has been determined operational parameters by preliminary studies, namely: membrane compaction, hydraulic permeability and permeability to activated sludge. After that, the MBR was setting. Then, it was initially fed a synthetic wastewater and, then, with tannery wastewater collected after conventional treatment. Operating with synthetic wastewater, it was obtained a reduction of more than 95% for COD and turbidity. The operation with tannery wastewater post treatment resulted in efficiency of 46%, 88%, 16%, 67% and 48% for COD, BOD<sub>5</sub>, TKN, Total-P and chromium, respectively. Moreover, after 15 days of operation, the system has stabilized with high permeate flux: 43 L/m<sup>2</sup>.h.

Keywords: Membrane Bioreactor, Wastewater Treatment, Reuse, Tannery.

# 1 INTRODUÇÃO

A água é a substância mais importante para a existência de vida na Terra, pois sem água não existe vida. Além disso, sabe-se que grande parte da superfície terrestre é ocupada pela água. Porém, apenas uma pequena porção dela está facilmente disponível para a utilização humana, isso, porque aproximadamente 94 % da água do Planeta encontra-se em mares e oceanos, ou seja, salgada. Outro fato importante é que a água doce disponível está irregularmente distribuída pelo Globo Terrestre. Nas regiões intertropicais está concentrado aproximadamente 50 % do escoamento das águas, nas zonas temperadas esta quantia diminui para 48 %, e para as zonas áridas e semi-áridas restam apenas 2 % do volume de água doce disponível. Além disso, as demandas de uso também são diferentes, sendo maiores nos países desenvolvidos (INSTITUTO SOCIOAMBIENTAL, 2005).

Como se pode perceber, a água também pode ser um fator limitante para o desenvolvimento de uma nação, pois é um insumo essencial utilizado em indústrias, atividades domésticas e agrícolas. No entanto, o uso indiscriminado deste bem pode acarretar em sua escassez (SILVA, TESSARO & WADA, 2005), seja por qualidade e/ou quantidade. Este fato não se deve apenas ao aumento das demandas e à irregularidade da distribuição da água, o que muitas vezes pode gerar conflitos de uso, mas também à degradação de sua qualidade, que, nos últimos 50 anos, aumentou em níveis alarmantes. Hoje em dia, grandes centros urbanos, industriais e áreas de desenvolvimento agrícola com grande uso de adubos químicos e agrotóxicos já enfrentam a falta de qualidade da água, o que pode gerar graves problemas de saúde pública (INSTITUTO SOCIOAMBIENTAL, 2005).

Os recursos naturais são limitados, e especialmente os hídricos, possuem um papel significativo no desenvolvimento econômico e social de um povo, sendo que sua exploração predatória alavancou o crescimento populacional e econômico desse século (TUCCI, HESPANHOL & CORDEIRO NETTO, 2000). Para Ruhoff & Pereira (2003), o uso sustentável da água tem ocasionado grande preocupação, pois esta é considerada como uma das bases do desenvolvimento da sociedade moderna. Além do mais, são muitos os desafios relacionados à busca de soluções sustentáveis para problemas relacionados à água, tais como: escassez e/ou excesso, deterioração da qualidade e principalmente com a percepção inadequada da sociedade para com os recursos hídricos. Dados apresentados pela Organização Mundial da Saúde (WHO, 2004) estimam que 2,4 bilhões de pessoas não têm acesso ao

saneamento básico e 1,1 bilhão de pessoas não têm acesso à água potável. Além disso, 1,6 milhões de pessoas morrem anualmente devido à falta de água e saneamento básico.

Para garantir o uso sustentável da água, várias ações estão sendo tomadas por diferentes órgãos (internacionais, federais, estaduais, e municipais). Dentro dessas ações, destacam-se os planos de recursos hídricos, com processos de planejamento prévio da utilização, preservação e recuperação dos recursos hídricos, bem como a outorga de direitos de uso, que foi implantada como meio de assegurar e controlar os direitos de uso desses recursos. Outro fator importante é a cobrança pelo uso da água, imposta como meio para reconhecer o valor econômico desta e incentivar sua racionalização (TUCCI, HESPANHOL & CORDEIRO NETTO, 2000). Como se pode perceber, atualmente a economia e o reuso da água são fatores fundamentais para seu uso sustentável e garantia de que este bem público, porém finito, esteja disponível, em quantidade e qualidade, a todos.

Dentro deste contexto, encontra-se o setor industrial, o qual é responsável por boa parte do consumo de água potável e também pela geração e liberação de um considerável volume de efluentes, que em alguns casos, é despejado com limites superiores aos estabelecidos em lei.

Desta forma, o adequado tratamento dos efluentes gerados nas indústrias tem se tornado uma preocupação constante, tanto por parte delas próprias, para atender à legislação vigente; quanto da sociedade como um todo, que almeja a preservação do meio ambiente, especialmente devido ao rápido crescimento industrial, atrelado à conseqüente geração de maiores volumes de rejeitos.

Entre as tecnologias tradicionalmente utilizadas para tal finalidade encontram-se: processos físico-químicos, sistemas de lodos ativados, lagoas de estabilização, filtros biológicos, dentre outros. Tais tecnologias, embora estejam sendo aplicadas com relativo sucesso no tratamento de efluentes, poderiam ser substituídas ou combinadas a novas tecnologias, que propiciem águas residuárias com qualidade de reuso. Dentre estas tecnologias estão os Biorreatores à Membrana (MBRs), os quais podem ser considerados uma variante dos processos microbiológicos, basicamente diferenciando-se pela substituição do decantador secundário por uma unidade de membranas de micro ou ultrafiltração.

A tecnologia de MBRs é um processo híbrido que combina um processo biológico, geralmente lodo ativado, a um processo físico (separação por membranas). Nos últimos anos, esta tecnologia tem se tornado mais popular para o tratamento de muitos tipos de águas

residuárias, visto que os lodos ativados convencionais (LAC) suportam menores variações na vazão e composição dos efluentes. Além disso, os MBRs também são utilizados nos casos onde a demanda sobre a qualidade do efluente excede a capacidade do LAC (RADJENOVIC *et al.*, 2008). Para Dacanal (2006), as membranas auxiliam na manutenção da biomassa no sistema, retendo-a de forma mais efetiva e também na retenção de macromoléculas de biodegradação lenta e de microrganismos patogênicos, além da remoção substancial de cor e turbidez.

## **2 OBJETIVOS**

### *2.1 Objetivo Geral*

Avaliar a utilização de um MBR com módulo externo como alternativa para o tratamento biológico de efluentes industriais.

### *2.2 Objetivos Específicos*

- ✓ Monitorar a concentração de biomassa no biorreator;
- ✓ Avaliar a evolução da colmatação na membrana ao longo do tempo de operação, bem como estipular a otimização de parâmetros para sua minimização;
- ✓ Estabelecer valores ótimos para alguns parâmetros operacionais (concentração do lodo ativado, pressão transmembrana e velocidade tangencial), visando à obtenção de um fluxo permeado estável ao longo do tempo.

### 3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

#### 3.1 Lodos Ativados

O processo de lodos ativados recebe este nome devido à produção de biomassa ativa formada por microrganismos capazes de estabilizar o esgoto aerobiamente (MAESTRI, 2007). Assim, o despejo é estabilizado biologicamente em um tanque sob condições aeróbias obtidas pelo uso de equipamentos de aeração mecanizada ou ar difuso. A massa biológica resultante é separada do líquido em um decantador (sedimentador). Uma parte da biomassa sedimentada é continuamente recirculada ao tanque de aeração e a restante é descartada (BRAILE & CAVALCANTI, 1993; METCALF & EDDY, 2003).

O processo de lodos ativados é descrito por vários autores, Braile & Cavalcanti (1993), Von Sperling (1997), Melchior *et al.* (2003), Metcalf & Eddy (2003) dentre outros, como sendo constituído por três componentes básicos: i) um reator, no qual os microrganismos responsáveis pelo tratamento são mantidos aerados e em suspensão; ii) um tanque de sedimentação, para a separação sólido-líquido; e iii) um sistema de reciclo para retorno da biomassa (microrganismos) ao reator, removida do tanque de sedimentação.

Segundo Metcalf & Eddy (2003), a maioria das plantas de sistemas de lodos ativados recebem águas residuárias pré-tratadas em tanques de sedimentação primária, as quais são consideradas o sistema mais eficiente na remoção de sólidos sedimentáveis. Contudo, os processos biológicos são essenciais para remoção de substâncias orgânicas solúveis, coloidais, e particuladas (suspensas); para nitrificação e desnitrificação biológica; e para remoção biológica de fósforo.

Para Braile & Cavalcanti (1993), os microrganismos mais importantes para a decomposição da matéria orgânica afluente, em sistemas de lodos ativados, são as bactérias. No tanque de aeração, tanto bactérias aeróbias quanto facultativas utilizam parte da matéria orgânica a fim de obter energia para sintetizar o material orgânico a ser incorporado às novas células. Desta forma, somente uma parte do montante original é oxidado a compostos de baixa energia, tais como: nitratos ( $\text{NO}_3^-$ ), sulfatos ( $\text{SO}_4^{2-}$ ) e gás carbônico ( $\text{CO}_2$ ). Ainda que as bactérias sejam consideradas a principal espécie degradadora da matéria orgânica em lodos ativados, outras espécies de microrganismos também desenvolvem atividades metabólicas importantes. Os protozoários e os rotíferos atuam no polimento do efluente, de tal maneira que os protozoários consomem as bactérias dispersas e os rotíferos consomem pequenos

flocos biológicos de partículas que não sedimentaram. No entanto, Melchior *et al.* (2003) caracterizam o lodo do processo de lodos ativados como sendo constituído por flocos, e estes formados por: fragmentos orgânicos não digeridos; uma fração inorgânica (por exemplo, grãos de areia); células mortas; e principalmente, uma grande população de microrganismos característicos, composta frequentemente por bactérias, fungos, algas, protozoários e micrometazoários.

Um importante recurso do processo de lodos ativados é a formação de sólidos floculantes sedimentáveis, os quais podem ser removidos por gravidade em tanques de sedimentação. Geralmente, o processo de lodos ativados é utilizado em conjunto com processos físico-químicos. Estes por sua vez, funcionam como tratamento preliminar ou primário de águas residuárias, e pós-tratamento, incluindo desinfecção e possível filtração (METCALF & EDDY, 2003).

O sistema de lodos ativados é amplamente utilizado em sua forma original, o sistema convencional. Igualmente, outras variantes deste processo, também são consideravelmente usadas: mistura completa, aeração escalonada, aeração modificada, estabilização por contato, aeração prolongada, processo Krause, aeração de alta taxa e sistemas de oxigênio puro (BRAILE & CAVALCANTI, 1993). Além de reator sequencial em batelada, valas de oxidação, lagoas aeradas e lagoas de estabilização (METCALF & EDDY, 2003).

### 3.2 *Processos de Separação por Membranas (PSMs)*

Filtração por membranas pode ser grosseiramente definida como um processo de separação que usa membranas semipermeáveis para dividir o fluxo em duas porções: retido ou concentrado e permeado (MONTEGGIA & DE LUCCA, 2003). Baseando-se neste princípio, no início dos anos 60, iniciou a comercialização da tecnologia de membranas, na forma de sistemas de osmose reversa, para fins de dessalinização da água do mar. Na década de 80, a nanofiltração, uma variante desta tecnologia que opera a pressões menores, começou a ser instalada em escala comercial, para remoção de cor em águas derivadas de zonas com turfas na Noruega, e para remoção de dureza de águas subterrâneas no estado da Flórida – EUA. Entretanto, estes dois segmentos de mercado representam pequenos nichos dentro do universo dos sistemas utilizados no tratamento de água e esgoto em saneamento básico (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001).

De acordo com Viana (2004), uma membrana consiste em um filme que separa duas fases, agindo como uma barreira semipermeável e seletiva, restringindo total ou parcialmente

o transporte de uma ou várias espécies químicas presentes nas soluções. Para que ocorra o transporte destas espécies é necessário que o meio permita a passagem de alguma espécie (permeabilidade do meio) e da existência de uma força.

Para Lapolli (1998) *apud* Maestri (2007), as membranas têm por principal objetivo separar substâncias que possuem diferentes propriedades, tais como: tamanho, forma, difusibilidade, etc. Assim, sua função fundamenta-se no conjunto de métodos e propriedades relacionadas ao transporte de matéria através de materiais com permeabilidade seletiva. Desta forma, uma membrana semipermeável é considerada uma barreira seletiva, a qual permite certas transferências de matéria entre dois meios separados por ela.

A grande quantidade de pesquisas e o contínuo aprimoramento dos sistemas de membranas viabilizaram o aumento de escala desta tecnologia, de tal maneira que, nos últimos anos, em países desenvolvidos, sistemas de membranas estão sendo projetados para substituir sistemas convencionais de tratamento de água em grandes escalas (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001).

### **3.2.1 Classificação das membranas**

As membranas apresentam diferentes estruturas em função das aplicações a que se destinam. De um modo geral, as membranas podem ser classificadas em duas grandes categorias: densas e porosas. Além disso, tanto as membranas densas quanto as porosas podem ou não apresentar as mesmas características morfológicas ao longo de sua espessura, dividindo-se em: isotrópicas e anisotrópicas, respectivamente (PROVENZI, 2005). De acordo com sua natureza, as membranas podem ser classificadas como sintéticas ou biológicas, sendo as membranas biológicas essenciais para a manutenção da integridade física das células, enquanto que as membranas sintéticas são fabricadas e podem ser de natureza orgânica ou inorgânica (SOUSA, 2008). As membranas sintéticas são produzidas a partir de duas classes distintas de materiais: os materiais orgânicos, na sua grande maioria polímeros; e os inorgânicos, como metais e cerâmicos. Quanto à durabilidade, as membranas de materiais inorgânicos apresentam maior vida útil, permitindo limpezas mais eficientes em relação às orgânicas (PROVENZI, 2005), e também, apresentam alta estabilidade térmica (SOUSA, 2008).

Segundo Maestri (2007), na área de saneamento, a classificação mais usual é feita de acordo com o tipo de filtração, ou seja, tamanho dos poros da membrana e substâncias passantes (Tabela 1).

Tabela 1 – Classificação das membranas quanto ao tamanho dos poros

<b>Membrana</b>	<b>Porosidade</b>	<b>Material Retido</b>
Microfiltração	0,1 – 0,2 $\mu\text{m}$	Protozoários, bactérias, maioria dos vírus e partículas.
Ultrafiltração	1.000 – 100.000 Da	Material removido na MF mais colóides e a totalidade dos vírus.
Nanofiltração	200 – 1.000 Da	Íons divalentes e trivalentes, moléculas orgânicas com tamanho maior que a porosidade média da membrana.
Osmose Reversa	< 200 Da	Íons e praticamente toda matéria orgânica.

Adaptado de Schneider & Tsutiya (2001).

### 3.2.2 Tipos de filtração

O processo de filtração por membranas pode ocorrer de duas maneiras: frontal ou tangencial (Figura 1). Na filtração frontal, também conhecida por filtração convencional ou direta (VIANA, 2004), a alimentação é forçada perpendicularmente à membrana. Nesta configuração existe uma concentração elevada de partículas na região próxima à membrana em função do tempo, ocasionando uma queda do fluxo permeado pelo aumento da resistência à filtração (MAESTRI, 2007).

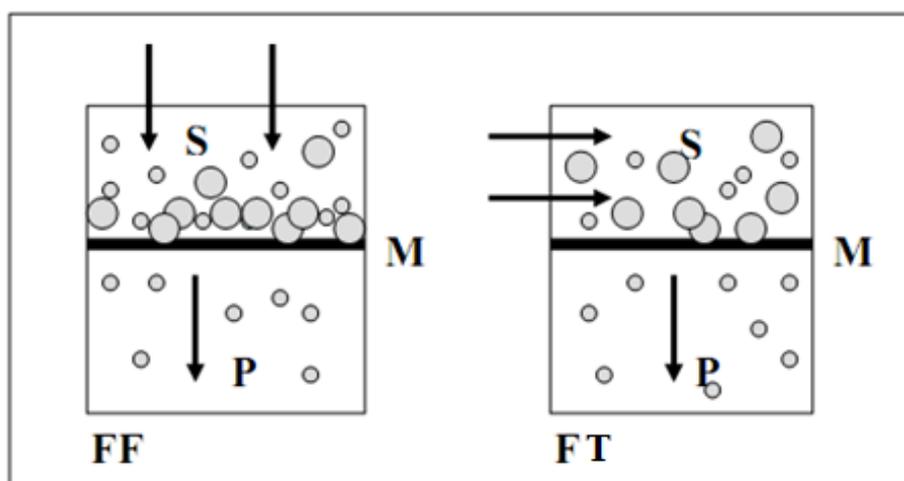


Figura 1 – Desenho esquemático do sistema de filtração frontal e tangencial. Filtração frontal (FF), filtração tangencial (FT), suspensão (S), membrana (M), permeado (P) (KOROS *et al.*, 1996 *apud* Provenzi, 2005).

Por outro lado, na filtração tangencial ou fluxo cruzado, o fluxo do permeado é perpendicular à membrana, enquanto que o fluxo de circulação do sistema permanece no sentido paralelo à membrana. Assim, este sistema permite diminuir a concentração de

partículas que se depositam sobre a membrana, proporcionando maior eficiência do sistema de filtração (PROVENZI, 2005).

### 3.2.3 Características das membranas

Os processos de separação por membranas dependem demasiadamente das características das membranas. Para Pelegrin (2004), as características mais importantes são: espessura, porosidade, seletividade e permeabilidade.

#### 3.2.3.1 Espessura

Para membranas que apresentam características morfológicas semelhantes, quanto maior a espessura da subcamada, maior sua resistência ao fluxo e menor a taxa de permeação. Desta forma, as membranas utilizadas industrialmente apresentam suporte macroporoso, tornando-as mais resistentes. A nova resistência apresentada pelas membranas é sempre inferior a da subcamada. Dessa forma, a camada filtrante, a subcamada e o suporte macroporoso funcionam com resistências decrescentes e em série (PELEGRIN, 2004). A Figura 2 ilustra uma membrana com múltiplas camadas.

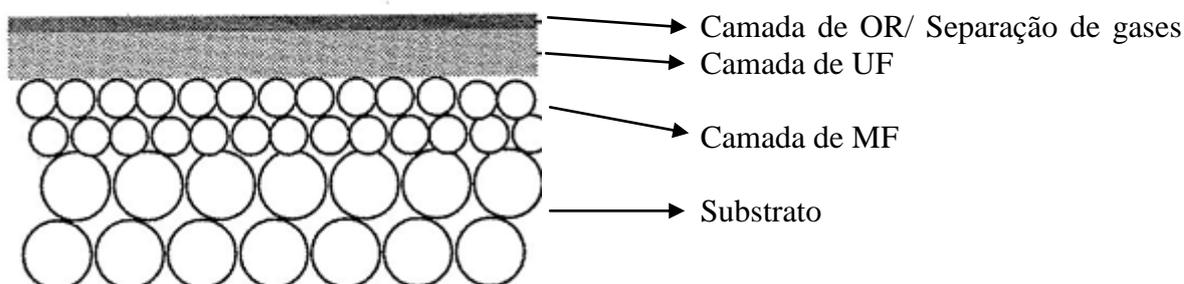


Figura 2 – Desenho esquemático de uma membrana inorgânica com multicamadas (MULDER, 2003).

#### 3.2.3.2 Porosidade das membranas

Porosidade é a relação entre a parte sólida e os poros da membrana, isto é, pode ser considerada como a quantidade de vazios na estrutura da membrana. Deste modo, a porosidade pode ser determinada relacionando o número de poros com a superfície da membrana, ou seja, com a camada filtrante e, neste caso, é expressa em poros/m<sup>2</sup>. Entretanto, a porosidade também pode ser referida a toda membrana, e ser expressa como (Eq. 01):

$$\varepsilon = 1 - \frac{DM}{DP} \quad \text{Eq. 01}$$

Onde:

$\varepsilon$ : Porosidade [adimensional]

DM: Densidade da membrana [ $\text{kg/m}^3$ ]

DP: Densidade do polímero [ $\text{kg/m}^3$ ]

Assim, quanto maior a porosidade da subcamada, menor a resistência ao fluxo do solvente através da membrana. Além disso, a porosidade relaciona-se diretamente com o processo utilizado na preparação ou no pós-tratamento da membrana (PELEGRIN, 2004; MAESTRI, 2007).

### 3.2.3.3 Seletividade

A seletividade de uma membrana depende da distribuição do tamanho dos poros, sendo que sua determinação é de fundamental importância para caracterização da membrana. Entretanto, as membranas não possuem tamanhos únicos de poros, elas apresentam uma distribuição de tamanhos de poros em torno de um diâmetro médio. Por conseguinte, existem vários métodos para determinação do diâmetro médio dos poros de uma membrana. Para Pelegrin (2004) e Provenzi (2005), os métodos mais utilizados são: medida direta com auxílio do microscópio eletrônico de varredura, porosimetria de mercúrio, porosimetria de deslocamento de líquido e uso de soluções de polímeros polidispersos.

### 3.2.3.4 Permeabilidade

O fluxo permeado ( $J_p$ ) é definido como o volume que permeia através da membrana por unidade de área e de tempo, ou seja, vazão ( $Q_p$ ) por área ( $A$ ), sendo geralmente representado em  $\text{L/m}^2\cdot\text{h}$ .

$$J_p = \frac{Q_p}{A} \quad \text{Eq 02}$$

Tomando a membrana como inerte ao solvente e incompressível pela ação da pressão, o fluxo permeado de um solvente puro é diretamente proporcional à pressão transmembrana, para os processos que utilizam gradiente de pressão como força motriz (VIANA, 2004). Assim, determina-se a permeabilidade da membrana. Entretanto, quando o solvente utilizado é água pura, este parâmetro é denominado permeabilidade hidráulica.

$$J_p = L_p \cdot \Delta P$$

Eq 03

Onde:

$L_p$  = Permeabilidade da membrana para o solvente em questão [L/m<sup>2</sup>.h.bar]

$\Delta P$  = Pressão transmembrana [bar]

Em uma pressão de operação constante, o fluxo permeado de um solvente puro não varia em função do tempo. Entretanto, caso haja diminuição do fluxo com o tempo, pode ser atribuída à existência de alguma alteração da membrana, como deformação mecânica, interações físico-químicas com o solvente ou presença de impurezas no solvente. Se o motivo para o decréscimo do fluxo com o tempo for apenas por deformação mecânica, este decréscimo é atribuído ao fenômeno de compactação, o qual é função do valor da pressão aplicada e das características estruturais da membrana.

Segundo Provenzi (2005), o escoamento de uma solução ou suspensão complexa através de um meio poroso conduz a diferentes fenômenos que alteram a permeabilidade. Além disso, a distribuição dos tamanhos médios das partículas que compõem uma suspensão biológica é bastante variada. Assim, as modificações de propriedades de escoamento podem ser divididas de acordo com o tamanho das partículas do meio em relação aos poros da membrana.

### 3.2.4 Tipos de membranas e módulos

Para viabilizar a utilização de membranas em processos de separação, tanto em indústrias quanto em estações de tratamento de água e efluentes, as membranas devem ser acomodadas na forma de módulos compactos. Estes por sua vez, são considerados o elemento básico de um sistema de membranas, pois congregam todas as estruturas necessárias para viabilizar a operação das membranas como unidade de separação (PELEGRIN, 2004; MAESTRI, 2007). Os seguintes elementos constituem os módulos:

- ✓ Membranas;
- ✓ Estruturas de suporte da pressão, do vácuo ou da corrente elétrica aplicados ao sistema;
- ✓ Canais de alimentação e remoção do permeado e do concentrado.

Os módulos de membranas são projetados para atender aos seguintes requisitos:

- ✓ Limitar o acúmulo de material retido pela membrana através da otimização da circulação do fluido a ser tratado;
- ✓ Maximizar a superfície da membrana por volume de módulo;
- ✓ Evitar a contaminação do permeado com o material do concentrado;
- ✓ Simplificar o manuseio;
- ✓ Permitir a limpeza eficiente da membrana;
- ✓ Reduzir o volume morto.

Para atender a estas condições, surgiram diferentes tipos de módulos de membrana, dos quais os principais são: módulos com placa e quadro, módulos espirais, módulos tubulares, módulos com fibras ocas e módulos com discos rotatórios.

#### 3.2.4.1 Módulo com placa e quadro

Esta configuração de módulos é considerada a mais simples dentre as conhecidas. Sua utilização predomina no mercado de eletrodialise (ED), para utilização em sistemas de tratamento de água e esgoto. Estes módulos compreendem camadas alternadas de membranas planas e placas de suporte, empilhadas vertical ou horizontalmente (Figura 3). Os módulos com placas apresentam densidade volumétrica relativamente pequena (100 a 400 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>) se comparados aos sistemas de fibras ocas ou espiral (RADJENOVIC *et al.*, 2008).



Figura 3 – Módulo de placas planas utilizado em sistema de ED do LACOR-UFRGS.

#### 3.2.4.2 Módulos com fibras ocas

As fibras são fixadas nas duas extremidades de um tubo, empregando uma resina, que também possibilita a vedação e separação dos compartimentos de água bruta e de permeado (Figura 4). Os módulos de fibras ocas apresentam maior aplicação em sistemas de microfiltração e ultrafiltração, possuindo área de membrana por volume de módulo de cerca de  $1.000 \text{ m}^2/\text{m}^3$ , porém, em sistemas de osmose reversa sobe para  $10.000 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Ademais, o número de fibras por módulo pode variar de algumas centenas a 22.500, dependendo do fabricante.



Figura 4 – Módulo de fibras ocas (RADJENOVIC *et al.*, 2008).

#### 3.2.4.3 Módulos tubulares

Este tipo também é considerado um formato simples de módulo, pois consiste em tubos revestidos internamente com uma membrana (Figura 5). É composto por tubos individuais ou blocos de tubos empacotados no interior de cilindros de suporte. Os módulos tubulares apresentam baixa área de membranas por volume de módulo, porém podem ser operados a altas velocidades de transporte de líquido no interior dos tubos, o que aumenta demasiadamente o consumo de energia, implicando em sua menor utilização.

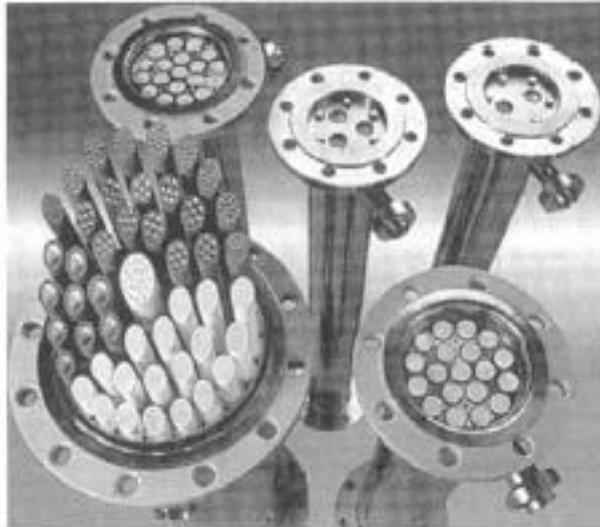


Figura 5 – Módulos tubulares (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001).

#### 3.2.4.4 Módulos espirais

Confeccionados a partir de um conjunto de tubos de pressão (PVC ou aço inoxidável) e de elementos ou cartuchos de membranas espirais inseridos no interior do tubo. Desta forma, cada elemento é composto por um pacote de membranas e espaçadores enrolados em torno de um tubo coletor central, o qual tem por finalidade coletar o permeado. Uma grande quantidade de pacotes de filtração é acondicionada lateralmente, sempre respeitando a estrutura lamelar do elemento, e enrolados em volta do tubo coletor central, formando o elemento (Figura 6). Os módulos espirais apresentam altas densidades volumétricas de membranas (700 a 1.000 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>), conseqüentemente são os módulos mais utilizados em aplicações que demandam pressões altas e intermediárias, tais como os sistemas de osmose reversa e nanofiltração, respectivamente.



Figura 6 – Corte de um módulo espiral (RADJENOVIC *et al.*, 2008).

### 3.2.4.5 Módulos com discos rotatórios

As membranas são fixadas em placas redondas montadas sobre um eixo rotatório (Figura 7), o qual, sob o simples movimento giratório, remove continuamente a camada de material retido na superfície das membranas. Neste sistema, há um alto consumo de energia, concomitantemente, há dificuldade de aumento de escala, restringindo sua aplicação a unidades de pequeno porte. Por conseguinte, os módulos com discos rotatórios são utilizados principalmente para microfiltração e ultrafiltração de água ou como componentes de biorreatores de membranas experimentais.

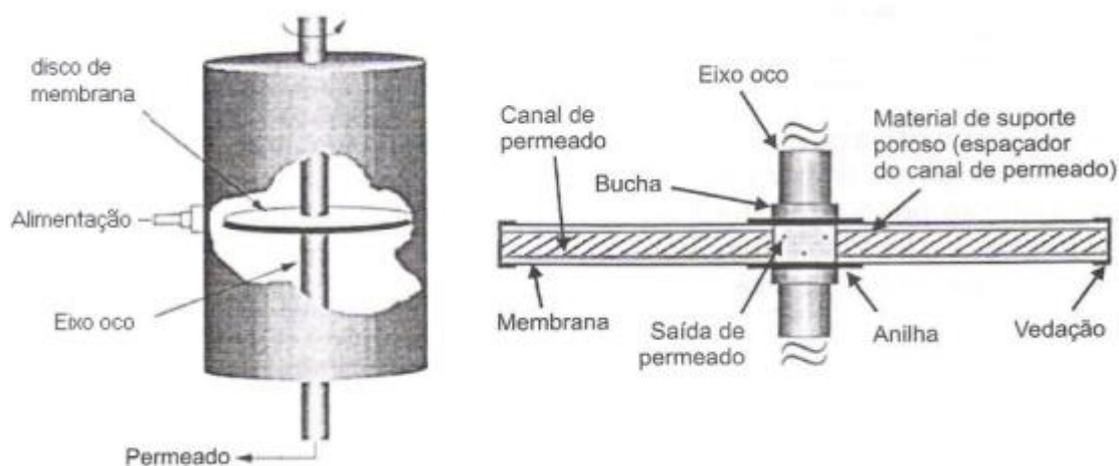


Figura 7 – Desenho de módulo com disco rotatório (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001).

## 3.3 Biorreatores à Membrana (MBRs)

MBRs são reatores biológicos com biomassa em suspensão, onde a separação de sólidos se dá por microfiltração através de membranas com tamanho de poro variando de 0,1 a 0,4  $\mu\text{m}$  (METCALF & EDDY, 2003). Segundo Provenzi (2005), MBRs consistem na união de um tratamento biológico, normalmente lodos ativados, a um processo de separação física por membranas de micro ou ultrafiltração. Desta forma, biorreator à membrana é um processo híbrido que combina um processo biológico, geralmente aeróbio, a um processo físico de filtração por membranas. Esta tecnologia avançada de tratamento de águas residuárias e de águas para abastecimento municipal (PROVENZI, 2005) vem ganhando destaque nos últimos anos, principalmente em países desenvolvidos, por possuírem menor disponibilidade de água e de área para seu tratamento. No Brasil, esta tecnologia ainda é incipiente e vários estudos foram e estão sendo realizados para melhor compreender esta promissora tecnologia voltada

ao tratamento de efluentes (BEAL, 2004; VIANA, 2004; PELEGRIN, 2004; PROVENZI, 2005; MAESTRI, 2007; LOURES, 2007; SOUSA, 2008; BOFF, 2008; SILVA, 2009).

Para Lapolli (1998) *apud* Maestri (2007), os MBRs realizam simultaneamente duas funções, tratamento biológico no biorreator e separação física através da membrana. O biorreator possui a função de transformar a matéria orgânica em matéria mineral ( $\text{CO}_2$ , nitratos, fosfatos, etc) e em biomassa (novas células), enquanto que a membrana se encarrega de separar a fase líquida da sólida, de tal forma que a filtração é realizada impondo-se uma circulação frontal ou tangencial da suspensão através da membrana. Da mesma forma, Pollice *et al.* (2008) atribuem a esta tecnologia, a integração da degradação biológica de efluentes ao processo de filtração por membranas, assegurando efetiva remoção de contaminantes orgânicos e nutrientes de efluentes municipais e/ou industriais. Basicamente, os MBRs (Figura 8) são uma variante do processo de lodos ativados (Figura 9), uma vez que o decantador secundário é substituído por um sistema de filtração por membranas, geralmente de micro ou ultrafiltração. Entretanto, processos biológicos anaeróbios também são utilizados em MBRs (BEAL, 2004; VIDAL, 2006).

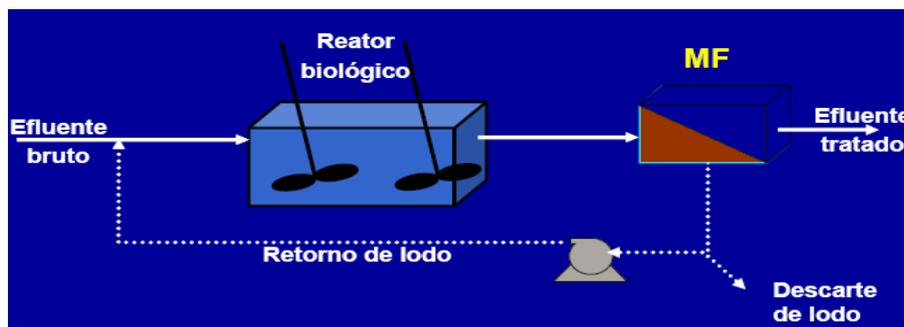


Figura 8 – Desenho esquemático do sistema de MBR.

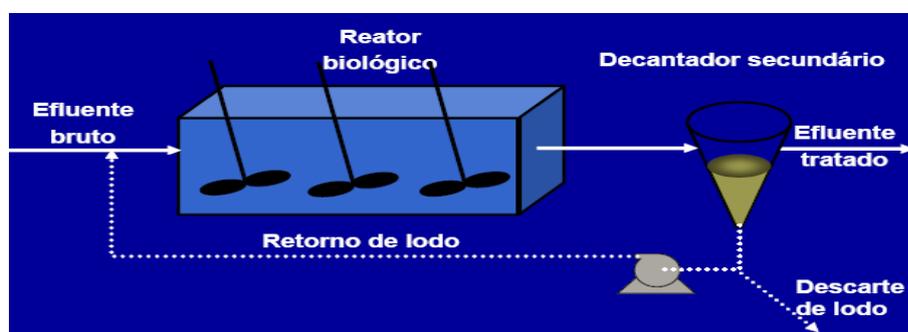


Figura 9 – Desenho esquemático do sistema de LAC.

Uma das grandes vantagens dos MBRs, para com os LAC, é ser um sistema mais compacto, pois eles operam com elevadas concentrações de lodo ativado, geralmente entre 15

– 25 g/L, podendo atingir até 50 g/L (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001), enquanto que os LAC operam com concentrações de 1,5 – 4,5 g/L, dependendo da modalidade (VON SPERLING, 1997). Uma vez que o reator é operado com concentrações de biomassa bem mais elevadas, mantendo-se fixa a relação alimento por microrganismo (A/M), o volume necessário para o tanque de aeração também pode ser diminuído. Do mesmo modo, além de os módulos de membrana substituírem os decantadores secundários, também podem substituir os decantadores primários, ocupando uma área muito menor para tratar a mesma vazão (VIANA, 2004).

### 3.3.1 Tipos de Biorreatores à Membrana

A classificação dos sistemas de MBRs é realizada de acordo com sua configuração e modo de operação, de tal modo que, basicamente, se encontram distribuídos em dois grupos: i) módulo de membranas submerso no biorreator; e ii) módulo de membranas externo ao biorreator (LENS *et al.*, 2002; METCALF & EDDY, 2003; RADJENOVIĆ *et al.*, 2008).

#### 3.3.1.1 MBR com módulo de membrana submerso

O elemento chave, que caracteriza os MBRs submersos, é a imersão do módulo de membranas diretamente dentro do reator biológico ou em um tanque em separado para as membranas. As membranas são sujeitas a um vácuo, no lado do permeado, proporcionando a permeação da solução (com as moléculas menores que o tamanho dos poros) através da membrana, enquanto que os sólidos (com tamanho maior que os poros da membrana) são retidos no biorreator (METCALF & EDDY, 2003).

Dentro desta classe de MBRs também há diferentes configurações. Como ilustrado na Figura 10a, o vácuo causado no lado do permeado, é provocado utilizando-se uma bomba, geralmente peristáltica ou a vácuo. Porém, a diferença de pressão, que provoca a passagem do líquido através da membrana, também pode ser obtida por pressão hidráulica, provocada pela diferença da altura da coluna de líquido com relação ao módulo de membranas (Figura 10b) (MAESTRI, 2007). Além disso, o módulo de membranas pode ficar posicionado diretamente sobre o sistema de aeração, ou em um compartimento separado dentro do próprio biorreator (WU *et al.*, 2008).

O sistema submerso também é caracterizado por operar com baixas diferenças de pressão, de tal forma que a pressão transmembrana (PTM, diferença de pressão na membrana entre a alimentação e o permeado), geralmente, varie de 0,2 a 0,8 bar (ARTIGA *et al.*, 2005;

HWANG *et al.*, 2007; POLLICE *et al.*, 2008; ARABI & NAKHLA, 2008; LEE *et al.*, 2009). Paralelamente a isso, esta configuração também apresenta baixo consumo de energia, entre 0,2 a 0,4 kWh/m<sup>3</sup> de filtrado (CÔTÉ & THOMPSON, 2000).

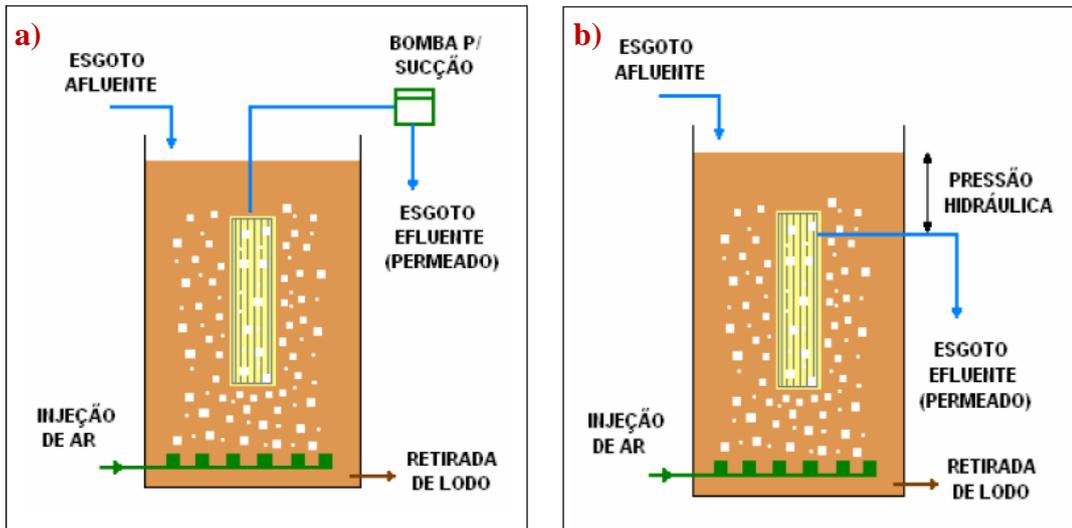


Figura 10 – MBR submerso: (a) permeado retirado por bomba de sucção; (b) permeado retirado por gravidade (MAESTRI, 2007).

### 3.3.1.2 MBR com módulo de membrana externo

Esta configuração de MBR, como a própria nomenclatura aborda, consiste em um biorreator ao qual é acoplado externamente o módulo de membranas (Figura 11). Assim, a suspensão do biorreator é bombeada ao sistema de membranas, a qual promove a separação em dois canais: o do permeado, que é removido; e o do concentrado, o qual retorna ao biorreator (LENS *et al.*, 2002; METCALF & EDDY, 2003).

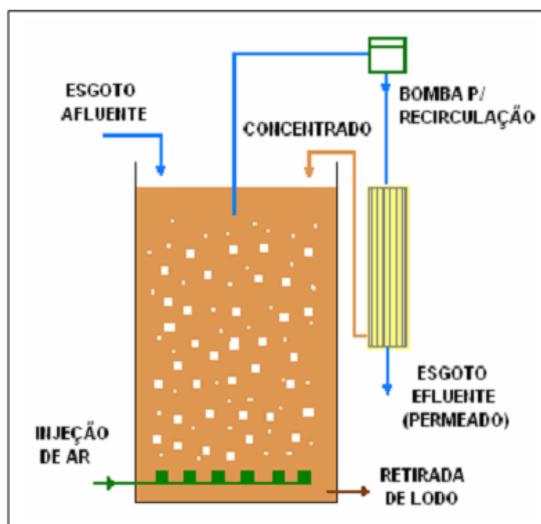


Figura 11 – MBR com módulo externo (MAESTRI, 2007).

Os MBRs com membranas externas possuem um alto consumo de energia, de 1 a 10 kWh/m<sup>3</sup> de filtrado (CÔTÉ & THOMPSON, 2000), devido à necessidade de uma elevada velocidade tangencial (VIANA, 2004). Logo, o elevado consumo de energia acaba por restringir a utilização deste modelo de biorreator a sistemas de pequeno e médio porte, onde o reuso de água é economicamente interessante ou a otimização de espaço é um importante critério operacional (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001).

Segundo Thomas, Judd & Murrer (2000), a otimização da operação desta configuração resulta em elevados valores de fluxo de permeado em função do tempo. Sua obtenção se dá através da combinação de diversos fatores, tais como: PTM, gerada pela recirculação de afluente pela válvula reguladora de pressão; velocidade tangencial no módulo; frequência e duração de retrolavagens; e pulsos de ar na corrente de alimentação. Por conseguinte, devido à necessidade de uma área de membranas reduzida, o elevado consumo de energia é parcialmente compensado, quando esta configuração é comparada à de módulo submerso.

### **3.3.2 Aspectos importantes em MBRs**

Os sistemas de tratamento de águas residuárias possuem diversos fatores externos que podem interferir em seu desempenho, tais como temperatura, características do afluente, etc. Existem também fatores relacionados à operação e podem ser controlados (pH, aeração, concentração de biomassa, dentre outros). Isso se aplica a todos os sistemas, desde os mais simples (sedimentadores, lagoas, etc.) até os mais complexos, como os biorreatores à membrana. Entretanto, para os MBRs, por se tratarem de um PSM, além dos fatores citados acima, há outros que podem vir a influenciar seu desempenho, devido à presença das membranas. Alguns desses fatores, considerados importantes, serão descritos na sequência.

#### **3.3.2.1 Aeração**

O sistema de aeração, utilizado apenas em métodos aeróbios, tem por principal objetivo fornecer aos microrganismos presentes no biorreator o oxigênio necessário para o desenvolvimento das reações biológicas. A quantidade necessária de oxigênio varia em função da idade do lodo e da carga mássica, dependendo, portanto, da velocidade de crescimento bacteriano e da respiração endógena (MELCHIOR *et al.*, 2003). Contudo, a grande maioria dos autores Badani *et al.* (2005), Maestri (2007), Pollice *et al.* (2008) e Kimura, Naruse & Watanabe (2009) trabalharam com a concentração de oxigênio dissolvido na faixa de 2 a 6 mg/L. Ao mesmo tempo, o sistema de aeração também pode ser utilizado para manter a biomassa em suspensão (MELCHIOR *et al.*, 2003).

Em MBRs submersos, a aeração também pode ser utilizada para mais um propósito, a prevenção do *fouling*. Quando o sistema de aeração é adequadamente disposto sob o módulo de membranas, o cisalhamento provocado pelas bolhas de ar ao entrar em contato com a superfície das membranas diminui a deposição e remove algumas partículas depositadas sobre as mesmas, atenuando a incidência do *fouling* (JEONG *et al.*, 2007; ARABI & NAKHLA, 2008).

### 3.3.2.2 Concentração de sólidos

O desempenho do biorreator é diretamente afetado pela presença de sólidos dissolvidos, coloidais ou em suspensão, de tal maneira que o aumento da concentração de sólidos no reator provoca a diminuição do fluxo de permeação, devido à deposição de partículas sobre a membrana (MAESTRI, 2007).

Estudos têm sido realizados dentro de uma larga faixa de concentração de sólidos suspensos totais no tanque de aeração, variando de 2,7 g/L (KIMURA, NARUSE & WATANABE, 2009) a 30 g/L (SCHOLZ & FUCHS, 2000). Entretanto, Viana (2004) desaconselha a utilização de elevadas concentrações de sólidos suspensos totais no tanque de aeração (SSTA), porque podem dificultar a turbulência responsável pela minimização da deposição de partículas sobre o módulo de membrana submersa. Do mesmo modo, Visvanathan, Aim & Parameshwaran. (2000) indicam que concentrações superiores a 40 – 50 g/L também devem ser evitadas, pois aumentam substancialmente o risco de queda brusca do fluxo de permeação devido ao aumento da viscosidade do lodo, além de dificultar a transferência de oxigênio.

### 3.3.2.3 Pressão transmembrana

Para Provenzi (2005), a PTM está diretamente relacionada ao acúmulo de partículas sobre a membrana. Assim, quanto maior a PTM, maior será a velocidade com que as partículas se depositam sobre a membrana. Desta forma, a pressões menores, o sistema tende a manter a filtração mais estável, resultando em menores variações do fluxo permeado ao longo do tempo.

Em sistemas com módulos submersos, como mencionado no item 3.3.1.1, a operação é realizada a baixas pressões (0,2 – 0,8 bar), pois quanto maior a PTM, maior e mais rápido será o entupimento dos poros da membrana. Entretanto, em pesquisas realizadas em sistemas com módulo externo, onde a PTM é controlada pela velocidade tangencial da alimentação e pela

válvula de ajuste de pressão, o sistema é operado em uma faixa mais ampla. Zhang *et al.* (2009) trabalharam com pressões de 0,2 a 0,8 bar; Viana (2004) entre 0,05 e 1 bar; Wisniewski *et al.* (2002) entre 1 e 1,35 bar; já Beal (2004) utilizou pressões entre 4 e 8 bar.

#### 3.3.2.4 Colmatação em MBRs

A colmatação é um processo físico que acontece devido à formação de uma camada de partículas (torta) sobre a membrana, provocando o decaimento do fluxo de permeação ao longo do tempo de operação (PELEGRIN, 2004). Segundo Radjenović *et al.* (2008) este fenômeno, também conhecido por *fouling*, é uma das principais limitações nos processos de MBRs, ocorrendo como consequência da interação entre a membrana e os SSTA. De acordo com estes autores, *fouling* de membranas, em MBRs, é um fenômeno muito complexo, com diversos fenômenos interferindo em sua causa, além disso, é muito difícil localizá-lo e defini-lo claramente. Entretanto, Radjenović *et al.* (2008) citam alguns fatores como sendo a principal causa deste fenômeno:

- ✓ Adsorção de macromoléculas e material coloidal;
- ✓ Crescimento de biofilme na superfície da membrana;
- ✓ Precipitação de matéria inorgânica;
- ✓ Envelhecimento da membrana.

Segundo Schneider & Tsutiya (2001), o surgimento da torta inicia com a retenção de partículas maiores que o diâmetro dos poros. Forma-se uma primeira camada e esta torta começa a operar como uma membrana adicional. A torta geralmente apresenta estrutura irregular e dinâmica, de crescimento próprio. Assim, ela cresce tanto pela incorporação de material particulado com diâmetro maior que seus poros, quanto pelo agrupamento de colóides, partículas e moléculas de tamanho menor que os poros da torta.

Para Maestri (2007), em PSMs aplicados a processos biológicos de tratamento de efluentes, como MBRs, a colmatação ocorre por *biofouling*, ou seja, pelo depósito de matéria orgânica e crescimento de comunidades de microrganismos aderidos à membrana. Diferentemente do *fouling*, o qual não apresenta crescimento de microrganismos, o *biofouling* inicia com a deposição de matéria orgânica sobre a membrana. Na sequência, microrganismos começam a se aderir a ela para degradar a matéria orgânica. Durante esta degradação, os microrganismos liberam polímeros extracelulares no meio, formando uma espécie de gel (Figura 12). Deste modo, diversos problemas são associados à ocorrência de *biofouling*:

- ✓ Aumento da intensidade da polarização por concentração, pelo acúmulo de sais rejeitados pela membrana na matriz do biofilme;
- ✓ Sítios de cristalização no interior de biofilmes podem induzir a precipitação de sais minerais de baixa solubilidade;
- ✓ Biofilme pode bloquear os canais de alimentação e do concentrado;
- ✓ Bactérias do biofilme podem degradar alguns materiais da membrana;
- ✓ Biofilme no canal do permeado pode contaminar o permeado;
- ✓ Redução do fluxo de operação;
- ✓ Interrupção da operação para limpeza química da membrana;
- ✓ Aumento dos custos operacionais pelo aumento do consumo de energia e com a compra de produtos químicos;
- ✓ Redução da vida útil da membrana.

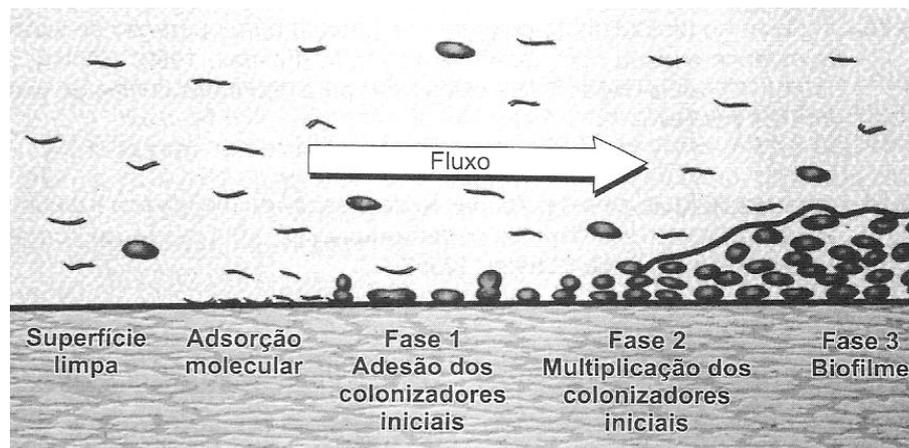


Figura 12 – Esquema da formação de *biofouling* (SHNEIDER & TSUTIYA, 2001).

### 3.3.2.5 Polarização por concentração

O fenômeno de polarização por concentração é caracterizado pelo aumento da concentração de soluto na interface membrana/solução, promovendo resistência à filtração. Este fenômeno gera uma retrodifusão do soluto em direção ao seio da solução. Assim é estabelecido um perfil de concentração deste soluto na região próxima à interface membrana/solução (PROVENZI, 2005).

Na filtração frontal, mesmo com o retorno das substâncias retidas, ao seio da solução, a tendência é de um constante aumento da concentração de compostos próximo à membrana, impossibilitando a estabilização do fluxo. Entretanto, na filtração tangencial, a solução escoia paralelamente à superfície da membrana, de tal forma que o permeado é retirado transversalmente à mesma. Assim, à medida que a velocidade tangencial no módulo de

membranas é aumentada, diminui a espessura da camada polarizada e a concentração na interface com a membrana (VIANA, 2004).

### 3.3.2.6 Compactação da membrana

Ao submeter membranas poliméricas à pressão, os polímeros são ligeiramente reorganizados, mudando sua estrutura, de tal maneira que aumenta a resistência da membrana, reduz a porosidade e conseqüentemente o fluxo (PERSSON, GEKAS & TRÄGÅRDH, 1995). Quando o único motivo para o decréscimo de fluxo do solvente puro com o tempo é a deformação mecânica, o fenômeno é conhecido como compactação, o qual é função da pressão aplicada e das características estruturais da membrana, incluindo o tipo de polímero utilizado (HABERT, BORGES & NOBREGA, 2006).

Nos processos de filtração por membranas, onde a força motriz é a pressão, a compactação é inevitável. Portanto, a compactação prévia evita os efeitos da pressão sobre a estrutura da membrana em experimentos posteriores (STREIT *et al.*, 2009). Assim, em ensaios de compactação, utiliza-se uma PTM superior à pressão de trabalho, deixando o sistema permeando água até atingir fluxo de permeado constante.

### 3.3.2.7 Fluxo crítico e fluxo limite

Como mencionado anteriormente, um importante problema encontrado em PSMs é o *fouling*. Este fenômeno tem sido amplamente estudado, de tal maneira que sua minimização torna estes processos mais atrativos, pois garante um maior fluxo permeado, bem como proporciona maior vida útil às membranas. Um mecanismo para mitigação do *fouling* é a determinação do fluxo crítico, que consiste no maior valor de fluxo permeado abaixo do qual não ocorre *fouling* (HAN *et al.*, 2005) ou sua ocorrência se torna desprezível (VIANA, 2004). Acima do fluxo crítico é observado *fouling*, pois nesta condição existe uma maior tendência de arraste das partículas durante a permeação, fazendo com que elas se depositem mais rapidamente, não permitindo que as condições hidrodinâmicas evitem a formação da torta. Sendo assim, para melhor caracterizar os fenômenos de colmatação, é importante considerar a evolução do fluxo em função da pressão transmembrana.

HAN *et al.* (2005) descrevem duas maneiras de determinar o fluxo crítico: uma é mantendo o fluxo constante e observar a PTM, e assim, quando houver aumento na PTM, é estabelecido o fluxo crítico. Outra forma é manter a PTM constante e medir o fluxo permeado. Desta forma, operando com PTM constante, o fluxo crítico é definido como o

primeiro momento em que ocorrer queda no fluxo permeado. Entretanto, Bacchin, Aimar & Field (2006) também definem o fluxo crítico como o fluxo em que a PTM começa a afastar-se da linha de água pura, a qual é representada por uma linha reta.

O fluxo crítico marca a transição entre um regime de polarização estável e instável. No momento em que o fluxo crítico é ultrapassado, as forças de atração são superiores às forças repulsivas e todo aumento de pressão não implica mais em um aumento do fluxo, uma vez que o fluxo tende a um valor limite (Figura 13). Portanto, o fluxo limite representa o máximo fluxo permeado, em regime estacionário, que pode ser alcançado aumentando-se a PTM, com uma determinada solução ou suspensão sob um dado conjunto de condições hidrodinâmicas (BACCHIN, AIMAR & FIELD, 2006).

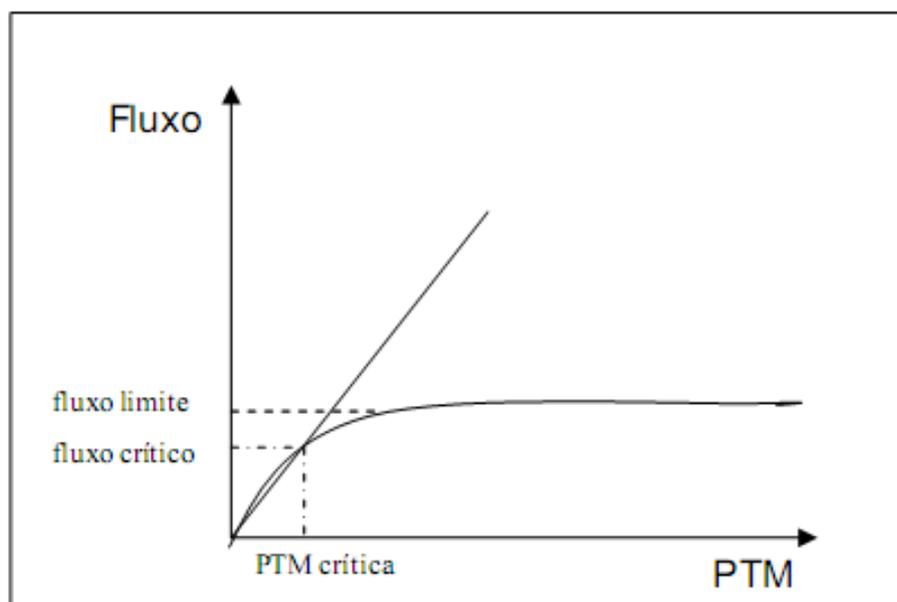


Figura 13 – Esquema do fluxo em função da PTM (PROVENZI, 2005).

### 3.3.3 Mecanismos que auxiliam no controle da colmatação

A colmatação da membrana é um fator limitante para operação de MBRs, entretanto, muitos estudos estão sendo desenvolvidos para compreender, reduzir ou eliminar a ocorrência deste fenômeno indesejado (MENG *et al.*, 2007; JEONG *et al.*, 2007; ARABI & NAKHLA, 2008; WU *et al.*, 2008; KIMURA, NARUSE & WATANABE, 2009). Assim, diversos mecanismos foram criados para auxiliar no controle da colmatação, destacando-se: disposição do sistema de aeração, retro-lavagens, interrupção na filtração, pressão de operação, frequência de limpezas, vazão de alimentação ou velocidade tangencial e injeção de ar na corrente de alimentação.

O material responsável por provocar a colmatação pode ser disperso pelo aumento da velocidade tangencial (módulo externo) ou pela agitação próxima às membranas ou ainda, como citado no item 3.3.2.1, pela disposição do sistema de aeração sob o módulo (módulo submerso). Baixas pressões de filtração, bem como retrolavagens e frequentes limpezas também minimizam a incidência da colmatação. Em MBRs submersos, ciclos intermitentes entre sistema de filtração ligado/desligado, também propiciam bons resultados.

Do mesmo modo, em MBRs submersos, há a possibilidade de utilizar dois módulos, sendo que enquanto um dos módulos é usado para filtrar, o outro é insuflado com ar promovendo a aeração. Assim, quando o módulo está trabalhando com a função de aerar, ele está também sendo retrolavado com ar. Já em MBRs com módulo externo, a injeção de ar na corrente de alimentação provoca turbulência e assim, carrega consigo as substâncias responsáveis pela colmatação (VIANA, 2004).

#### **3.3.4 Limpeza química da membrana em MBRs**

Todos os processos de membranas possuem um sistema que permite a limpeza química periódica das membranas. Assim, é possível utilizá-la para minimizar os efeitos da colmatação e realizar a manutenção do fluxo de permeação sem elevar o consumo de energia em PSMs.

Segundo Schneider & Tsutiya (2001) a limpeza química é utilizada para a remoção do material remanescente aos processos de retrolavagem, tais como: óxidos de ferro, sedimentos, carvão, sílica, sais, géis de matéria orgânica e biofilmes microbianos. Do mesmo modo, os ciclos de limpeza química podem ocorrer em intervalos de semanas ou até mesmo meses, dependendo da intensidade da colmatação. Entretanto, Le-Clech, Fane & Leslie (2005), classificam a limpeza química em diferentes tipos e intensidades:

- ✓ Retrolavagem quimicamente forçada (diária);
- ✓ Manutenção de limpeza com maior concentração química (semanal);
- ✓ Limpeza química intensiva (semestral ou anual).

A limpeza química é efetuada quando os parâmetros de operação, fluxo ou pressão, atingem valores pré-estabelecidos. A combinação dos seguintes fatores é utilizada para identificar o momento adequado para a realização da limpeza (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001):

- ✓ Cinética da redução de fluxo permeado;

- ✓ Redução da rejeição de solutos pela membrana;
- ✓ Aumento da pressão diferencial entre as extremidades do módulo.

Os ciclos de limpeza, de duração entre 45 min e 24 h, restauram o fluxo das membranas a valores próximos ao inicial, porém, dependem da dificuldade de remoção do biofilme e material precipitado.

Maestri (2007) descreve os procedimentos de limpeza química recomendados por alguns fabricantes de membranas: Memcor e Zenon.

- ✓ Limpeza química sugerida pela empresa Memcor para sistemas de microfiltração:
  - Limpeza operacional: sequência de *flush*, retrolavagem com ar (6,0 bar) e novamente *flush* a cada 15 min de filtração.
  - Limpeza de manutenção: limpeza alcalina com NaOH (12 %) mais *Meanclean* (0,55 %) seguido de limpeza ácida com ácido cítrico (pH = 2). O ácido cítrico é inserido na parte interna da membrana e fica imerso por 40 min. Este procedimento é realizado semanalmente.
  
- ✓ Limpeza química sugerida pela empresa Zenon para sistemas de ultrafiltração:
  - Limpeza operacional: realização de retrolavagem a cada 15 min com duração de 15 s e relaxamento a cada 12 min com duração de 1 min.
  - Limpeza de manutenção: sequência de retrolavagens do permeado com hipoclorito de sódio a 200 mg/L e imersão por 30 a 40 min. Procedimento realizado semanalmente.
  - Limpeza de recuperação: emprego de uma solução de hipoclorito de sódio mais concentrada (500 – 1.000 mg/L) ou ácido cítrico até pH = 2,5 por 6 – 12 horas. Procedimento realizado entre 1 e 6 meses.

### 3.3.5 Parâmetros operacionais em MBRs

O pH é um parâmetro muito importante em unidades de tratamento de efluentes, especialmente para os sistemas biológicos. Conforme Metcalf & Eddy (1977), a maioria dos microrganismos não tolera níveis de pH fora da faixa 4,0 – 9,5, sendo o pH ótimo entre 6,5 e 7,5. Beal (2004) também atribui outra função ao pH: influência no *fouling*. Variações no pH influem na solubilidade de sais e proteínas. O efeito do pH sobre a proteína ocorre em relação à sua conformação e solubilidade. No ponto isoelétrico, a solubilidade das proteínas diminui e

a interação entre proteína e membrana muda de acordo com a faixa de pH utilizada. Assim, o fluxo diminui quando o pH está próximo ao ponto isoelétrico e aumenta quando os valores de pH se afastam deste ponto.

A temperatura também é um fator importante em processos biológicos, pois influencia na solubilidade do oxigênio e na atividade microbiana. Segundo Braile & Cavalcanti (1993), a concentração de O<sub>2</sub> dissolvido na água a 0 °C é 14 mg/L, a 20 °C é 9 mg/L e a 35 °C < 7 mg/L. De acordo com Metcalf & Eddy (2003), a eficiência global também é afetada pela temperatura, pois interfere na atividade metabólica dos microrganismos e pode ser expressa pela seguinte equação:

$$k_T = k_{20} \cdot \theta^{(T-20)} \quad \text{Eq. 04}$$

Onde:

$k_T$  = Coeficiente de reação à temperatura T [°C];

$k_{20}$  = Coeficiente de reação à 20 °C;

T = Temperatura [°C];

$\theta$  = Coeficiente de ajuste da temperatura [1,02 – 1,25].

Entretanto, Viana (2004) alerta que elevações na temperatura aumentam a taxa das reações químicas e biológicas, contudo, deve-se operar na faixa de temperatura usual de sobrevivência dos microrganismos. Por conseguinte, Beal (2004) profere a importância de manter a temperatura constante, pois diferentes faixas de temperaturas favorecem distintos tipos de microrganismos, podendo alterar as características de digestão do sistema.

A idade do lodo consiste no tempo médio de retenção celular ou de permanência média de uma partícula em suspensão no tanque de aeração (VIANA, 2004). Esta variável pode ser determinada pela razão entre a massa de sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração (SSVTA) e a massa de sólidos suspensos voláteis (SSV) descartada diariamente.

$$\theta_c = \frac{SSVTA \cdot V}{(Q_{ld} \cdot SSV_{ld}) \cdot (Q_e \cdot SSV_e)} \quad \text{Eq. 05}$$

Onde:

$\theta_c$  = Idade do lodo [d];

SSVTA = Sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração [g/L];

$V$  = Volume do biorreator [L];

$Q_{ld}$  = Vazão de lodo descartado [ $m^3/d$ ];

$SSV_{lr}$  = Sólidos suspensos voláteis no lodo recirculado [g/L];

$Q_e$  = Vazão efluente [ $m^3/d$ ];

$SSV_e$  = Sólidos suspensos voláteis no efluente [g/L].

Entretanto, em um sistema operado adequadamente, o valor de  $SSV_e$  pode ser desprezado:

$$\theta_c = \frac{SSV_{TA} \cdot V}{(Q_{ld} \cdot SSV_{ld})} \quad \text{Eq. 06}$$

Contudo, quando o excesso de lodo é retirado diretamente do tanque de aeração, a Eq. 06 reduz-se a:

$$\theta_c = \frac{V}{Q_{ld}} \quad \text{Eq. 07}$$

Pesquisas estão sendo realizadas variando a idade do lodo em MBRs. Pollice *et al.* (2008) trabalharam com esta variável na faixa de 20 a 80 dias e também em regime de completa retenção de lodo (quase 1 ano). Eles obtiveram excelentes resultados com  $\theta_c > 40$  dias, porém não recomendam trabalhar com completa retenção do lodo, devido ao aumento excessivo da viscosidade do lodo, o que dificulta a aeração e a filtrabilidade.

Segundo Choi *et al.* (2002), uma elevada idade do lodo garante um poder maior de digestão no biorreator, de tal forma que, em sistemas de lodos ativados por aeração prolongada, a quantidade de lodo gerada é 50 % menor. Isto ocorre devido à diminuição da atividade anabólica, visto que a matéria orgânica é usada principalmente para manutenção celular e não para formação de novas células. Yamamoto & Win (1991) *apud* Sousa (2008), em seus estudos, obtiveram uma acentuada queda no fluxo de permeado com o aumento da idade do lodo. Assim, o entupimento das membranas foi atribuído à concentração de sólidos.

O tempo de detenção hidráulica é o tempo em que um determinado volume de líquido permanece no biorreator. Este parâmetro pode ser determinado (Eq. 08) dividindo-se o volume do biorreator pela vazão afluente (SOUSA, 2008).

$$TDH = \frac{V}{Q_a} \quad \text{Eq. 08}$$

Onde:

TDH = Tempo de detenção hidráulica [h];

$Q_a$  = Vazão afluyente [ $m^3/d$ ].

Estudos têm sido realizados em uma ampla faixa de TDH, desde 1 h por Van Der Marel *et al.* (2009) até 70 h por Munz *et al.* (2008). Entretanto, a maioria das pesquisas ocorre com TDH variando entre 5 e 12 h (JEONG *et al.*, 2007; MENG *et al.*, 2007; WU, *et al.*, 2008).

Meng *et al.* (2007), explicam que baixos valores de TDH geram elevadas concentrações de polímeros extracelulares e SSTA, e também alta viscosidade. Desta forma, estes fatores tiveram um efeito negativo sobre o *fouling* de membrana, diminuindo o fluxo permeado. Esta queda no fluxo, segundo os autores, é atribuída ao fato de o baixo TDH poder causar um crescimento excessivo de bactérias filamentosas no lodo em suspensão. Segundo Viana (2004), mantendo-se fixa a concentração de SSTA, a produção de lodo é inversamente proporcional ao TDH. Assim, quanto maior o TDH, menor é a produção de lodo.

A relação A/M (Eq. 09) consiste na relação entre o alimento presente no substrato (afluyente) e os microrganismos presentes no biorreator. Assim, quanto menor a relação A/M, maior a eficiência de biodegradação e menor a produção de lodo (VIANA, 2004).

$$A/M = \frac{Q_a \cdot DBO_a}{SSVTA \cdot V} \quad \text{Eq. 09}$$

Onde,

A/M = Relação alimento/microrganismo [ $kgDBO/kgSSVTA \cdot d$ ] ou [ $d^{-1}$ ];

$Q_a$  = Vazão afluyente [ $m^3/d$ ];

$DBO_a$  = Demanda bioquímica de oxigênio afluyente [ $kg/m^3$ ].

Em MBRs, a relação A/M situa-se entre 0,1 e 1,0  $d^{-1}$ , enquanto que em sistemas de LAC estes valores tendem a ficar de 0,05 a 1,5  $d^{-1}$ . Esta baixa relação A/M ocorre devido à elevada concentração de SSVTA (BADANI *et al.*, 2005). Assim, os MBRs com baixa relação A/M operam com uma reduzida carga orgânica por unidade de biomassa. Sob estas condições a respiração endógena é mais expressiva, conseqüentemente, as bactérias são forçadas a utilizar seu próprio protoplasma celular como fonte de substrato (VIANA, 2004).

## 4 MATERIAIS E MÉTODOS

Neste capítulo é descrita a metodologia experimental empregada no desenvolvimento do presente trabalho. Inicialmente é relatada a etapa de montagem da unidade experimental usada nos ensaios preliminares, com seu respectivo procedimento de operação e monitoramento. Posteriormente é descrita a montagem do sistema operado em modo contínuo e seus procedimentos operacionais, bem como os métodos adotados para análise da eficiência do tratamento.

### 4.1 *Ensaio Preliminares*

Visando uma avaliação preliminar do comportamento da permeabilidade da membrana ao lodo num sistema com módulo externo e filtração tangencial, foram adotados os seguintes procedimentos:

#### 4.1.1 **Avaliação da permeabilidade**

Os PSMs apresentam fatores limitantes que prejudicam seu desempenho, dentre os quais se pode citar os principais: *fouling*, polarização por concentração e compactação da membrana (MAESTRI, 2007; MENDRET *et al.*, 2009). Estes três fatores podem agir individualmente ou em conjunto, diminuindo a eficiência dos PSMs, sendo que a operação econômica destes sistemas depende da capacidade de garantir um fluxo alto na menor pressão de operação possível, durante longos períodos de tempo (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001). Desta forma, faz-se necessário a realização de ensaios de permeabilidade para definir os parâmetros adequados de operação.

##### 4.1.1.1 Montagem da unidade experimental para realização dos testes de permeabilidade

Para o desenvolvimento do estudo, foi montada uma unidade experimental de microfiltração em escala de bancada (Figura 14 e 15). O sistema era composto por um reator (5 L); bomba de diafragma (marca Shurflo com vazão máxima de 720 L/h); Duas válvulas gaveta (marca Hoke), uma posicionada antes do módulo de membranas, a fim de controlar a vazão de entrada no módulo e outra após o módulo, para controlar a pressão; dois manômetros (capacidade de até 7 kgf/cm<sup>2</sup>, marca Famabras) instalados um antes e outro após o módulo de membranas, usados para medir a PTM; módulo de membranas em aço inox, do tipo placa plana, operado sob fluxo tangencial e com 55 cm<sup>2</sup> de área útil; membranas de éster

de celulose (acetato de celulose + nitrato de celulose, marca Millipore), com poro nominal de  $0,22 \mu\text{m}$ ; mangueiras trançadas (marca Pabovi) usadas como tubulações.

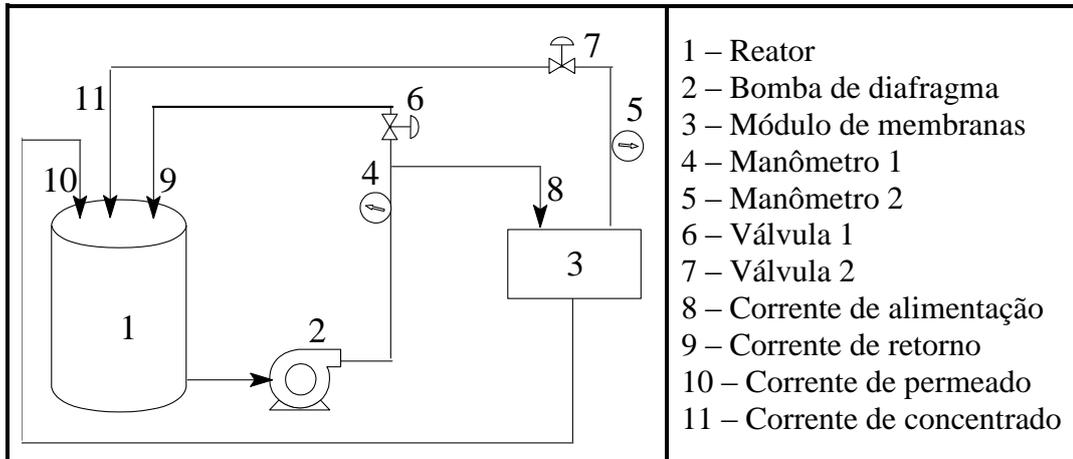


Figura 14 – Esquema da unidade experimental de microfiltração, operado com recirculação total.

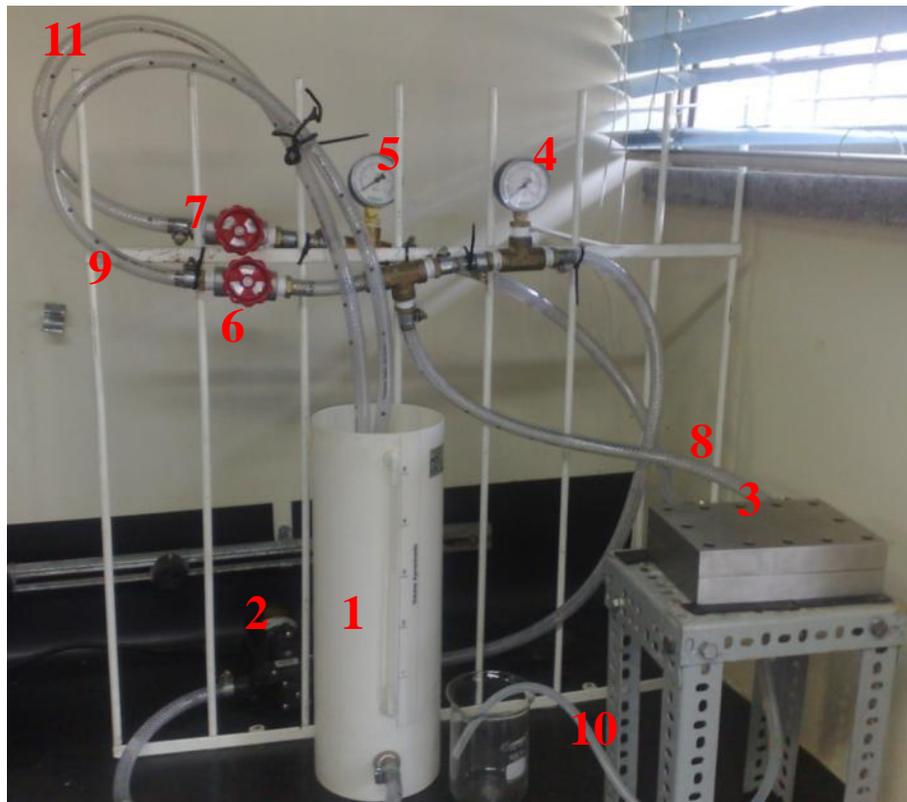


Figura 15 – Unidade experimental de microfiltração.

#### 4.1.1.2 Descrição dos procedimentos

Os ensaios foram realizados através de um sistema de microfiltração operado no modo de reciclo total, onde as correntes de permeado e concentrado retornavam ao reator. Desta forma, a concentração no reator pode ser considerada constante. Foram realizados testes de

compactação da membrana, permeabilidade à água e à suspensão de lodo ativado, bem como retrolavagem. Todos os ensaios desta etapa foram realizados utilizando a mesma membrana.

Para a realização dos experimentos foi utilizada água deionizada (condutividade de 0,01 mS) e uma suspensão de lodo ativado (proveniente da ETE São João, Bairro Navegantes – Porto Alegre) com concentração de 4,6 g/L de sólidos suspensos totais (SST). Durante todos estes experimentos foi monitorada a temperatura no reator, que se manteve entre 23 e 27 °C.

#### 4.1.1.3 Compactação da membrana

A membrana foi compactada com água deionizada, deixando o sistema operando até atingir fluxo de permeado constante. Os testes de compactação foram realizados antes de P1 e P5, com PTM de 1 kgf/cm<sup>2</sup>.

#### 4.1.1.4 Ensaios de permeabilidade à água

Após a compactação da membrana foi efetuado o teste de permeabilidade à água, utilizando-se água deionizada. Foi monitorado o fluxo permeado, medindo-se o fluxo (com cronômetro e proveta) após 15 min de operação a diferentes pressões (0,2 a 1 kgf/cm<sup>2</sup>). Devido à água ser livre de material em suspensão, sabe-se que ocorre um aumento linear do fluxo permeado com o aumento da PTM. Estes ensaios foram realizados antes (P1) e após (P3) o teste de permeabilidade ao lodo ativado (P2). Assim, pretendia-se estimar a propensão da ocorrência ou não do *fouling*. Também foi realizado após a retrolavagem, antes (P4) e após (P5) nova compactação da membrana. Estes ensaios com água são importantes para verificar a eficiência do processo de limpeza das membranas, bem como a influência da compactação da membrana. Foi observado se o fluxo retorna ou não ao valor de partida.

#### 4.1.1.5 Ensaios de permeabilidade ao lodo ativado

A permeabilidade ao lodo ativado (P2) foi efetuada após a permeabilidade à água, com 10 medidas de fluxo em cada pressão, uma a cada 3 minutos, também variando a PTM (0,2 a 1 kgf/cm<sup>2</sup>). Assim, pode-se escolher a pressão de operação que apresenta maior fluxo e menor incidência de *fouling* da membrana.

#### 4.1.1.6 Retrolavagem

Para a realização deste procedimento houve a necessidade de reconfigurar o sistema, de tal maneira que a alimentação foi provida por duas entradas (Figura 16): a convencional, que foi mantida e outra pelo fundo, antes usada para coleta do permeado. Foi adotada esta

configuração, pois em outros ensaios, onde apenas invertia-se o fluxo, ocorria o rompimento da membrana. Então, a retrolavagem foi realizada com água deionizada e pressão de 0,5 kgf/cm<sup>2</sup> pelo período de 30 minutos.

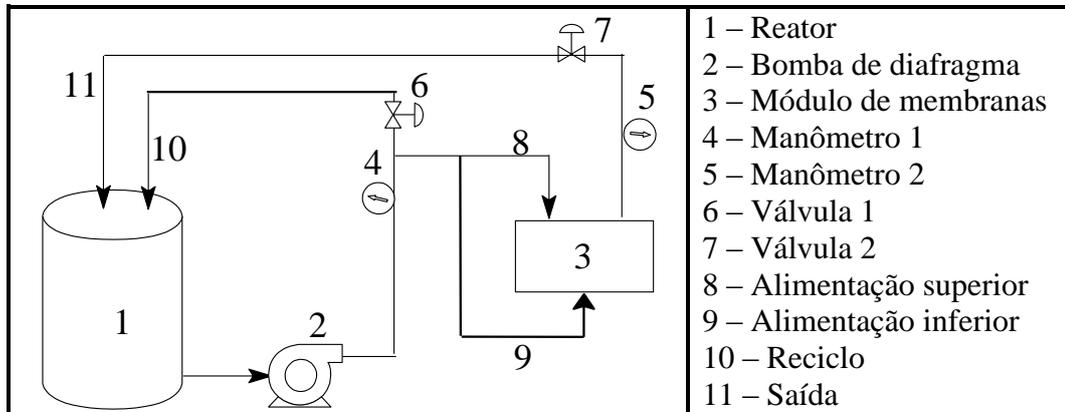


Figura 16 – Sistema para retrolavagem.

#### 4.1.2 Determinação dos parâmetros de operação

Para a realização destes ensaios foram feitas algumas melhorias na unidade de microfiltração (Figura 17). Adicionou-se um trocador de calor (Nova ética – modelo 521/D) para manter a temperatura constante, uma vez que a temperatura influencia na permeabilidade de membranas poliméricas. Também foi acrescentado um agitador mecânico (Fisatom – modelo 715) para conduzir o sistema em regime de mistura completa, com agitação constante (1000 rpm) a fim de evitar a sedimentação de sólidos no reator.

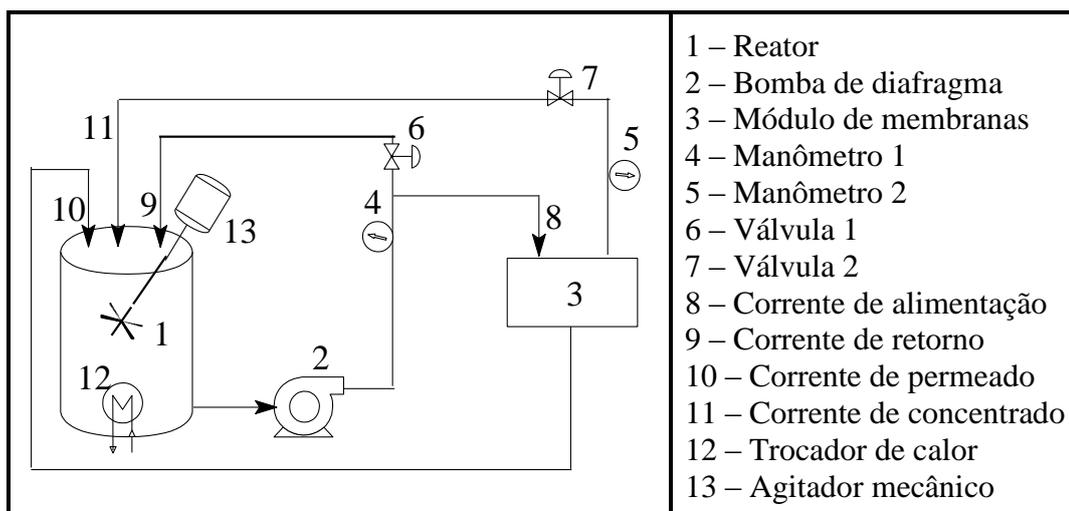


Figura 17 – Novo esquema da unidade experimental de microfiltração operado com recirculação total.

Da mesma maneira que no item 4.1.1.2, o sistema foi operado no modo de reciclo total. A fim de reduzir erros experimentais, outras atitudes foram tomadas, tais como: operação à temperatura constante,  $22 \pm 1$  °C; todos os ensaios realizados pelo mesmo operador; padronizou-se o tempo de compactação das membranas e; trabalhou-se em uma maior faixa de pressão, pois nos ensaios anteriores houve dificuldade para ajuste da PTM em baixas pressões.

Então, foram selecionadas 3 membranas do mesmo lote de fabricação. A PTM de compactação foi alterada para 1,5 kgf/cm<sup>2</sup> e o tempo foi padronizado em 5 horas. Este procedimento foi realizado no início da operação, precedendo a permeabilidade à água. Analogamente ao procedimento conduzido no item 4.1.1, após a compactação, efetuou-se a permeabilidade à água, contudo, utilizando outros níveis de pressão (0,3 a 1,5 kgf/cm<sup>2</sup>). Estes ensaios foram realizados antes e após os testes de permeabilidade ao lodo ativado. Assim, pretende-se estimar a propensão da ocorrência ou não do *fouling*, bem como a variabilidade dentre as membranas do mesmo lote de fabricação.

Igualmente ao item 4.1.1.5, a permeabilidade ao lodo ativado foi efetuada após a permeabilidade à água, medindo-se o fluxo permeado com o aumento da PTM. A PTM foi variada em 5 níveis, de 0,3 a 1,5 kgf/cm<sup>2</sup>. Para este ensaio, foi utilizado 3 concentrações diferentes: 5, 10 e 15 g/L de SST. O tempo de permeabilidade em cada concentração e pressão foi de 30 minutos, realizando-se medidas a cada 3 minutos. Este procedimento foi executado para avaliar a influência da concentração e PTM no fluxo permeado. Além disso, utilizando cronômetro e Becker, foi medida a velocidade tangencial para todas as combinações de parâmetros (pressão e concentração).

Ao final dos experimentos conduzidos nesta seção (item 4.1.2), os dados foram tabulados e devidamente analisados através de uma técnica estatística de análise de dados experimentais: a análise de variância – ANOVA (RIBEIRO & CATEN, 2000; MONTGOMERY, 2001). Evidencia-se que, com a finalidade de minimizar fatores de ruído, os ensaios foram divididos em três blocos, executados um a cada dia e pelo mesmo operador. Cada bloco consistiu na seguinte sequência: uma membrana, compactação, permeabilidade à água, permeabilidade ao lodo com uma das concentrações e novamente permeabilidade à água.

## 4.2 Operação do MBR

Após os ensaios preliminares, onde foram selecionados os parâmetros ótimos para a microfiltração do lodo ativado, foi realizada a montagem, operação e monitoramento do MBR.

### 4.2.1 Montagem do MBR

A montagem do MBR foi realizada adicionando-se alguns equipamentos ao sistema de microfiltração apresentado na Figura 14. Deste modo, um diagrama esquemático do MBR experimental pode ser visualizado na Figura 18 e uma imagem do sistema utilizado na Figura 19. Então, o MBR apresenta módulo externo, onde o biorreator possui um volume útil de 3 L. O tanque de alimentação (volume útil de 50 L), contendo efluente, por meio de bomba peristáltica alimenta o biorreator, o qual é mantido sob regime de mistura completa por meio de um sistema de aeração (pedra porosa e compressor de ar), para manter a biomassa em suspensão bem como fornecer oxigênio aos microrganismos. A bomba de diafragma bombeia o conteúdo do biorreator em direção ao módulo de membranas, o qual separa o fluido em duas correntes: concentrado, que retorna ao tanque de aeração; e permeado, o qual é recolhido no tanque de permeado. O módulo de membranas possui as mesmas características apresentadas no item 4.1.

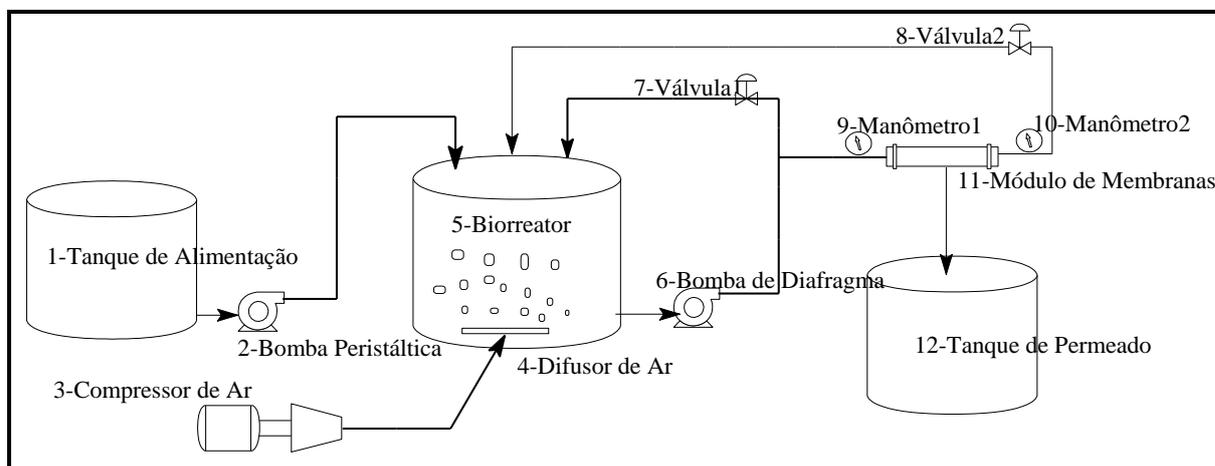


Figura 18 – Desenho esquemático do MBR experimental, operado em modo contínuo.



Figura 19 – Foto do MBR experimental.

#### 4.2.2 Condições operacionais

O MBR foi inoculado com lodo ativado, sem aclimação prévia. Os parâmetros SST, PTM e velocidade tangencial adotados, são produto dos ensaios preliminares (item 4.1). Portanto, a concentração inicial foi de 10 g/L de SST; a PTM foi mantida constante (0,6 kgf/cm<sup>2</sup>) e usada a maior velocidade tangencial possível para o sistema, 2 m/s. O tempo de detenção hidráulica inicial foi de 6,25 h, entretanto, a vazão afluyente era diariamente ajustada de acordo com a vazão efluente. Optou-se por trabalhar à temperatura ambiente para simular as condições reais de uma estação de tratamento de efluentes.

O experimento perdurou 15 dias e foi dividido em duas etapas. Na primeira, ou seja, durante os primeiros 8 dias, o sistema foi alimentado com efluente sintético. Na segunda etapa, com duração de 7 dias, houve a substituição do efluente sintético, sem interrupção da operação, por um efluente de curtume coletado pós-tratamento secundário em uma indústria da região metropolitana. Na primeira etapa, o tanque de alimentação ficou completamente

fechado e sem agitação, no entanto, na segunda etapa, foi adicionado o agitador mecânico para manter o efluente homogêneo.

### 4.2.3 Características dos efluentes

#### 4.2.3.1 Efluente sintético

O efluente sintético (Tabela 2) foi preparado com DQO teórica = 500 mg/L, respeitando a relação ótima DBO:N:P (100:5:1) e complementado com micronutrientes necessários para o adequado metabolismo microbiano (METCALF & EDDY, 2003). O efluente sintético foi elaborado com estas características a fim de proporcionar uma avaliação da operação do sistema. Apesar de o efluente sintético ter sido elaborado com base na DQO teórica, esta também foi quantificada analiticamente por titulometria.

Tabela 2 – Reagentes utilizados no efluente sintético

Nome do Produto	Fórmula Química	Concentração (mg/L)
Etanol 96 GL P. A.	CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> OH	250,00
Sulfato de Amônio P. A.	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	97,54
Fosfato de Amônio Dibásico P.A.	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	21,29
Cloreto Férrico P. A.	FeCl <sub>3</sub> •6H <sub>2</sub> O	2,42
Cloreto de Cálcio P. A.	CaCl <sub>2</sub> •2H <sub>2</sub> O	0,37
Sulfato de Zinco P. A.	ZnSO <sub>4</sub> •7H <sub>2</sub> O	0,44
Sulfato de Cobre P. A.	CuSO <sub>4</sub> •5H <sub>2</sub> O	0,39
Cloreto de Cobalto P. A.	CoCl <sub>2</sub> •6H <sub>2</sub> O	0,42
Cloreto de Potássio P. A.	KCl	0,42
Cloreto de Magnésio P. A.	MgCl <sub>2</sub> •6H <sub>2</sub> O	0,42
Sulfato de Manganês P. A.	MnSO <sub>4</sub> •H <sub>2</sub> O	0,42

Adaptado de Provenzi (2005) e Kimura, Naruse & Watanabe (2009).

#### 4.2.3.2 Efluente industrial

O efluente industrial utilizado neste trabalho foi coletado pós-tratamento convencional (sedimentação primária seguida por lodo ativado) em um curtume da região metropolitana. A seleção deste efluente específico (Tabela 3) foi realizada pelo fato de o mesmo não se enquadrar nos padrões da legislação vigente no Brasil. Ademais, os efluentes de curtume, mesmo após o tratamento, apresentam altas concentrações de sais, matéria orgânica, nitrogênio e metais, por conseguinte, descartá-los fora dos padrões, é uma constância em países com menor infraestrutura.

Tabela 3 – Composição do efluente industrial

<b>Parâmetros</b>	<b>Concentração (mg/L)</b>
DQO	775,5 ± 5,7
DBO <sub>5</sub>	205,0 ± 3,3
NTK	148,5 ± 6,1
Cloretos	1325,1 ± 4,0
Sulfato	1427,9 ± 3,0
Sódio	943,4 ± 0,5
Magnésio	274,2 ± 0,1
Cálcio	119,8 ± 0,8
Potássio	56,53 ± 0,1
Cromo	0,08 ± 0,01

Durante todo o experimento foi monitorado o fluxo permeado e a temperatura no biorreator. A cada três dias foram realizadas análises de SST no lodo, de tal maneira que estas foram as únicas extrações de lodo do biorreator. No entanto, para verificar a eficiência de tratamento do sistema, foram realizadas diferentes análises nas duas etapas (Tabela 4).

Tabela 4 – Parâmetros analisados nos efluentes e padrões para descarte

	<b>Parâmetros</b>	<b>Valor inicial (mg/L)</b>	<b>Frequência das análises</b>	<b>Padrões* (mg/L)</b>
Etapa 1	DQO	445,0 ± 6,5	Diária	
	Turbidez (NTU)	38,0 ± 0,7	Diária	
Etapa 2	DQO	775,5 ± 5,7	Cada 2 dias	150-400
	DBO <sub>5</sub>	205,0 ± 3,3	Cada 2 dias	40-180
	NTK	148,5 ± 6,1	Inicial e final	10-20
	P-Total	0,39 ± 0,03	Inicial e final	1-4
	Cloretos	1325,1 ± 4,0	Inicial e final	-----
	Sulfato	1427,9 ± 3,0	Inicial e final	-----
	Sódio	943,4 ± 0,5	Inicial e final	-----
	Magnésio	274,2 ± 0,1	Inicial e final	-----
	Cálcio	119,8 ± 0,8	Inicial e final	-----
	Potássio	56,5 ± 0,1	Inicial e final	-----
Cromo	0,08 ± 0,01	Inicial e final	0,5	

\* Legislação estadual vigente (RIO GRANDE DO SUL, 2006).

### 4.3 Métodos Analíticos

Nesta seção segue uma descrição resumida dos métodos analíticos adotados no presente trabalho.

#### 4.3.1 Análises físico-químicas

Todas as análises foram feitas em duplicata, seguindo a metodologia do *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 1999). A seguir é apresentada uma relação dos métodos/instrumentos utilizados para análise dos parâmetros durante a operação do MBR (Tabela 5).

Tabela 5 – Métodos/instrumentos utilizados nas análises durante o trabalho

Análises	Método/ Instrumento
DQO	Titulometria
DBO <sub>5</sub>	Manometria
NTK	Titulometria
P-Total	Colorimetria
Cloretos	Titulometria
Sulfatos	Cromatografia Iônica
Sódio	Cromatografia Iônica
Magnésio	Cromatografia Iônica
Cálcio	Espectrometria de Absorção Atômica
Potássio	Cromatografia Iônica
Cromo	Espectrometria de Absorção Atômica
SST	Gravimetria
pH	pHmetro – PHTEK
Turbidez	Turbidímetro – Alfakit
Temperatura	Termômetro com coluna de mercúrio

#### 4.3.2 Medidas do fluxo permeado

Durante o período de funcionamento do MBR, o monitoramento do fluxo permeado foi efetuado apenas entre 08:00 e 18:00 horas, com a utilização de proveta e cronômetro.

#### 4.3.3 Análises da membrana

Após o término da operação do MBR realizou-se o procedimento de limpeza e desmontagem do sistema. Inicialmente, retirou-se o lodo do biorreator. Posteriormente, foi recirculada água pelo sistema, para remover o material remanescente dentro das tubulações.

Este procedimento foi efetuado com as válvulas completamente abertas, a fim de garantir ausência de pressão no sistema. Assim, a membrana foi retirada e submetida a três diferentes análises: visual, microscopia eletrônica de varredura (MEV) e termogravimetria.

#### 4.3.3.1 Análise visual da membrana

A análise visual teve por objetivo avaliar o perfil de acúmulo de material sobre a membrana e identificar as regiões mais afetadas.

#### 4.3.3.2 Análises da membrana por microscopia eletrônica de varredura

Foram selecionados alguns pontos da membrana para análise no microscópio eletrônico e varredura (marca JEOL, modelo 6060) com sistema computacional de aquisição de imagens. Para a preparação das amostras, as membranas foram fraturadas criogenicamente, com nitrogênio líquido e, posteriormente, foram metalizadas com ouro para que suas superfícies se tornassem condutoras. Esta é uma característica fundamental para a análise por MEV. Posteriormente foram realizadas as devidas micrografias: membrana virgem e após a utilização no MBR. Foram feitas micrografias de superfície das membranas para estudar a morfologia, bem como micrografias transversais a fim de também medir a espessura do *fouling*.

#### 4.3.3.3 Análise termogravimétrica (TGA) da membrana

Amostras foram encaminhadas para TGA, realizadas no equipamento Universal V4.2E TA Instruments. Os ensaios foram realizados nas membranas antes e após a operação do MBR. A rampa de aquecimento foi de 20 °C/min entre a temperatura ambiente e 1000 °C, em atmosfera de nitrogênio. Esta técnica foi utilizada com o intuito de conhecer a temperatura de degradação da membrana e poder determinar a quantidade de material orgânico e inorgânico que ficou depositado sobre ou dentro dos poros da membrana, uma vez que o TGA analisa a perda de massa com o aumento da temperatura.

## 5 RESULTADOS

Neste capítulo são apresentados os resultados obtidos durante a realização da presente pesquisa. Inicialmente são descritos e analisados os resultados dos ensaios preliminares (testes de compactação da membrana, permeabilidade à água e a diferentes concentrações de lodo ativado, retrolavagens da membrana, determinação da velocidade tangencial e fluxo crítico), a partir dos quais foi selecionada a melhor combinação de parâmetros para operação do MBR.

Em seguida, são apresentados e discutidos os resultados referentes à operação do MBR em modo contínuo, operado por um período de 15 dias, sendo os primeiros 8 dias com um efluente sintético, a fim de avaliar sua funcionalidade e, no restante do período com a substituição do efluente sintético por um efluente de curtume coletado pós-tratamento secundário. A substituição dos efluentes foi realizada sem a interrupção da operação do sistema.

Durante a operação do MBR foram acompanhados alguns parâmetros julgados importantes para monitorar a eficiência de tratamento do sistema. Ao final da operação do MBR, foram feitas análises visual, MEV e TGA da membrana antes e após a operação, para avaliar os efeitos de seu uso.

### 5.1 *Ensaio Preliminares*

Nesta seção são apresentados os resultados pertinentes aos ensaios preliminares, a partir dos quais foram selecionados os parâmetros de operação do MBR.

#### 5.1.1 **Avaliação da permeabilidade**

O ensaio de compactação da membrana possibilitou avaliar o comportamento do fluxo ao longo deste procedimento, bem como identificar o tempo necessário para se atingir a estabilidade. Como pode ser visto na Figura 20, inicialmente teve-se um fluxo elevado, porém decresceu no decorrer do tempo e, após 300 minutos, o mesmo atingiu a estabilidade com aproximadamente 285 L/m<sup>2</sup>.h. O comportamento do fluxo durante a compactação é condizente com a literatura, uma vez que Habert, Borges & Nobrega (2006) obtiveram resultados semelhantes em testes de compactação de membranas de microfiltração.

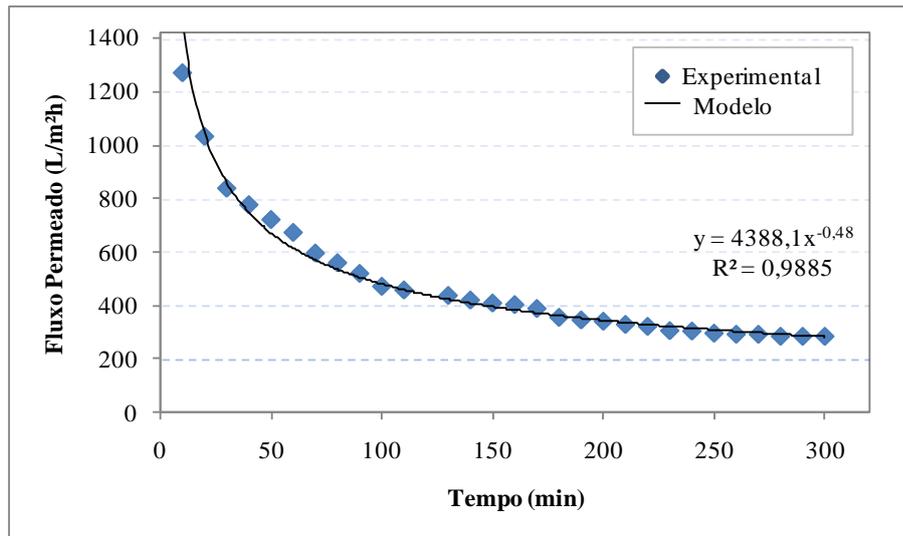


Figura 20 – Compactação da membrana com água deionizada e PTM de 1 kgf/cm².

Após a compactação da membrana, procederam-se os cinco testes de permeabilidade (Figura 21): P1 – teste inicial de permeabilidade à água; P2 – permeabilidade ao lodo ativado; P3 – permeabilidade após o lodo; P4 – permeabilidade após a retrolavagem e antes da compactação da membrana e; P5 – permeabilidade após a retrolavagem e após a compactação da membrana.

Durante P1, o fluxo permeado aumentou linearmente com a pressão, como esperado, uma vez que o fluido utilizado (água deionizada) é livre de contaminantes (material suspenso e dissolvido). Então, através da Eq. 3 foi calculada a permeabilidade hidráulica da membrana, 155 L/m².h.kgf/cm². Além disso, devido à pressão máxima coincidir com a pressão de compactação, 1 kgf/cm², os fluxos foram idênticos.

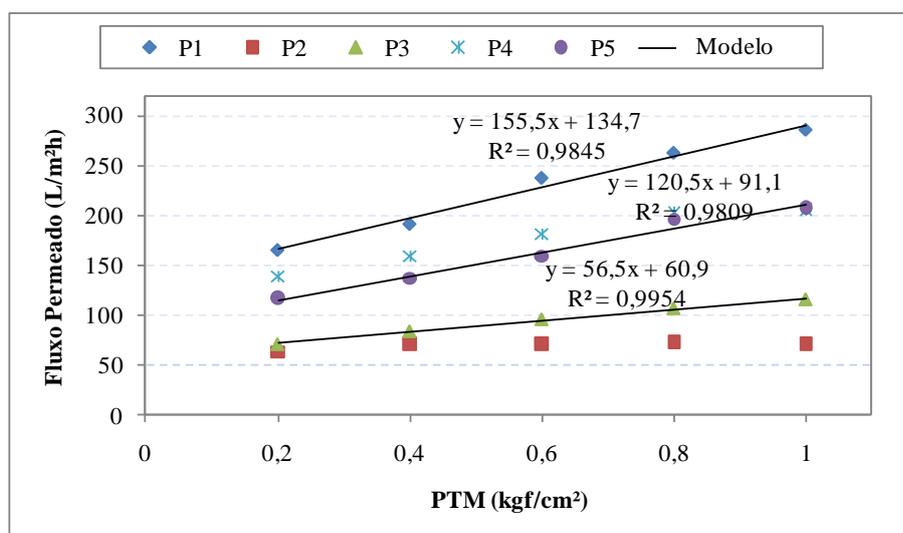


Figura 21 – Ensaios de permeabilidade.

Outro fato observado durante os ensaios de permeabilidade à água foi a ocorrência de fluxo permeado na ausência de pressão. Segundo a literatura, com pressão zero, o fluxo deve ser nulo. Entretanto, também operando com um sistema de microfiltração tangencial, Viana (2004) observou este comportamento em seus testes de permeabilidade hidráulica (Figura 22), porém não fez menção ao fato. Apesar da constatação, o mesmo não foi objeto de estudo, uma vez que para fazer uma análise mais detalhada, necessitaria estudos mais aprofundados, como utilizar manômetros com maior grau de precisão, calcular a perda de carga no sistema, etc.

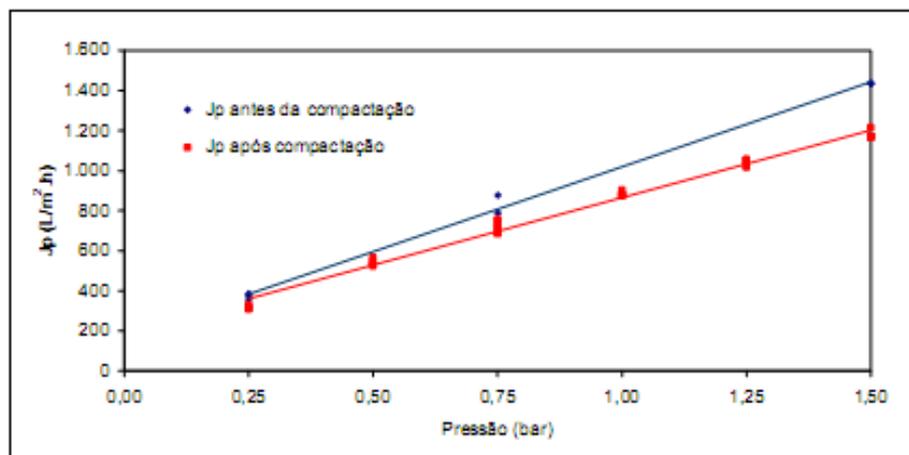


Figura 22 – Teste de permeabilidade realizado por Viana (2004).

Durante a permeabilidade ao lodo ativado, houve um pequeno aumento do fluxo até a PTM de 0,4 kgf/cm<sup>2</sup> e manteve-se praticamente constante até a PTM de 1 kgf/cm<sup>2</sup>, atingindo o fluxo limite. Assim, o desvio da linearidade do aumento do fluxo (diferença entre as curvas P2 e P3) tornou-se mais acentuado à medida que a PTM foi sendo elevada. Este desvio pode ser atribuído aos fenômenos de polarização por concentração e *fouling*, visto que a compactação da membrana já havia sido realizada. De acordo com trabalhos anteriores, estes inconvenientes podem ser reduzidos promovendo turbulência na superfície da membrana, com maiores velocidades de escoamento, ou operando a baixas PTM (VIANA, 2004; RADJENOVIC *et al.*, 2008).

O teste P3, realizado após a permeabilidade ao lodo, também apresentou um aumento linear do fluxo permeado com a PTM. Entretanto, houve uma queda considerável na permeabilidade hidráulica em relação à P1 (superior a 60%), passando de 155 para 56 L/m<sup>2</sup>.h.kgf/cm<sup>2</sup>, o que sinaliza a ocorrência de *fouling*.

Nos testes realizados após a retrolavagem, P4 e P5, houve uma recuperação parcial no fluxo permeado, sendo que a permeabilidade hidráulica foi recuperada em 77%, passando a 120 L/m<sup>2</sup>.h.kgf/cm<sup>2</sup>. Este procedimento mostrou-se eficaz no restabelecimento do fluxo, como

já havia sido constatado por trabalhos anteriores (VIANA, 2004; PROVENZI, 2005; LE-CLECH, CHEN & FANE, 2006), apesar da referida adaptação adotada para suprir uma deficiência do módulo de membranas, pois o mesmo não foi projetado para suportar retrolavagens.

Em P4, realizado sem compactação prévia, percebe-se inicialmente um maior fluxo permeado que no P5 (realizado após compactação da membrana). Esta constatação indica que durante a retrolavagem, a membrana sofreu descompactação. Também trabalhando com membranas poliméricas, Persson, Gekas & Trägårdh (1995) constataram o fenômeno de descompactação, atribuindo comportamento viscoelástico às membranas. Quando a microfiltração foi retomada, com o aumento da pressão, a membrana foi se compactando novamente, de tal forma que com o aumento da pressão a diferença entre as curvas P4 e P5 foi diminuindo. Na pressão máxima, que também era a pressão de compactação, os dois ensaios apresentaram o mesmo fluxo permeado. Deste modo, pode-se dizer que, com o aumento da pressão, a membrana foi sendo recompactada ao longo do ensaio P4.

### **5.1.2 Determinação dos parâmetros de operação**

Esta etapa do trabalho é de fundamental importância para processos de separação por membranas, uma vez que possibilita a otimização de parâmetros operacionais. Para tanto, a sequência de ensaios realizada foi previamente planejada e analisada com ferramentas estatísticas, a fim de dar maior confiabilidade aos resultados.

#### **5.1.2.1 Primeira permeabilidade à água**

Após a compactação, cada membrana foi submetida ao ensaio de permeabilidade à água, 1ª Perm M1, 1ª Perm M2, 1ª Perm M3, referentes às membranas 1, 2 e 3, respectivamente (Figura 23). Então, igualmente ao item 5.1.1, foram determinadas suas respectivas permeabilidades hidráulicas. Desta forma, as membranas 1, 2 e 3 apresentaram as seguintes permeabilidades hidráulicas: 115, 158 e 216 L/m<sup>2</sup>.h.kgf/cm<sup>2</sup>, respectivamente.

Estes resultados mostram que as membranas, pertencentes ao mesmo lote de fabricação, possuem permeabilidades hidráulicas distintas. A permeabilidade hidráulica da M2 é 37 % superior a da M1 e 38% inferior a da M3. No entanto, ao compararmos as permeabilidades hidráulicas de M1 e M3, a diferença aumenta para 87%.

Não é esperada uma discrepância tão elevada entre membranas do mesmo lote de fabricação, entretanto, este fato pode ser atribuído à variabilidade estrutural do material das

membranas, ou seja, o polímero. Segundo Habert, Borges & Nobrega (2006), regiões cristalinas possuem a estrutura organizada e mais coesa que as regiões amorfas, portanto, a absorção e a difusão de pequenas moléculas são menores. Com base nesta informação, supõe-se que a membrana 3 possui uma estrutura com maior grau de cristalinidade que as membranas 2 e 1, respectivamente. Além disso, como a área de membrana utilizada nos experimentos é pequena (55 cm<sup>2</sup>), há uma maior probabilidade de encontrar variabilidade entre as membranas.

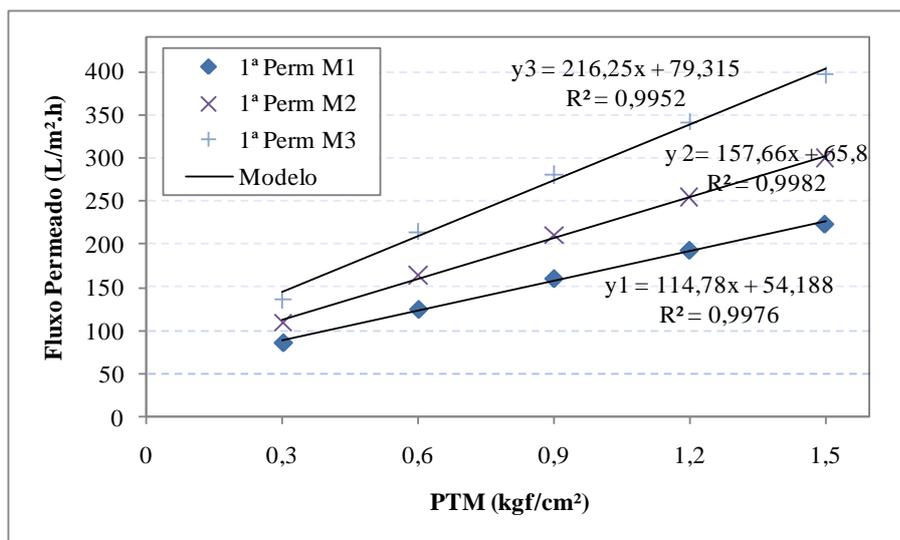


Figura 23 – Permeabilidade hidráulica inicial.

Apesar de constatar que as três membranas apresentaram diferentes permeabilidades hidráulicas, fez-se uma análise estatística para confirmar a descoberta. Então, o fluxo permeado obtido em cada uma das membranas durante os ensaios da 1ª permeabilidade à água é apresentado na Tabela 6.

Tabela 6 – Resultados do fluxo permeado para a 1ª permeabilidade à água

Fator A (membrana)	Fator B (pressão)					Totais	Médias
	0,3	0,6	0,9	1,2	1,5		
<b>M1</b>	86	125	160	193	224	788	158
<b>M2</b>	109	164	210	255	300	1038	208
<b>M3</b>	136	215	281	342	397	1371	274
<b>Totais</b>	331	504	651	790	921	3197	
<b>Médias</b>	110	168	217	263	307		

Em primeiro momento, avaliando os dados apresentados na Tabela 6 nota-se que as três membranas possuem diferentes fluxos para as mesmas pressões. Entretanto, apenas esta análise visual não permite fazer afirmações, apenas algumas suposições. Portanto, fez-se uma

análise estatística, através da análise de variâncias (Tabela 7), para testar a significância desta possível variabilidade.

Tabela 7 – ANOVA da 1ª permeabilidade à água

<b>ANOVA</b>	<b>SQ</b>	<b>GDL</b>	<b>MQ</b>	<b>F calc</b>	<b>F tab</b>	<b>Significativo</b>
<b>A (membrana)</b>	34218,5	2	17109,3	28,8	4,5	Sim
<b>B (pressão)</b>	71852,4	4	17963,1	30,3	3,8	Sim
<b>Erro (AB)</b>	4744,8	8	593,1			
<b>Total</b>	110815,7	14				

Como já era esperado, em testes de permeabilidade à água, as diferentes pressões apresentaram fluxos distintos. Este fato foi corroborado pela ANOVA (Tabela 7).

Entretanto, de acordo com a ANOVA (Tabela 7), também foi verificada diferenças significativas entre membranas pertencentes ao mesmo lote de fabricação. Então, efetuou-se a comparação múltipla das médias para poder avaliar esta variabilidade (Figura 24). Desta forma, ficou comprovado que há diferença de fluxo permeado entre as três membranas do mesmo lote de fabricação.

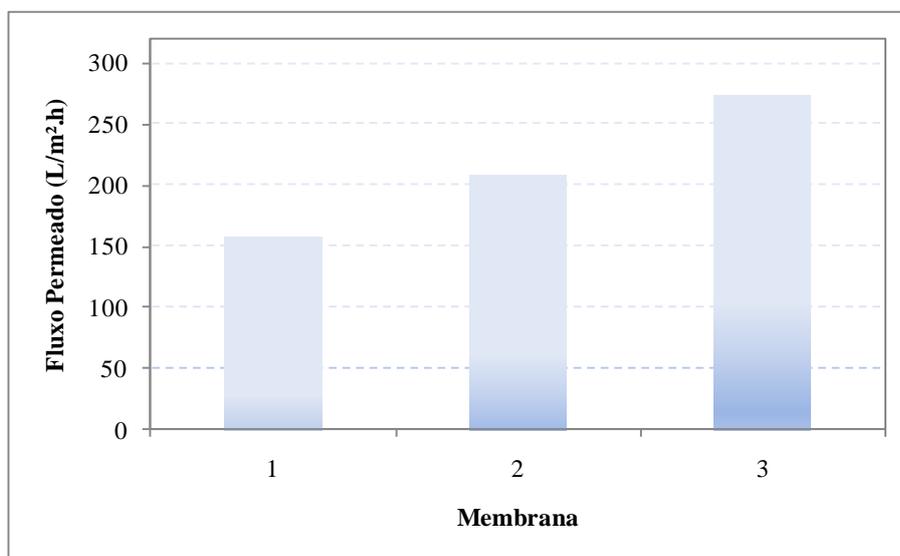


Figura 24 – Fluxo médio de permeado em função das membranas.

#### 5.1.2.2 Permeabilidade ao lodo ativado

A Tabela 8 mostra os resultados obtidos nos ensaios de permeabilidade ao lodo ativado, os quais foram realizados após a 1ª permeabilidade à água.

Tabela 8 – Resultados do fluxo permeado para a permeabilidade ao lodo

Fator A (concentração)	Fator B (pressão)				
	0,3	0,6	0,9	1,2	1,5
5 (M1)	75	83	79	73	69
10 (M2)	65	77	77	71	67
15 (M3)	68	78	74	66	63

Em um primeiro momento não foi possível determinar o efeito da concentração de lodo durante o processo de microfiltração, devido às membranas apresentarem diferentes permeabilidades hidráulicas. Entretanto, para possibilitar esta correlação, efetuou-se a padronização da permeabilidade hidráulica das três membranas, o que possibilitou estudar o efeito das diferentes concentrações. Para tanto, estipulou-se que a membrana com maior permeabilidade hidráulica seria escolhida como padrão. Assim, foram atribuídos os respectivos pesos 1, 0,73 e 0,53, para as membranas 3, 2 e 1. Então, dividiu-se os valores de fluxo de cada membrana pelos respectivos pesos (Tabela 9).

Tabela 9 – Permeabilidade ao lodo com fluxo padronizado

Fator A (concentração)	Fator B (pressão)					Totais	Médias
	0,3	0,6	0,9	1,2	1,5		
5 g/L (M1)	141	156	148	137	130	712	142
10 g/L (M2)	88	105	105	98	92	488	98
15 g/L (M3)	68	78	74	66	63	349	70
<b>Totais</b>	297	339	327	301	285	1549	
<b>Médias</b>	99	113	109	100	95		

A significância da concentração do lodo e pressão de operação também foi testada pela análise das variâncias (Tabela 10).

Tabela 10 – ANOVA da permeabilidade ao lodo com fluxo padronizado

ANOVA	SQ	GDL	MQ	F calc	F tab	Significativo
<b>A (concentração)</b>	13417,7	2	6708,9	467,0	4,5	Sim
<b>B (pressão)</b>	668,3	4	167,1	11,6	3,8	Sim
<b>Erro (AB)</b>	114,9	8	14,4			
<b>Total</b>	14200,9	14				

A Figura 25 mostra o fluxo médio de permeado para as três diferentes concentrações de lodo ativado. É possível visualizar que quanto maior a concentração de SST no lodo ativado, menor é o fluxo de permeado. Através do modelo de regressão linear foi calculada a

equação que modela este comportamento, e, com uma precisão de 98%, a queda no fluxo permeado é de aproximadamente 7,5 L/m<sup>2</sup>.h para cada aumento de 1 g/L na concentração de SST no lodo, para o intervalo estudado. A queda no fluxo foi atribuída exclusivamente ao aumento na concentração de SST no lodo pelo fato de esta ser a única diferença entre os testes, uma vez que todo o lodo usado nos três experimentos provém do mesmo local e da mesma coleta, portanto, com tamanho de floco e idade do lodo semelhantes.

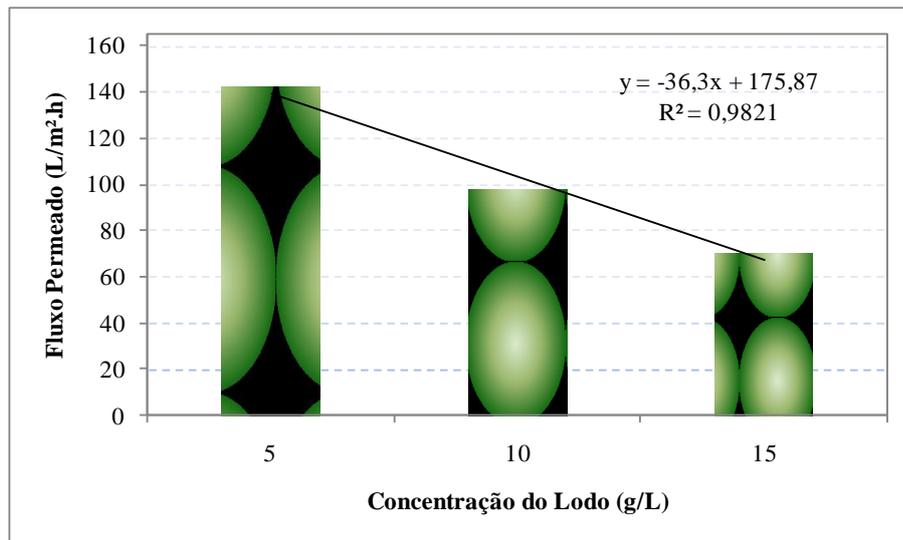


Figura 25 – Fluxo médio de permeado em função da concentração do lodo ativado.

Em relação à PTM de operação, durante a microfiltração do lodo ativado, distinguem-se duas regiões com fluxo praticamente constante (Figura 26). Uma com baixo fluxo de permeado, obtida operando nas pressões de 0,3, 1,2 e 1,5 kgf/cm<sup>2</sup> e, outra com alto fluxo, nas pressões de 0,6 e 0,9 kgf/cm<sup>2</sup>. A partir desta constatação, é apropriado trabalhar com a pressão de 0,6 kgf/cm<sup>2</sup>, pois os dois fluxos são estatisticamente semelhantes e, pressões menores consomem menos energia.

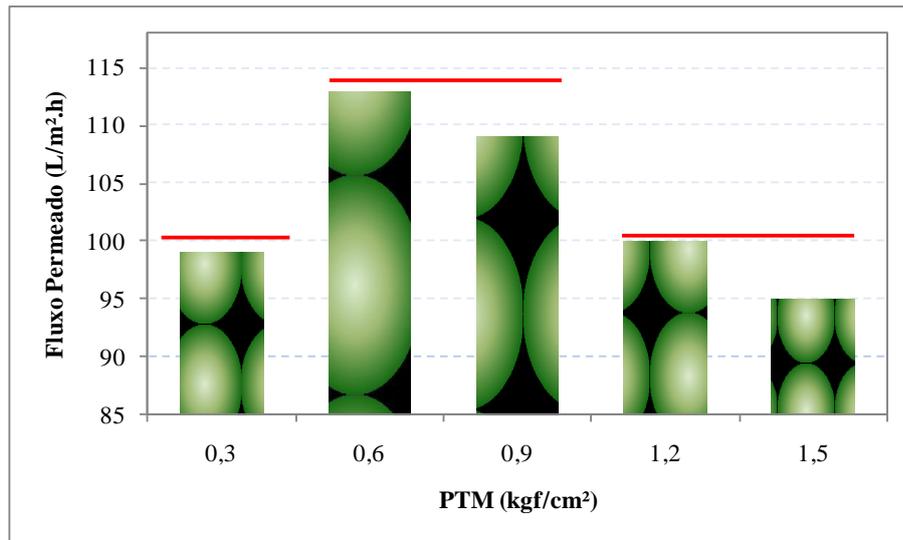


Figura 26 – Fluxo médio de permeado para cada pressão (permeabilidade ao lodo).

Apesar da variabilidade entre as membranas, analisando-as individualmente durante o teste de permeabilidade ao lodo ativado (fluxo ajustado), pode-se determinar o fluxo crítico para cada concentração (Figura 27). Deste modo, o fluxo crítico encontrado para as concentrações de 5, 10 e 15 g/L de SST foi de 156, 105 e 78 L/m².h e, todas as PTM críticas ocorreram em 0,6 kgf/cm². Novamente, salienta-se que para o sistema estudado no presente trabalho, uma possível causa de a PTM de 0,6 kgf/cm² apresentar melhores resultados, seja devido à velocidade tangencial ser máxima nesta pressão.

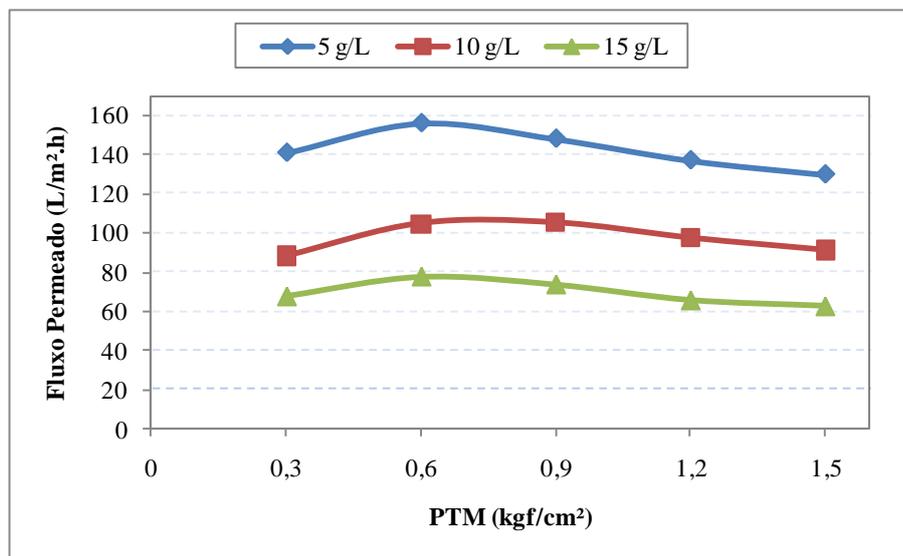


Figura 27 – Permeabilidade ao lodo em função da pressão e concentração.

Segundo HAN *et al.* (2005), para a operação por um longo tempo sem a necessidade de lavagem ou substituição das membranas é essencial trabalhar com fluxo subcrítico, uma vez que o *fouling* irreversível da membrana é desenvolvido rapidamente acima do fluxo

crítico. Portanto, para minimizar a incidência deste fenômeno indesejável, o sistema deve ser operado com pressões transmembrana de 0,6 kgf/cm<sup>2</sup> ou inferiores.

Durante o teste de permeabilidade ao lodo ativado, também foi estimada a velocidade tangencial para as respectivas pressões e concentrações. De acordo com a Figura 28, em todas as três concentrações de lodo, as maiores velocidades foram obtidas operando na PTM de 0,6 kgf/cm<sup>2</sup>. Este fato pode ser justificado por uma particularidade apresentada em todas as unidades experimentais montadas no presente trabalho (Figura 14, 17 e 18). Nos fluxogramas citados, a bomba de diafragma que alimenta o módulo de membranas, sempre foi operada na capacidade máxima de bombeamento (720 L/min). Além disso, analisando apenas a etapa de microfiltração, o escoamento ocorre da seguinte forma: a válvula 1 controla a quantidade de líquido que entra no módulo de membranas, portanto, quando ela está totalmente fechada, todo o líquido é direcionado ao módulo; a válvula 2, alocada na corrente de reciclo, é responsável por regular a pressão do sistema e, no ato de fechá-la, aumenta a PTM e reduz a velocidade tangencial. Portanto, em todas as três concentrações, coincidentemente na PTM de 0,6 kgf/cm<sup>2</sup>, a válvula 1 ficava totalmente fechada, garantido que todo o fluxo fosse dirigido ao módulo e, a válvula 2 permanecia totalmente aberta. Desta forma, nesta PTM atingiu-se a máxima velocidade tangencial, bem como os maiores fluxos permeados. Tardieu *et al.* (1999) e Setiadi & Wenten (2005) também obtiveram melhores resultados com maiores velocidades tangenciais.

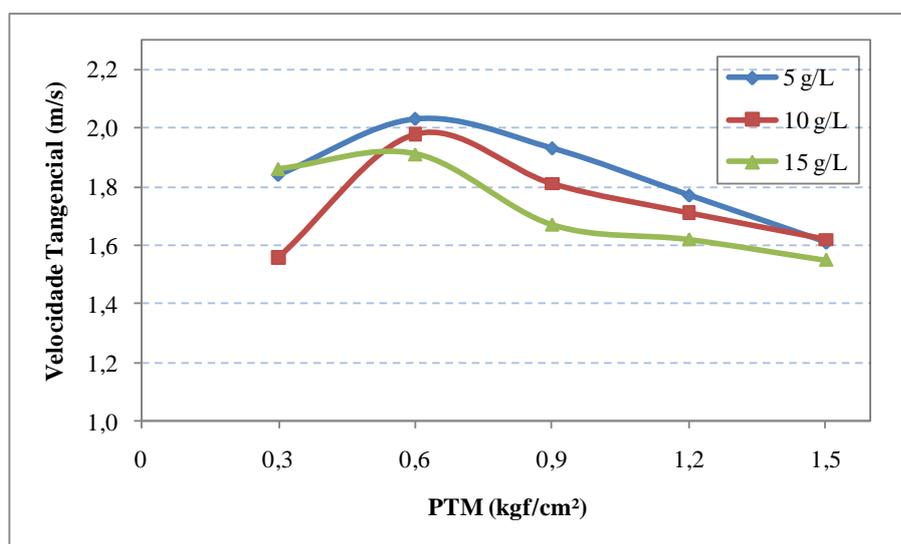


Figura 28 – Velocidade tangencial em função da pressão e concentração.

### 5.1.2.3 Segunda permeabilidade à água

Após a permeabilidade ao lodo ativado, cada membrana foi novamente submetida ao ensaio de permeabilidade à água, 2ª Perm M1, 2ª Perm M2, 2ª Perm M3, referentes às membranas 1, 2 e 3, respectivamente (Figura 29). Desta forma, foram determinadas suas respectivas permeabilidades hidráulicas pós-uso: 36, 55 e 50 L/m<sup>2</sup>.h.kgf/cm<sup>2</sup>.

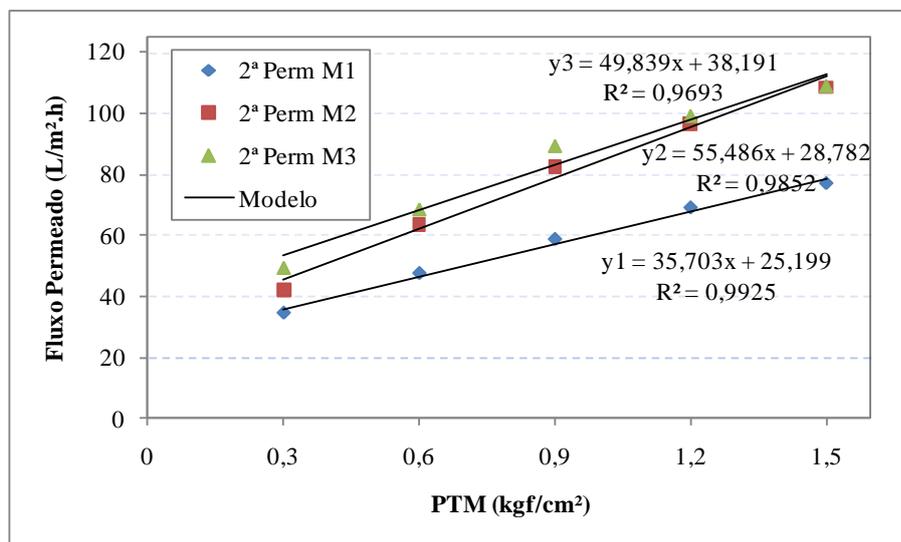


Figura 29 – Permeabilidade hidráulica das membranas pós-uso.

Confrontando os valores das permeabilidades hidráulicas das membranas pós-uso, foi constatado que a membrana 2, que operou com lodo ativado com concentração de 10 g/L de SST, passou a ter a maior permeabilidade hidráulica.

Ao comparar as permeabilidades hidráulicas iniciais (Figura 23) com as pós-uso (Figura 29), constata-se que as três membranas apresentaram reduções de 79, 103 e 166 L/m<sup>2</sup>.h.kgf/cm<sup>2</sup>. Estes valores representam 69, 65 e 77% de redução na permeabilidade hidráulica das membranas 1, 2 e 3, respectivamente. O fato da membrana 3 ter apresentado maior queda indica que supostamente ela apresentou maior índice de *fouling*. No entanto, para aumentar a confiabilidade desta afirmação, foi realizada uma análise estatística avaliando os fluxos de permeado da segunda permeabilidade à água (Tabela 11).

Tabela 11 – Resultados do fluxo permeado para a 2ª permeabilidade à água

Fator A (membrana)	Fator B (pressão)					Totais	Médias
	0,3	0,6	0,9	1,2	1,5		
1	34	47	59	69	77	286	57
2	42	64	83	97	109	395	79
3	49	69	89	99	109	415	83
<b>Totais</b>	125	180	231	265	295	1096	
<b>Médias</b>	42	60	77	88	98		

Baseando-se nos resultados obtidos na 2ª permeabilidade à água, foi feito o teste da ANOVA (Tabela 12).

Tabela 12 – ANOVA da 2ª permeabilidade à água

ANOVA	SQ	GDL	MQ	F calc	F tab	Significativo
<b>A (membrana)</b>	1928,1	2	964,1	38,6	4,5	Sim
<b>B (pressão)</b>	6130,9	4	1532,7	61,4	3,8	Sim
<b>Erro (AB)</b>	199,9	8	25,0			
<b>Total</b>	8258,9	14				

Através da comparação múltipla de médias (Figura 30) foi constatado que durante a 2ª permeabilidade à água, as membranas 2 e 3 apresentaram fluxos médios de permeado estatisticamente semelhantes. Entretanto, no ensaio da 1ª permeabilidade à água (Figura 24), a membrana 3 apresentou um fluxo permeado médio 25% superior à membrana 2. Este fato sugere que houve um maior índice de entupimento dos poros, *fouling*, na membrana 3, a qual trabalhou com a suspensão com maior concentração de SST.

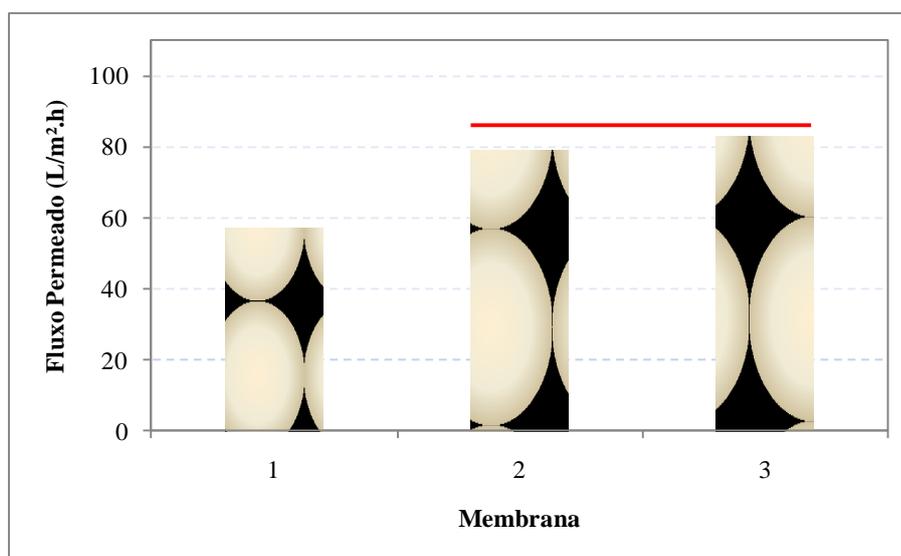


Figura 30 – Fluxo médio de permeado em função das membranas (2ª permeabilidade à água).

Ao comparar as médias dos fluxos (Figura 31), realizadas antes e após a filtração do lodo ativado, percebe-se que, em valores absolutos, a membrana 1 apresentou menor queda no fluxo médio de permeado, 100 L/m<sup>2</sup>.h, enquanto que para as membranas 2 e 3 foi de 129 e 191 L/m<sup>2</sup>.h, respectivamente. Entretanto, em percentual, a membrana 2 teve a menor redução (62 %) e para as membranas 1 e 3 esta redução foi de 64 e 70%, respectivamente. Portanto, nas condições adotadas nestes ensaios (item 5.1.2), para diminuir a incidência de *fouling*, ou seja, o entupimento dos poros da membrana, é recomendável trabalhar com lodo ativado com concentrações de SST iguais ou inferiores a 10 g/L.

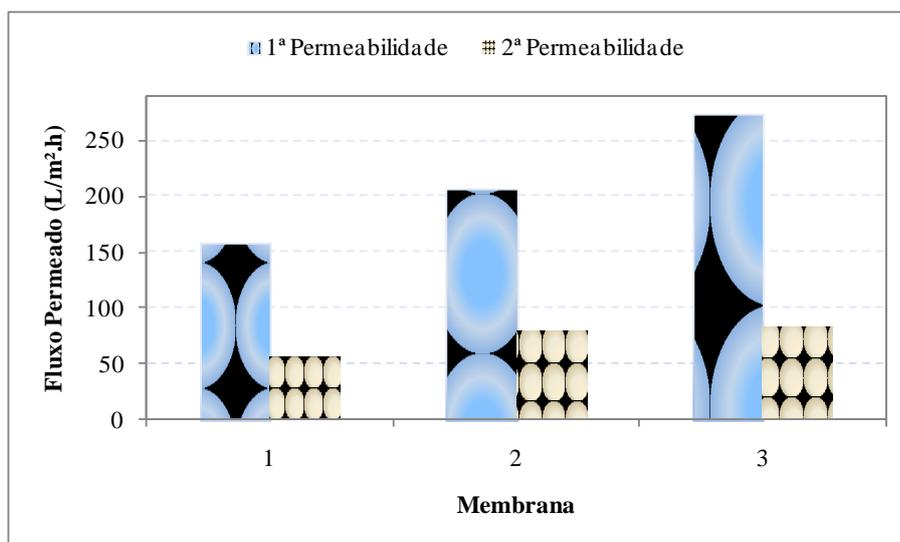


Figura 31 – Fluxo médio dos dois testes de permeabilidade à água em função das membranas.

Igualmente à primeira permeabilidade à água, a segunda (Figura 32) também apresentou aumento do fluxo permeado com o aumento da pressão. No entanto, este aumento, como já era esperado, foi consideravelmente menor, uma vez que as membranas estavam sob a influência de *fouling*. Comportamento semelhante foi observado no item 5.1.1, onde também foi realizado um teste de permeabilidade à água após a permeabilidade ao lodo ativado.

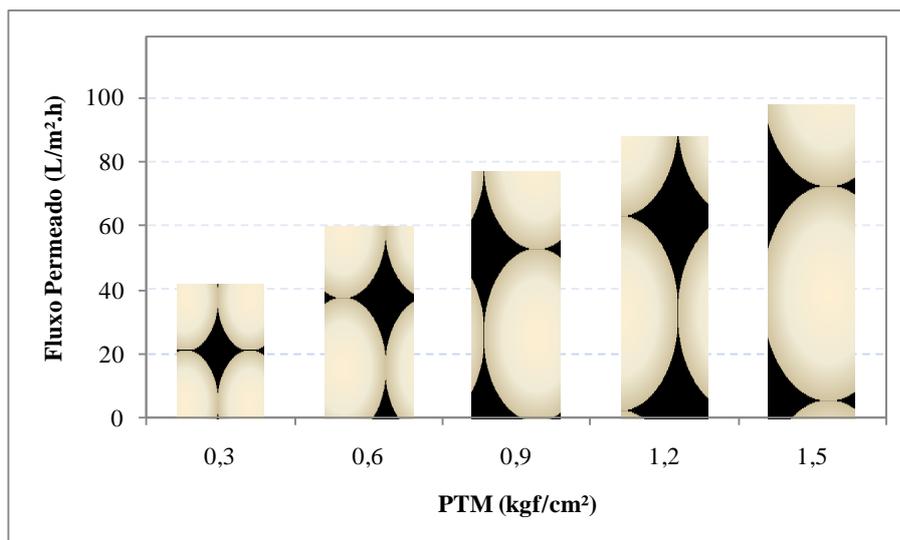


Figura 32 – Fluxo médio de permeado para cada pressão (2ª permeabilidade à água).

## 5.2 Operação do MBR

Nesta seção estão contidos os resultados da operação do MBR, bem como a análise e discussão dos mesmos.

### 5.2.1 Fluxo permeado

A operação do MBR começou com fluxo superior a 80 L/m².h, contudo foi decaindo ao longo do tempo e tendeu à estabilização por volta de 60 L/m².h ao final da operação com efluente sintético (oitavo dia de operação). Entretanto, na sequência do experimento, ao final dos 15 dias, o fluxo estabilizou em 43 L/m².h, operando com o efluente industrial (Figura 33).

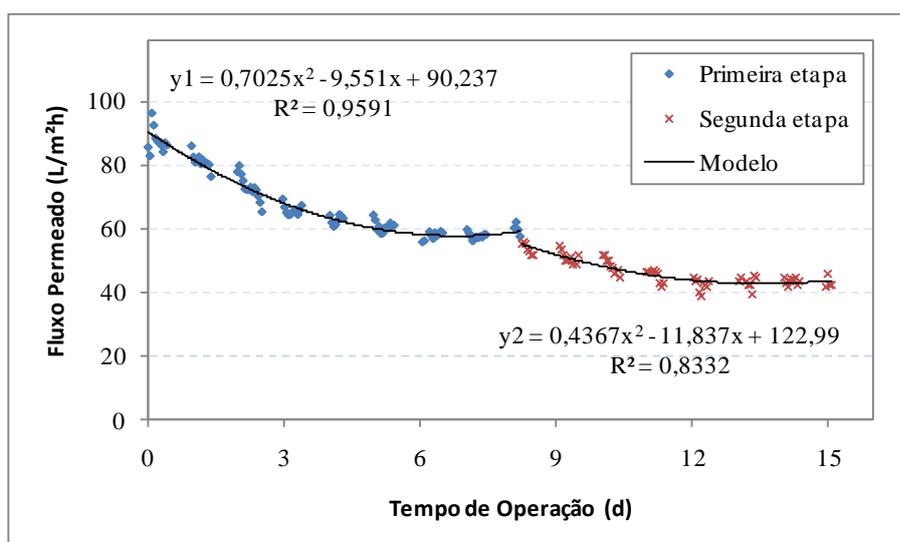


Figura 33 – Comportamento do fluxo de permeado.

Trabalhando com MBR externo sob condições operacionais semelhantes e o mesmo período de ensaio, Badani *et al.* (2005) obtiveram fluxo similar (42 L/m<sup>2</sup>.h), contudo, o fluxo seguiu em queda ao longo de seu experimento, estabilizando em 25 L/m<sup>2</sup>.h.

Em contrapartida, estudos com MBRs submerso relatam operação com fluxo de permeado de 8 a 13 L/m<sup>2</sup>.h (POLLICE, LAERA & BLONDA, 2004; JEONG *et al.*, 2007; MERZ *et al.*, 2007; ARABI & NAKHLA, 2008; HUELGAS & FUNAMIZU, 2010). Não obstante Melin *et al.* (2006) citam que o fluxo médio para esta configuração de MBR varia entre 25 e 35 L/m<sup>2</sup>.h. Com base nestes fatos, percebe-se a grande vantagem operacional que os MBRs externos possuem em relação aos MBRs submersos, maior fluxo de operação. Conseqüentemente, comparando os fluxos dos trabalhos citados, MBRs externos necessitam de área de membranas aproximadamente 50% menor que os submersos para tratar a mesma vazão de efluente.

### 5.2.2 Produção de lodo

O monitoramento do lodo ativado no biorreator (Figura 34) mostra 3 regiões distintas: 0-6 dias (alimentação com efluente sintético); 10-15 dias (alimentação com o efluente de curtume) e a fase de transição (troca de efluente no dia 8).

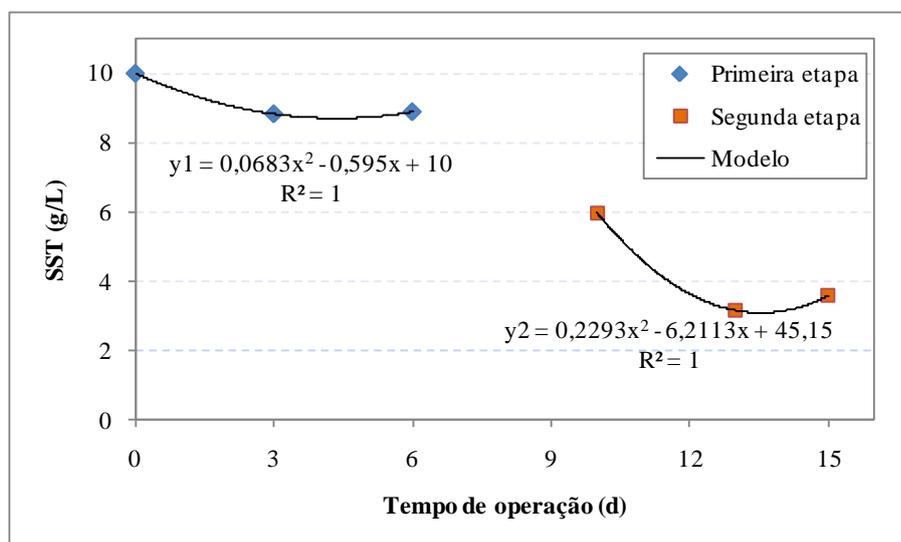


Figura 34 – Concentração de SST no biorreator.

Durante as duas etapas de operação percebe-se uma queda inicial na concentração de SST, posteriormente, a concentração tendeu a aumentar. Este fato pode ser atribuído à fase de adaptação dos microrganismos ao substrato alimentado, além de perda de biomassa que se aderiu às paredes do biorreator (Figura 35).

Na primeira etapa, este efeito foi menos pronunciado (Figura 35a), uma vez que o efluente sintético possuía etanol como fonte de carbono, o qual é caracterizado como um substrato de fácil metabolização pelos microrganismos (PROVENZI, 2005). Já na etapa dois, a queda na concentração foi mais pronunciada, devido ao efluente de curtume ser mais complexo, possuindo moléculas de difícil degradação, além de uma elevada concentração de sais (DE GISI, GALASSO & DE FEO, 2009). Visualmente, a segunda etapa também apresentou maior quantidade de biomassa aderida às paredes do biorreator (Figura 35b).

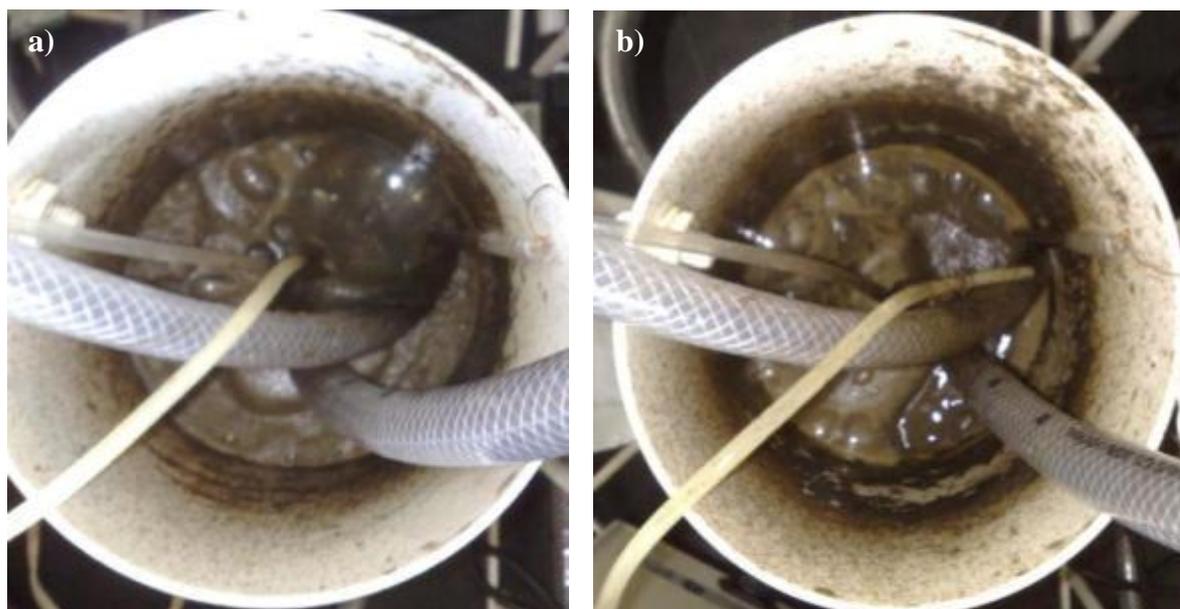


Figura 35 – Lodo aderido às paredes do biorreator.

A queda ocorrida na fase de transição do efluente sintético para o real foi provocada devido à intensa formação de espuma nesse período, apresentando sinais de transbordamento da mesma no biorreator. Por esse motivo, esta espuma foi retirada, causando a diminuição na concentração de SST. Arelado a isso, visualmente percebeu-se maior quantidade de biomassa aderida às paredes do biorreator.

### 5.2.3 Eficiência do Tratamento

Com a finalidade de avaliar a eficiência do tratamento do MBR, durante a operação com efluente sintético foi monitorado DQO e turbidez. Na operação com o efluente industrial foi monitorado DQO, DBO<sub>5</sub>, NTK, cloretos, sulfatos, sódio, magnésio, cálcio, potássio e cromo. A temperatura no biorreator se manteve estável durante todo o período do estudo (27 – 30 °C). O pH no permeado também permaneceu praticamente constante (6,0 – 8,0), uma vez que os dois efluentes possuíam valores nesta faixa de pH, 6,1 e 7,8, nos efluentes sintético e de curtume, respectivamente.

Como no presente trabalho optou-se por trabalhar com PTM constante, o fluxo permeado diminuiu ao longo do período de operação, implicando no constante ajuste da vazão de alimentação. Em contrapartida, o TDH aumentou de 6,25 para 12,5 h, uma vez que o mesmo depende do volume do reator e da vazão de alimentação. Através deste fato, esperava-se que houvesse um aumento da eficiência do tratamento, o que não foi observado, pois outro fator também influenciou no processo, a relação A/M. Apesar da impossibilidade técnica de medir este parâmetro, devido a não determinação dos SSV, uma estimativa pode ser feita pelos dados dos SST. Assumindo valores atribuídos por Metcalf & Eddy (2003), os SSV são aproximadamente 85 % dos SST, portanto, devido à perda de sólidos no reator, estima-se que a relação A/M variou de 0,1 a 0,2 durante o experimento, prejudicando a eficiência do tratamento, uma vez que menores relações A/M proporcionam melhores eficiências. Devido a estas constatações, não foi objeto de estudo no presente trabalho, descobrir qual dos dois parâmetros teve maior influência no tratamento.

#### 5.2.3.1 Efluente sintético

Durante a primeira etapa de operação do MBR, alimentada com efluente sintético (etanol como fonte de carbono), foi realizada diariamente a determinação da DQO antes e após o referido tratamento.

Sabendo que o etanol é volátil em condições normais de temperatura e pressão, foram tomadas precauções para evitar a evaporação do mesmo, tais como: tanque de alimentação fechado e sem agitação. Apesar dos devidos cuidados, foi verificada uma diminuição da DQO afluente com o passar do tempo, a qual iniciou em 445 no primeiro dia e terminou com 335 no oitavo dia (Figura 36). Pelo fato do sucessivo decréscimo da DQO afluente, se houver a necessidade de trabalhar com efluente sintético, recomenda-se a utilização de outro substrato orgânico como fonte de carbono, substituindo o etanol recomendado por Provenzi (2005). Contudo, durante a operação com o efluente sintético, a DQO final sempre esteve em níveis relativamente baixos, inferiores a 18 mg O<sub>2</sub>/L.

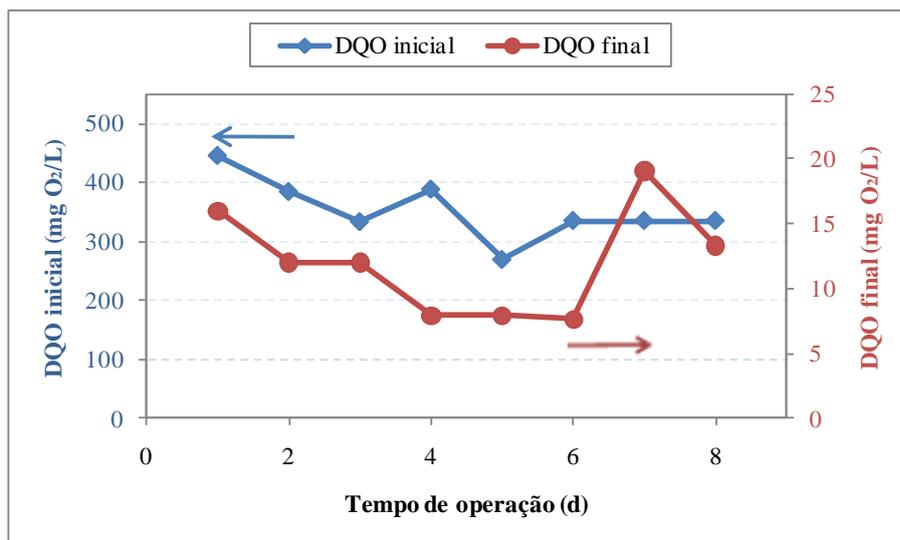


Figura 36 – Comportamento da DQO durante a 1ª etapa de operação do MBR.

Durante a operação com efluente sintético, o sistema alcançou uma elevada eficiência para remoção de turbidez e DQO, com média superior a 95% para ambos (Figura 37). Neste caso, pode-se assumir que DQO = DBO, pois o etanol é completamente biodegradável. Estes resultados são similares aos obtidos por Provenzi (2005), que também usou etanol como fonte de carbono no efluente sintético.

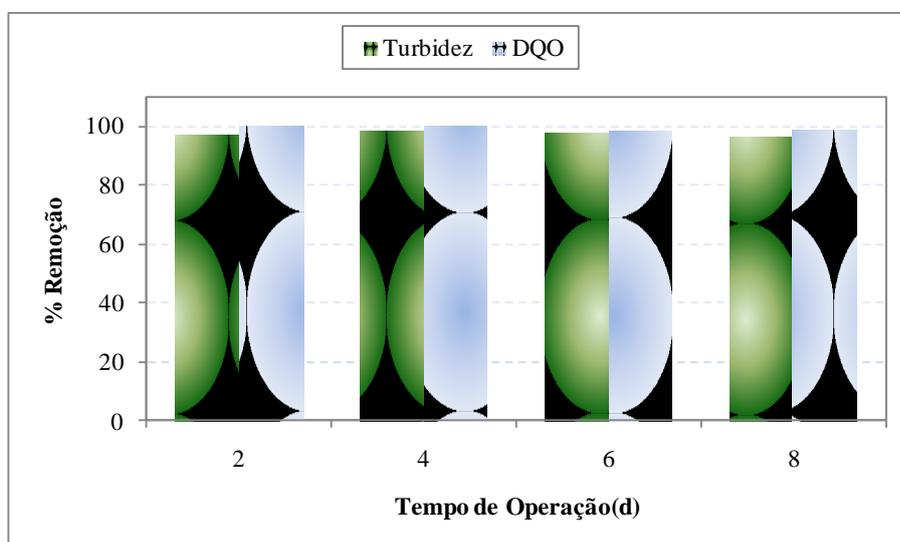


Figura 37 – Eficiência no tratamento com efluente sintético.

Na Figura 38 é apresentada uma foto que possibilita visualizar a aparência das soluções utilizadas no sistema. Nota-se que o efluente sintético tem uma aparência levemente turva, enquanto que o permeado (efluente após o tratamento) possui aparência cristalina, comprovando a efetividade do sistema na remoção de turbidez. Entretanto, a solução a ser filtrada pelas membranas, na realidade é o lodo ativado, que por sua vez tem aparência escura

e turva. Portanto, ao comparar o lodo com o permeado, pode ser feita uma avaliação positiva da eficiência das membranas na retenção de sólidos suspensos.

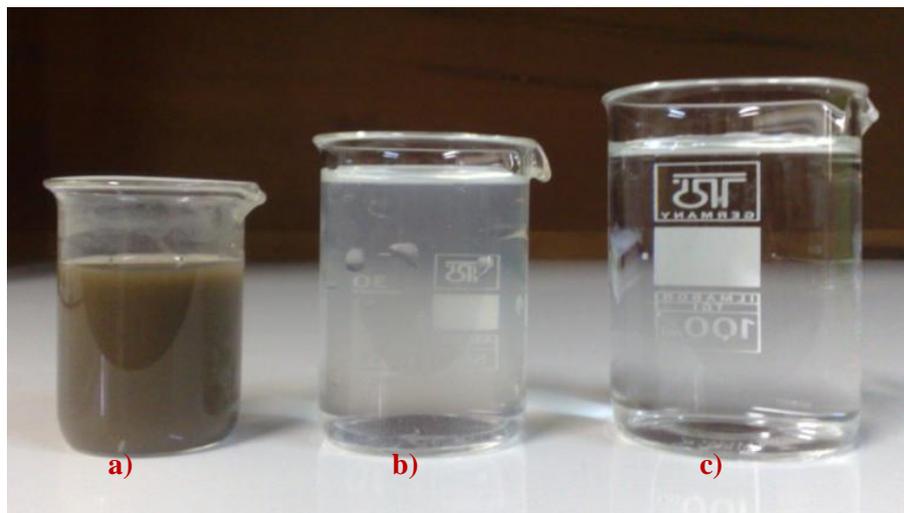


Figura 38 – Aparência das soluções utilizadas. Lodo ativado (a), efluente sintético (b) e permeado (c).

#### 5.2.3.2 Efluente de curtume

A substituição do efluente sintético pelo efluente de curtume pós-tratamento secundário ocasionou a queda da eficiência do tratamento, entretanto, os resultados obtidos (Tabela 13) mostraram-se condizentes com a literatura (BEAL, 2004; ARTIGA *et al.*, 2005; MUNZ *et al.*, 2009).

Tabela 13 – Efluente de curtume

Parâmetros	Inicial (mg/L)	Final (mg/L)	% Remoção
DQO	775,5 ± 5,7	420,0 ± 20,0	46
DBO <sub>5</sub>	205,0 ± 3,3	25,0 ± 10,0	88
NTK	148,5 ± 6,1	124,0 ± 5,2	16
P-Total	0,39 ± 0,03	0,13 ± 0,02	67
Cloretos	1325,1 ± 4,0	1324,2 ± 6,1	-----
Sulfato	1427,9 ± 3,0	1531,5 ± 3,6	-----
Sódio	943,4 ± 0,5	945,1 ± 1,3	-----
Magnésio	274,2 ± 0,1	257,5 ± 9,8	-----
Cálcio	119,8 ± 0,8	191,0 ± 1,1	-----
Potássio	56,5 ± 0,1	55,4 ± 1,8	-----
Cromo	0,08 ± 0,01	0,04 ± 0,01	48

Ao longo do experimento, houve uma leve oscilação na eficiência do tratamento tanto para DQO quanto para DBO<sub>5</sub> (Figura 39), contudo, a redução média foi 46 e 88 %, respectivamente.

respectivamente. A redução da DQO abaixo do esperado é justificada pela baixa relação DBO/DQO do afluente, 0,26. Entretanto, foi condizente à obtida por Beal (2004), que obteve valores entre 50 e 60 %, trabalhando com um sistema anaeróbio seguido por microfiltração para tratar efluente bruto de curtume.

Segundo Metcalf & Eddy (2003), uma relação DBO/DQO abaixo de 0,3 dificulta o tratamento biológico do efluente e pode ser tóxico aos microrganismos. Além disso, o efluente já havia passado por um primeiro tratamento biológico, que primeiramente remove a DBO com maior biodegradabilidade. Assim, devido a estas condições adversas, uma redução de 88% na DBO<sub>5</sub>, torna-se um resultado significativo. Por conseguinte, a DQO remanescente pode ser atribuída a material refratário, ou seja, não biodegradável. Por outro lado, como esperado, a remoção de sais foi praticamente nula, uma vez que esta não é a aptidão de processos biológicos nem da microfiltração.

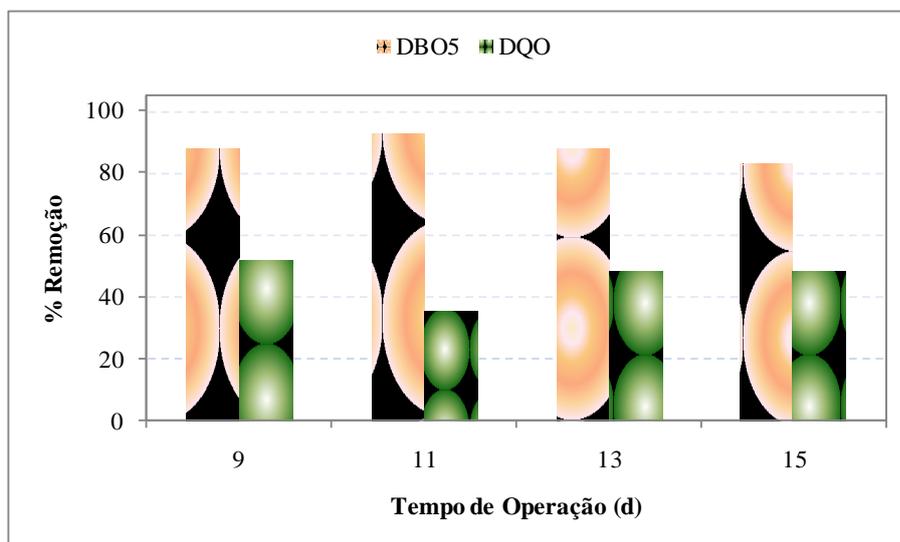


Figura 39 – Eficiência na remoção de matéria orgânica durante tratamento do efluente de curtume.

Outros trabalhos com efluente bruto de curtume, Munz *et al.* (2009) e Artiga *et al.* (2005), apresentaram resultados similares para redução de DBO<sub>5</sub>, 79 e 95%, respectivamente, comprovando a eficiência dos MBRs na remoção de matéria orgânica de efluentes oriundos da indústria curtidora.

Segundo Cassano *et al.* (2001), com a devida adição de sais para ajustar os banhos, águas residuárias com estes padrões de qualidade (Tabela 13) podem ser reusadas no próprio curtume, nos processos de remolho, caleiro e píquel, economizando água e sais. Entretanto, para efetivar o reuso do efluente no processo industrial, devem ser realizados estudos em

parceria com a indústria coureira, para estudar a viabilidade da utilização do efluente tratado por MBR nas diversas etapas do processo de curtimento do couro.

Havendo demanda de águas residuárias com melhores padrões de qualidade, para reuso mais nobre dentro do processo industrial, o MBR poderia ser associado a outros processos de tratamento de efluentes, como por exemplo, a ED. Estudos com processos híbridos fotoeletrooxidação-eletrodiálise objetivando a reciclagem da água residuária em curtumes foram realizados com sucesso (STREIT, 2006; XAVIER, 2006; RODRIGUES *et al.*, 2008), pois a ED proporciona uma elevada eficiência na remoção de íons. Entretanto, segundo Rodrigues *et al.* (2008), para o bom funcionamento de uma planta de ED, o efluente deve possuir baixa quantidade de matéria orgânica, padrão atendido pelos MBRs. Então, neste mesmo segmento, o MBR poderia ser utilizado como pré-tratamento para a ED, uma vez que no presente trabalho, o permeado, ou seja, o efluente após o tratamento do MBR, atendeu aos pré-requisitos da ED.

### 5.3 *Análises da Membrana*

As análises (visual, MEV e TGA) da membrana tiveram como principal objetivo o fornecimento de informações sobre as condições da membrana pós-uso, bem como possibilitar breves pareceres a respeito de fenômenos envolvidos na queda do fluxo de permeado.

#### 5.3.1 **Análise visual**

A Figura 40 mostra uma foto da membrana após a operação do MBR. Há algumas marcações na mesma, de tal maneira que a seta de cor azul indica o sentido do escoamento do fluxo tangencial e os itens numerados com suas respectivas setas indicam regiões em que foram retiradas amostras para análises em MEV e TGA.

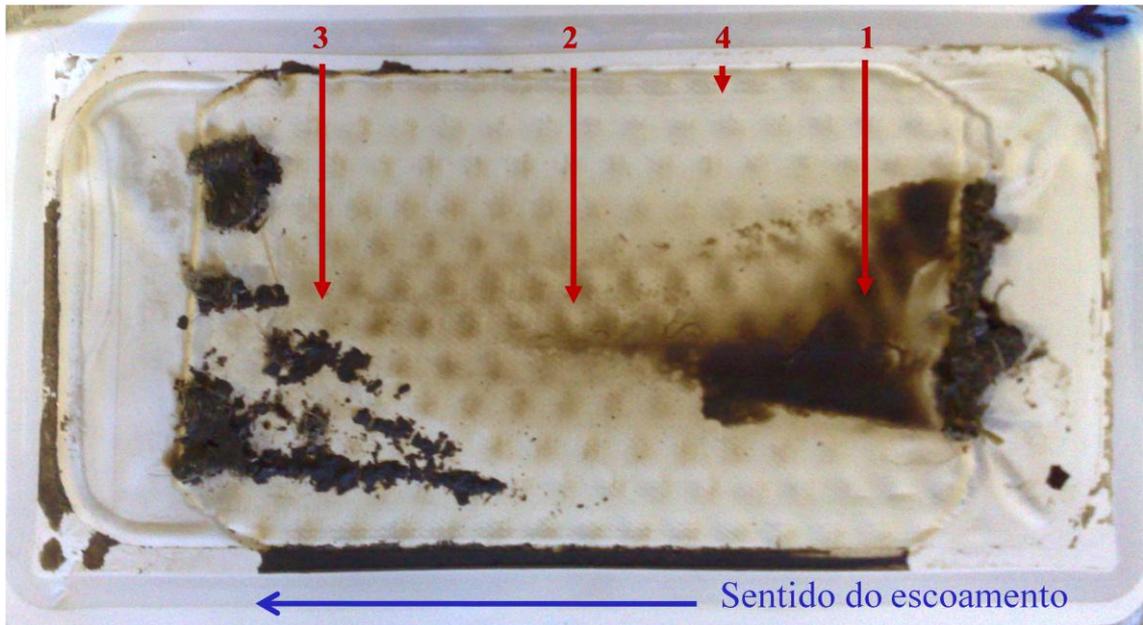


Figura 40 – Membrana pós-uso.

Visualmente, percebe-se que há locais preferenciais para acúmulo de partículas: no início e fim da membrana, bem como na faixa central (pontos 1, 2 e 3), ou seja, ao longo de seu eixo horizontal.

Como a dinâmica de deposição não foi objeto de pesquisa, não é possível realizar afirmações sobre este comportamento. Entretanto, através da análise visual é possível deduzir que o maior índice ocorre na região central, pelo fato de tanto a entrada quanto a saída do módulo de membranas direcionarem o escoamento para a faixa central do módulo.

### 5.3.2 Análises por MEV

Com o intuito de visualizar a estrutura da membrana a ser utilizada, foram realizadas micrografias da membrana virgem em microscópio eletrônico de varredura, ou seja, antes do uso. Desta forma, a partir das Figura 41a e b, percebe-se a homogeneidade estrutural da superfície da membrana. Igualmente, através da Figura 41a, há a possibilidade de comprovar que a referida membrana possui tamanho de poro inferior a  $1 \mu\text{m}$ . Entretanto, a partir desta técnica, não foi possível comprovar que a membrana apresenta o tamanho de poro ( $0,22 \mu\text{m}$ ) declarado pelo fabricante.

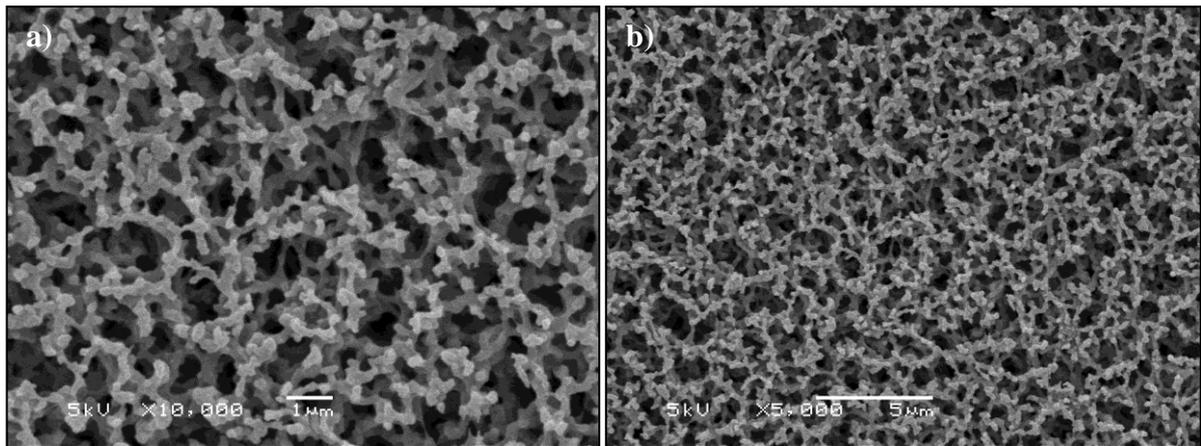


Figura 41 – Micrografias da membrana virgem.

Para fornecer informações sobre os locais mais afetados pelo acúmulo de material sobre a membrana, foram realizadas micrografias das quatro regiões identificadas na Figura 40. Deste modo, foi possível medir a espessura da camada de *fouling* sobre a mesma.

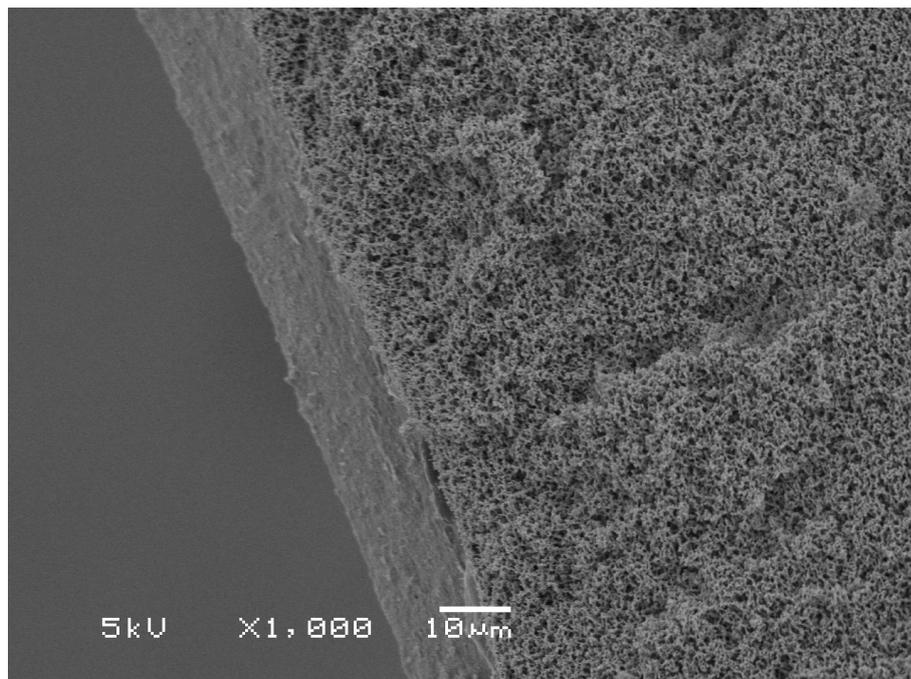


Figura 42 – Micrografia transversal da região 1.

Segundo a micrografia da região 1 (Figura 42), a camada de *fouling* apresenta espessura aproximada de 12  $\mu\text{m}$ . A aparência visual da camada de material depositado mostra que a mesma é consideravelmente compacta, criando uma barreira física que dificulta a permeabilidade.

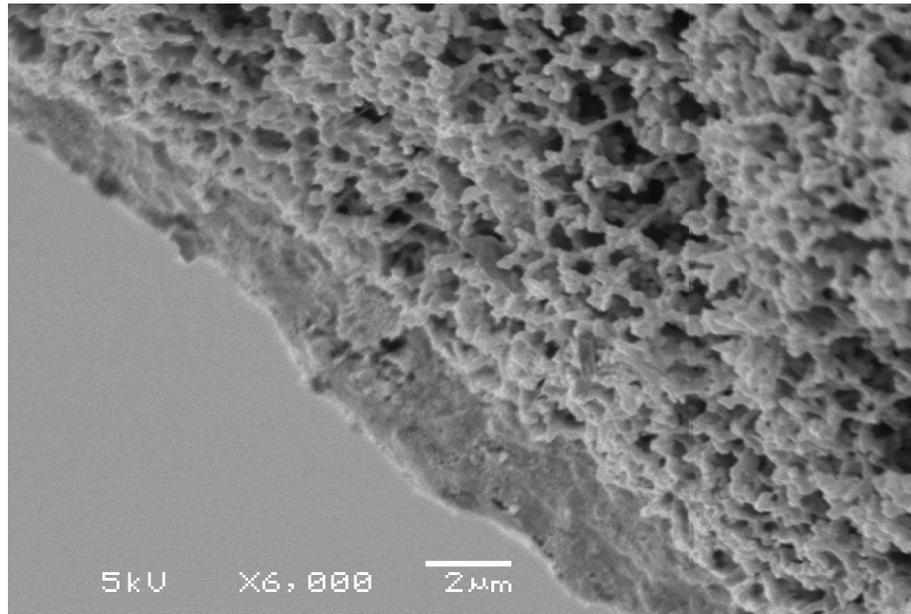


Figura 43 – Micrografia transversal da região 2.

A Figura 43 mostra a micrografia da região 2, a qual fornece informações do ponto central da membrana. A partir desta micrografia, vê-se que a camada de torta possui uma espessura menor, de aproximadamente 2 μm e também, demonstra ser menos compacta que a da região 1 (Figura 42).

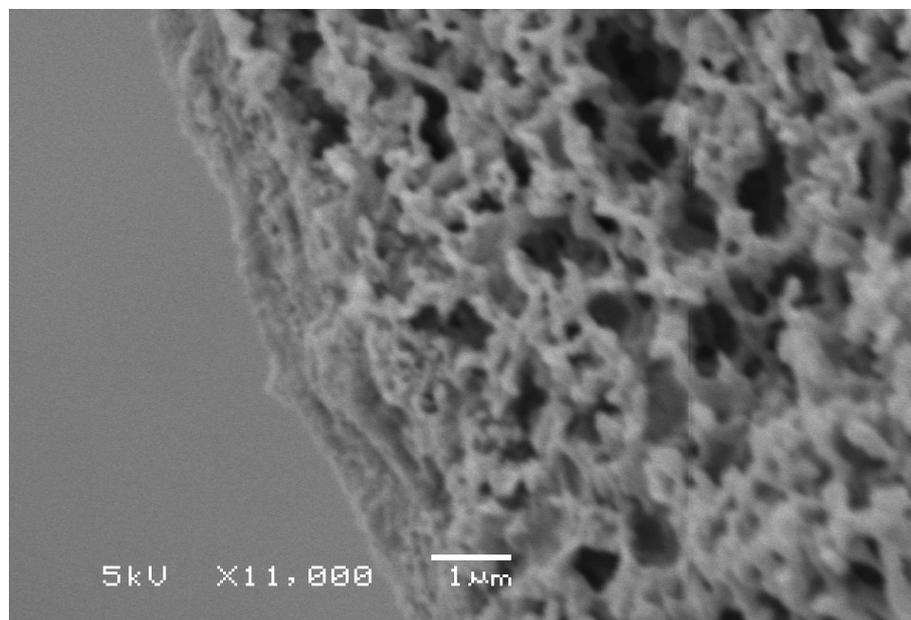


Figura 44 – Micrografia transversal da região 3.

A região 3 (Figura 44), situada próximo à saída do módulo, apresentou uma camada de *fouling* inferior a 1 μm. Ademais, visualmente, é possível notar que a torta formada tem caráter mais poroso que as das regiões 1 e 2.

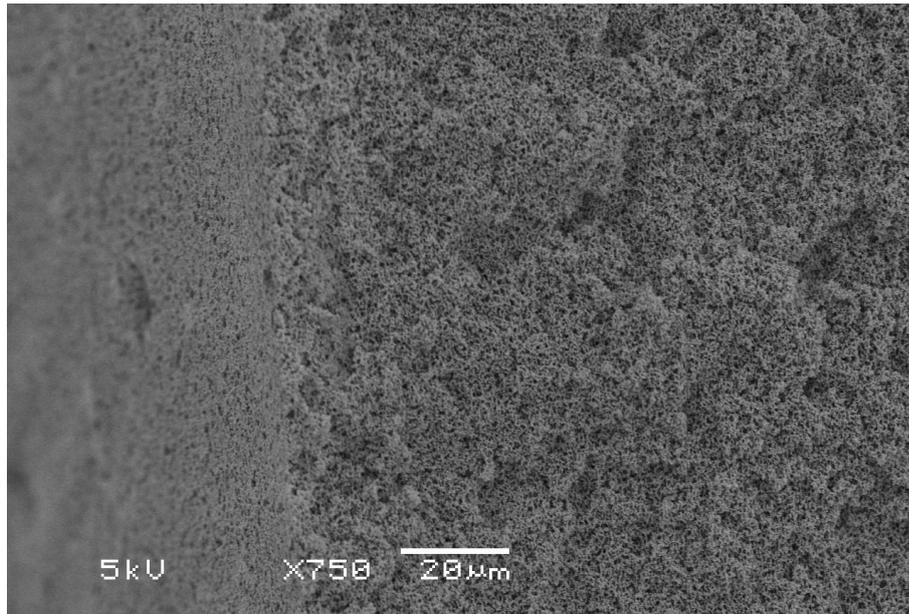


Figura 45 – Micrografia transversal da região 4.

A lateral da membrana (Figura 45), denominada região 4, apresenta-se praticamente livre de qualquer indício de colmatação. Esta imagem também permite a visualização da estrutura ao longo da espessura da membrana. Este fato possibilita confirmar que a membrana possui as mesmas características estruturais ao longo de sua espessura, ou seja, a membrana é simétrica.

As micrografias das 4 regiões da presente membrana permitem a seguinte afirmação: o perfil de colmatação da membrana aumenta no sentido do escoamento (da entrada para a saída do módulo) e do centro para as laterais da membrana.

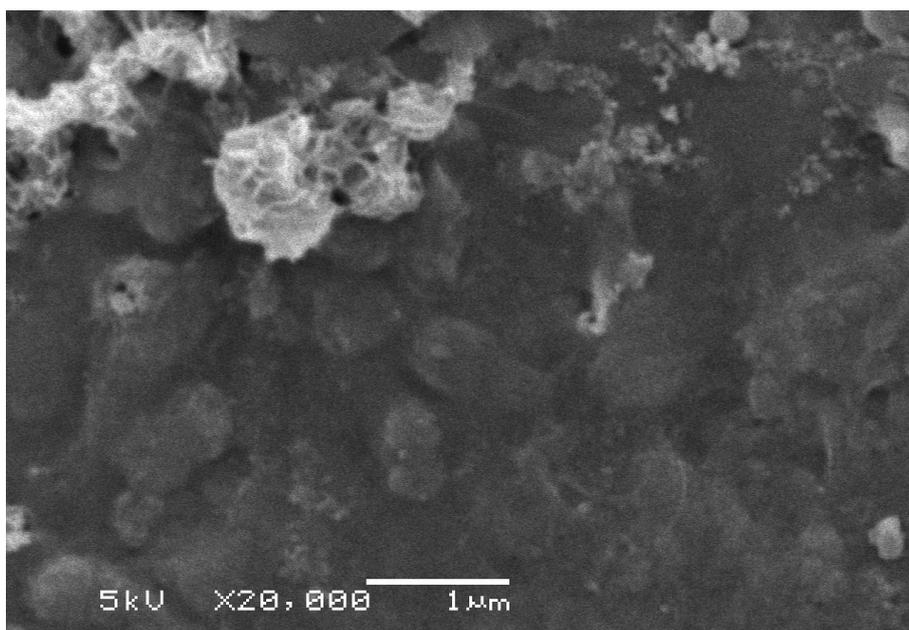


Figura 46 – Micrografia da superfície da membrana usada.

Não foi feita caracterização microbiologia do lodo ativado empregado durante o experimento. No entanto, a partir da Figura 46 é possível ver que a torta é basicamente constituída por um aglomerado de microrganismos. Esta constatação evidencia que a camada de torta que se formou sobre a membrana é fundamentalmente *biofouling*, como indicam Schneider & Tsutiya (2001).

### 5.3.3 Análise Termogravimétrica

Com a TGA procura-se conhecer a estabilidade térmica dos materiais que formam a amostra, no caso a membrana e o material acumulado sobre ela, ou seja, o *fouling*. Os resultados são apresentados como a perda relativa de massa (%) em função da temperatura. Assim, é possível saber a quantidade de material da amostra que é perdido, bem como em que temperatura este material é degradado (perda de massa).

Através da curva da TGA apresentada pela membrana virgem (Figura 47) é possível perceber que a mesma é quase que certamente composta por um único material, pois em uma pequena faixa de temperatura, por volta de 200 °C, houve aproximadamente 97 % da perda de massa. A 675 °C foi encerrada a análise, acarretando em apenas 0,2 % de resíduo. Assim, pode-se afirmar que a amostra possui alta pureza, ou seja, é praticamente livre de contaminações e/ou cargas minerais.

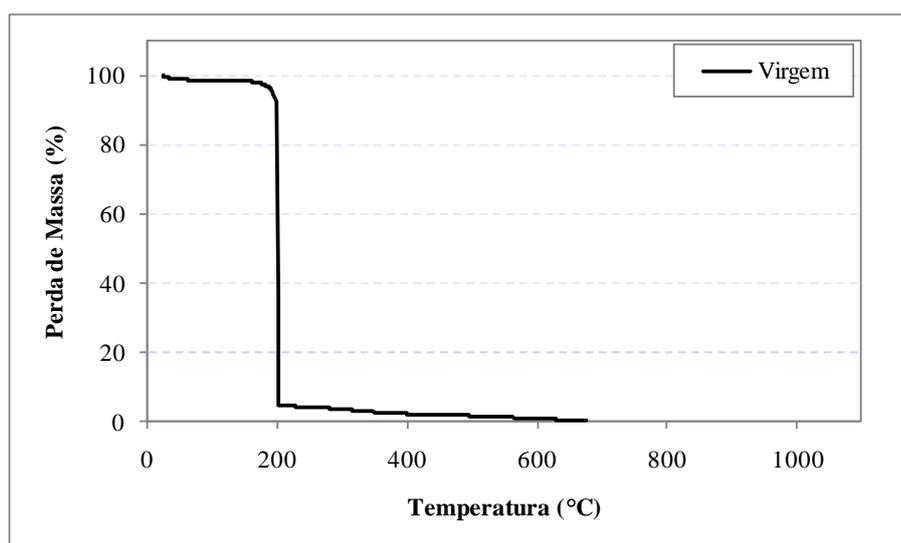


Figura 47 – Termograma da membrana virgem.

A TGA da região 1 (Figura 48) mostra que até a temperatura de 200 °C, ocorre uma perda de massa de aproximadamente 10 %, o que pode ser atribuído à presença de umidade e compostos orgânicos voláteis na amostra, que não fazem parte da constituição da membrana.

Em torno de 200 °C, ou seja, na temperatura característica de degradação da membrana, há uma perda de 46 %. Seguindo desta temperatura até a temperatura de 500 °C, tida pelo *Standard Methods* (APHA, 1999) como a temperatura utilizada para volatilizar todo composto orgânico em uma análise de sólidos voláteis, a perda fica em torno de 21 %, valor atribuído principalmente ao *biofouling*.

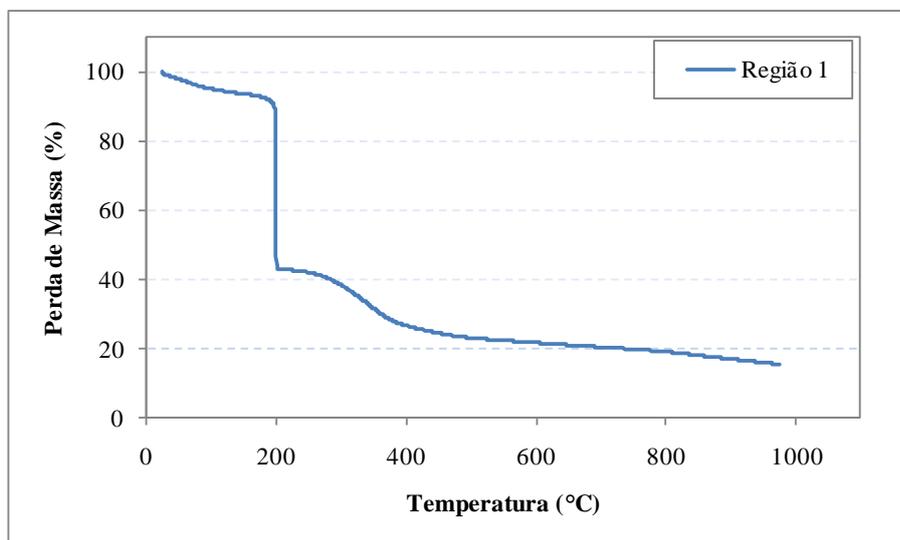


Figura 48 – Termograma da região 1 da membrana pós-uso.

Na sequência da análise da região 1 houve um decréscimo de mais 8 % na massa, que pode ser devido a material inorgânico degradável, como nitratos e carbonatos. Ao final da análise, 1000 °C, ainda houve ocorrência de resíduos da ordem de 15 %, caracterizando a presença de material inorgânico, como sais, material inerte ou até mesmo metais.

As análises das regiões 4, 3 e 2 da membrana (Figura 49), mostram-se parecidas com a curva da membrana virgem, indicando uma presença relativamente baixa de resíduos. Na temperatura de degradação da membrana, 200 °C, a perda de massa esteve em torno de 93 %, mostrando um baixo índice de *fouling*. Entretanto, aproximadamente 5 % da perda de massa ocorreu entre 200 e 500 °C, indicando a presença de material orgânico, como referido anteriormente. Ao final, permaneceu uma pequena parcela de resíduos inorgânicos, 0,18; 1,4 e 3,1 % referentes às amostras 4, 3 e 2, respectivamente.

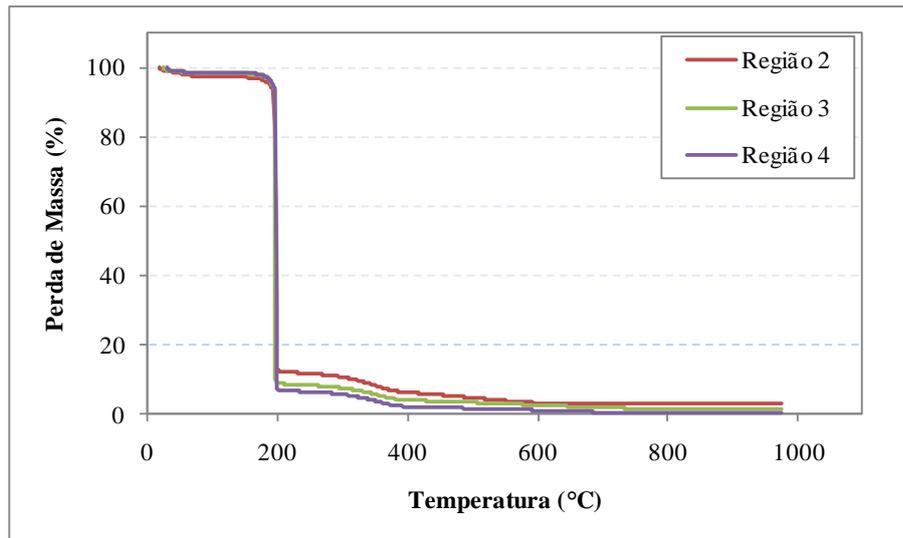


Figura 49 – Termograma das regiões 2, 3 e 4 da membrana.

A Figura 50 apresenta o termograma da membrana virgem bem como das quatro regiões da membrana pós-uso descritas na Figura 40. Através da Figura 50, onde estão presentes todos os termogramas, facilita-se a comparação das análises, de tal modo, que é possível perceber uma grande diferença no comportamento da curva da região 1 (maior incidência de *fouling*) em relação às demais.

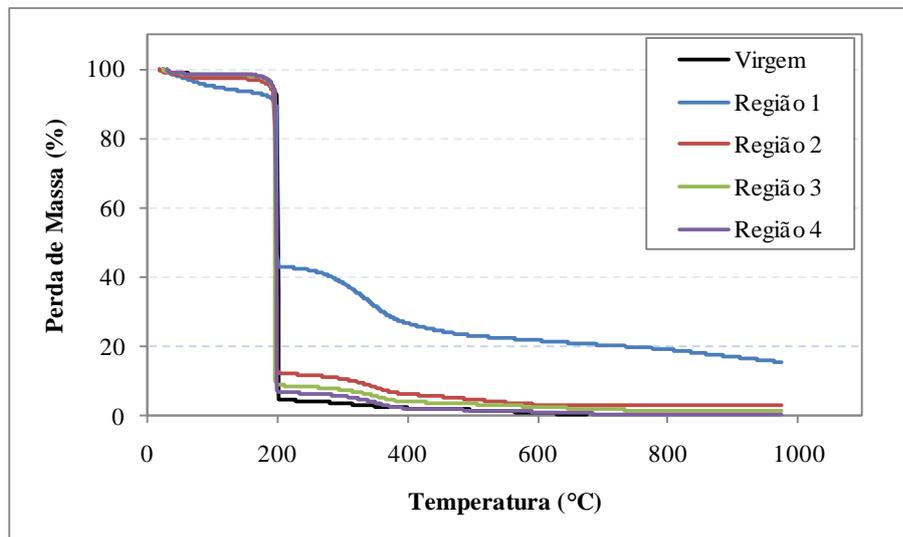


Figura 50 – Termogramas da membrana

Assim, através das análises termogravimétricas são comprovados os fatos discutidos na análise visual e por microscopia eletrônica de varredura, onde foi constatado que a região 1 apresentou uma camada pronunciada de *fouling*, seguida pelas regiões 2 e 3, ou seja, no eixo central da membrana, enquanto que na região 4 (lateral) o *fouling* praticamente inexistiu. A TGA é uma técnica promissora para determinação da presença e quantificação de *fouling*

presente no interior dos poros da membrana, após processos de limpeza, de difícil detecção por análise visual.

## 6 CONCLUSÕES

Com base nos estudos realizados no presente trabalho, o qual teve por objetivo montar, monitorar e otimizar a operação de um biorreator à membrana com módulo externo e estudar a membrana, é possível concluir que:

1. Ensaios preliminares são fundamentais na escolha dos parâmetros de operação, especialmente em PSMs, uma vez que cada sistema de filtração possui suas particularidades. Além disso, a otimização, antes de iniciar a operação propriamente dita, geralmente proporciona economia de recursos;
2. Durante os ensaios de avaliação da permeabilidade, pôde-se verificar a influência negativa no fluxo permeado causados pela polarização por concentração e o *fouling*. Entretanto, a retrolavagem mostrou-se eficaz no restabelecimento do fluxo, o qual retornou a valores próximos aos iniciais. Também foi possível visualizar a queda no fluxo durante a compactação da membrana, bem como estipular o tempo necessário para este procedimento, 5 horas, nas condições operacionais utilizadas.
3. Os ensaios para determinação dos parâmetros de operação possibilitaram maior entendimento do comportamento das membranas durante a filtração. Através de análises estatísticas foi verificado que membranas do mesmo lote de fabricação apresentam permeabilidades distintas. De acordo com as particularidades do sistema de microfiltração adotados no presente trabalho, a PTM crítica foi de 0,6 kgf/cm<sup>2</sup> (apresentando maior velocidade tangencial). Portanto, é recomendável trabalhar com pressões iguais ou inferiores à mesma.
4. Concentrações de lodo ativado mais elevadas provocam maior redução na permeabilidade hidráulica. Os parâmetros ótimos adotados para microfiltração foram 0,6 kgf/cm<sup>2</sup> de PTM e lodo ativado com 10 g/L de SST.
5. Após 15 dias de operação, mesmo sem a realização de qualquer procedimento de limpeza da membrana, o MBR manteve-se operando com fluxo elevado, estabilizando em 43 L/m<sup>2</sup>.h. Durante a operação com efluente sintético, a eficiência na redução de DQO e turbidez foi superior a 95%. Com o efluente de curtume (pós-tratamento secundário), houve redução na eficiência, atingindo uma remoção média de 88% da DBO<sub>5</sub>, 46 % da DQO, 67 % de fósforo, 16 % de NTK e 48 % de cromo. Estes fatos apontam o MBR como uma promissora alternativa para o polimento final de efluentes de curtume.

6. Na análise visual da membrana pós-uso foi constatada a presença de material depositado sobre a mesma, caracterizando o *fouling*, o qual predominou na região central. No entanto, apesar da ausência de limpezas na membrana, esta não apresentou qualquer sinal de fratura, indicando que poderia seguir sendo utilizada.
7. As micrografias realizadas no microscópio eletrônico de varredura mostraram ser uma importante ferramenta para medir a espessura da camada de torta formada sobre a membrana. Através destas imagens foi verificado que a camada de torta próximo à entrada do módulo de membranas (12  $\mu\text{m}$ ) é mais espessa, seguida pela região central (2  $\mu\text{m}$ ). Este fato sugere a adoção de uma configuração de módulo de membranas que permita uma melhor distribuição do fluxo, e assim, diminuir a concentração da torta no eixo horizontal da membrana, melhorando a eficiência da microfiltração.
8. As análises termogravimétricas também mostraram efetividade na determinação dos tipos de materiais acumulados na membrana, apresentando-se como uma alternativa para complementar a quantificação do *fouling*. Assim, igualmente às constatações da análise visual e por microscopia eletrônica de varredura, através dos termogramas foi constatado que a região 1 possui uma camada pronunciada de *fouling*, seguida pelas regiões 2 e 3, ou seja, no eixo central da membrana, enquanto que na região 4 (lateral), este fenômeno é praticamente inexistente.

## **7 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS**

MBR é uma tecnologia promissora que está se consolidando em países desenvolvidos, entretanto, poucos estudos foram realizados no Brasil. Contudo, por apresentar grande potencial, é recomendado o desenvolvimento de novas pesquisas. Portanto, seguem algumas sugestões para trabalhos futuros:

1. Desenvolver estudos de viabilidade econômica (implantação, operação e manutenção) comparando as configurações de MBRs com módulo externo e submerso, visto que atualmente as pesquisas estão voltadas aos MBRs com módulo submerso;
2. Abranger mais parâmetros operacionais nos ensaios preliminares bem como em ensaios contínuos, visando uma melhor performance do sistema;
3. Estender o período de operação para além de seis meses, para estudar o comportamento dos microrganismos presentes no lodo ativado e a evolução do processo de colmatação, bem como fazer uma melhor avaliação do processo em longos períodos de operação;
4. Trabalhar com outros tipos de efluentes, inclusive efluente bruto de curtume, e estudar a possibilidade da combinação do MBR a outras técnicas de tratamento, visando à obtenção de águas para reuso industrial.

## 8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

APHA - AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 20 th ed. Washington DC: APHA, 1999.

ARABI, S. & NAKHLA, G. Impact of protein/carbohydrate ratio in the feed wastewater on the membrane fouling in membrane bioreactors. **Journal of Membrane Science**, v. 324, n. 1-2, 2008. p. 142–150.

ARTIGA, P. *et al.* An innovative biofilm-suspended biomass hybrid membrane bioreactor for wastewater treatment. **Desalination**, v. 179, n. 1-3, 2005. p. 171-179.

BACCHIN, P.; AIMAR, P. & FIELD, R. W. Critical and sustainable fluxes: Theory, experiments and applications. **Journal of Membrane Science**, v. 281, n. 1-2, 2006. p. 42-69.

BADANI, Z. *et al.* Treatment of textile waste water by membrane bioreactor and reuse. **Desalination**, v. 185, n. 1-3, 2005. p. 411-417.

BEAL, L. L. **Tratamento anaeróbio de efluente de curtume de acabamento associado à membranas de micro e ultrafiltração**. Tese (Doutorado em Engenharia de Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental). Porto Alegre: Universidade Federal do rio Grande do Sul - UFRGS, 2004. 313 p.

BOFF, P. A. **Desenvolvimento de reator anaeróbio de leito fluidizado associado a membranas de microfiltração**. Dissertação (Mestrado em Materiais). Caxias do Sul: Universidade de Caxias do Sul - UCS, 2008. 101 p.

BRAILE, P. M. & CAVALCANTI, J. E. W. A. **Manual de tratamento de águas residuárias industriais**. São Paulo: CETESB, 1993.

CASSANO, A. *et al.* Treatment of aqueous effluents of the leather industry by membrane processes: A review. **Journal of Membrane Science**, v. 181, n. 1, 2001. p. 111-126.

CHOI, J. G. *et al.* The behavior of membrane fouling initiation on the crossflow membrane bioreactor system. **Journal of Membrane Science**, v. 203, n. 1-2, 2002. p. 103-113.

CÔTÉ, P. & THOMPSON, D. Wastewater treatment using membranes: the North American experience. **Water Science and Technology**, v. 41, n. 10-11, 2000. p. 209-215.

DACANAL, M. **Tratamento de lixiviado através de filtro anaeróbio associado a membrana de microfiltração**. Dissertação (Mestrado em Materiais). Caxias do Sul: Universidade de Caxias do Sul - UCS, 2006. 120 p.

DE GISI, S.; GALASSO, M. & DE FEO, G. Treatment of tannery wastewater through the combination of a conventional activated sludge process and reverse osmosis with a plane membrane. **Desalination**, v. 249, n. 1, 2009. p. 337-342.

HABERT, A. C.; BORGES, C. P. & NOBREGA, R. **Processos de separação por membranas**. Rio de Janeiro: E-papers, 2006.

HAN, S. S. *et al.* Influence of sludge retention time on membrane fouling and bioactivities in membrane bioreactor system. **Process Biochemistry**, v. 40, n. 7, 2005. p. 2393-2400.

HUELGAS, A. & FUNAMIZU, N. Flat-plate submerged membrane bioreactor for the treatment of higher-load graywater. **Desalination**, v. 250, n. 1, 2010. p. 162–166.

HWANG, B. K. *et al.* Effect of membrane fouling reducer on cake structure and membrane permeability in membrane bioreactor. **Journal of Membrane Science**, v. 288, n. 1-2, 2007. p. 149-156.

INSTITUTO SOCIOAMBIENTAL, 2005. Disponível em: <<http://www.socioambiental.org/esp/agua/pgn>>. Acesso em 20 de fevereiro de 2010.

JEONG, T. Y. *et al.* Characteristics of bio-fouling in a submerged MBR. **Desalination**, v. 207, n. 1-3, 2007: p. 107-113.

KIMURA, K.; NARUSE, T. & WATANABE, Y. Changes in characteristics of soluble microbial products in membrane bioreactors associated with different solid retention times: relation to membrane fouling. **Water Research**, v. 43, n. 4, 2009. p. 107-113.

LE-CLECH, P.; FANE, A. & LESLIE, G. MBR focus: the operators' perspective. **Filtration and Separation**, 2005. p. 20-23.

LE-CLECH, P.; CHEN, V. & FANE, T. A. G. Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. **Journal of Membrane Science**, v. 284, n. 1-2, 2006. p. 17-53.

LEE, W. N. *et al.* Correlation between local TMP distribution and bio-cake porosity on the membrane in a submerged MBR. **Journal of Membrane Science**, v. 332, n. 1-2, 2009. p. 50-55.

LENS, P. *et al.* **Water recycling and resource recovery in industry: analysis, technologies and implementation**. 1st. ed. London: IWA, 2002.

LOURES, A. P. S. **Tratamento anaeróbio de efluentes de máquina de papel por biorreator convencional e biorreator de membranas**. Tese (Doutorado). Viçosa: Universidade Federal de Viçosa, 2007. 105 p.

MAESTRI, R. S. **Biorreator à membrana como alternativa para o tratamento de esgotos sanitários e reuso da água**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental). Florianópolis: Universidade Federal de Santa Catarina - UFSC, 2007. 101 p.

MELCHIOR, S. C., *et al.* Tratamento de efluentes por processo de lodos ativados. In: III Fórum de Estudos Contábeis das Faculdades Integradas Claretianas, 3, Rio Claro. **Anais...** Rio Claro: Faculdades Integradas Claretianas, 2003. 12 p.

MELIN, T. *et al.* Membrane bioreactor technology for wastewater treatment and reuse. **Desalination**, v. 187, n. 1-3, 2006. p. 271-282.

MENDRET, J. *et al.* In situ dynamic characterization of fouling under different pressure conditions during dead-end filtration: Compressibility properties of particle cakes. **Journal of Membrane Science**, v. 333, n. 1-2, 2009. p. 20-29.

- MENG, F. *et al.* Effect of hydraulic retention time on membrane fouling and biomass characteristics in submerged membrane bioreactors. **Bioprocess Biosyst. Eng.**, v. 30, 2007. p. 359-367.
- MERZ, C. *et al.* Membrane bioreactor technology for the treatment of greywater from a sports and leisure club. **Desalination**, v. 215, n. 1-3, 2007. p. 37-43.
- METCALF & EDDY. **Tratamiento y depuración de las aguas residuales**. 1. ed. Barcelona: Editorial Labor, 1977.
- METCALF & EDDY. **Wastewater Engineering - Treatment and reuse**. 4 th ed. Boston: McGraw-Hill, 2003.
- MONTEGGIA, L. O. & DE LUCA, S. J. **Outros processos de desinfecção**. In: Desinfecção de efluentes sanitários, por GONÇALVES, R. F. (coordenador) *et. al.*, Rio de Janeiro: ABES, 2003.
- MONTGOMERY, D. C. **Design and Analysis of Experiments**. 5th. New York: John Wiley & Sons, 2001.
- MULDER, M. **Basic principles of membrane technology**. 2nd. Dordrecht: Kluwer Academic Publishers, 2003.
- MUNZ, G. *et al.* The role of tannins in conventional and membrane treatment of tannery wastewater. **Journal of Hazardous Materials**, v. 164, n. 2-3, 2009. p. 733-739.
- MUNZ, G. *et al.* Process efficiency and microbial monitoring in MBR (membrane bioreactor) and CASP (conventional activated sludge process) treatment of tannery wastewater. **Bioresource Technology**, v. 99, n. 18, 2008. p. 8559-8564.
- PELEGRIN, D. C. **Microfiltração tangencial de efluente sanitário após tratamento biológico**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental). Florianópolis: Universidade Federal de Santa Catarina – UFSC, 2004. 114 p.
- PERSSON, K. M.; GEKAS, V. & TRÄGÅRDH, G. Study of membrane compaction and its influence on ultrafiltration water permeability. **Journal of Membrane Science**, v. 100, n. 2, 1995. p. 155-162.
- POLLICE, A. *et al.* Effects of sludge retention time on the performance of a membrane bioreactor treating municipal sewage. **Journal of Membrane Science**, v. 317, n. 1-2, 2008. p. 65-70.
- POLLICE, A.; LAERA, G. & BLONDA, M. Biomass growth and activity in a membrane bioreactor with complete sludge retention. **Water Research**, v. 38, n. 7, 2004. p. 1799-1808.
- PROVENZI, G. **Biorreator à membrana submersa para tratamento biológico de efluentes: estudos hidrodinâmicos e físico-químicos no controle da colmatação**. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental). Florianópolis: Universidade Federal de Santa Catarina - UFSC, 2005. 154 p.

RADJENović, J. *et al.* **Membrane bioreactor (MBR) as an advanced wastewater treatment technology.** In: Handbook Environmental Chemistry. Springer-Verlag Berlin Heidelberg, v. 5, 2008. p. 37-101.

RIBEIRO, J. L. D. & CATEN, C. T. **Projeto de Experimentos.** Porto Alegre: UFRGS, 2000.

RIO GRANDE DO SUL. Secretaria do Meio Ambiente. Conselho Estadual do Meio Ambiente. Resolução 128/2006. **Dispõe sobre a fixação de Padrões de Emissão de Efluentes Líquidos para fontes de emissão que lancem seus efluentes em águas superficiais no Estado do Rio Grande do Sul.** Porto Alegre: CONSEMA, 2006. 9 p.

RODRIGUES, M. A. S. *et al.* Application of photoelectrochemical/electrodialysis treatment for the recovery and reuse of water from tannery effluents. **Journal of Cleaner Production**, 2008. p. 605-611.

RUHOFF, A. L. & PEREIRA, R. S. Gerenciamento de recursos hídricos com a simulação de cenários preservacionistas em sub-bacias hidrográficas. In: XI Simpósio Brasileiro De Sensoriamento Remoto, 11. Belo Horizonte. **Anais...** Belo Horizonte: INPE, 2003. p. 1447-1449.

SCHNEIDER, R. P. & TSUTIYA, M. T. **Membranas Filtrantes para o tratamento de água, esgoto e água de reuso.** 1 ed. São Paulo: ABES, 2001.

SCHOLZ, W. & FUCHS, W. Treatment of oil contaminated wastewater in a membrane bioreactor. **Water Research**, v. 34, n. 14, 2000. p. 3621-3629.

SETIADI, S. T. & WENTEN, I. G. Treatment of textile wastewater by a coupling of activated sludge process with membrane separation. **Journal of Water and Environment Technology**, v. 3, n. 1, 2005. p. 125-132.

SILVA, M. K. **Biorreatores com membranas: uma alternativa para o tratamento de efluentes.** Tese (Doutorado). Porto Alegre: Universidade Federal do Rio Grande do Sul - UFRGS, 2009. 180 p.

SILVA, M. K.; TESSARO, I. C. & WADA, K. Biorreatores com membranas, uma alternativa promissora no tratamento de águas e efluentes para reuso. In: Seminário do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química – PPGEQ – Oktober Fórum, Porto Alegre. **Anais...** Porto Alegre: UFRGS, 2005. 4 p.

SOUSA, C. A. **Tratamento termofílico aeróbio de efluente de máquina de papel utilizando biorreator a membranas.** Tese (Doutorado em Ciência Florestal). Viçosa: Universidade Federal de Viçosa, 2008. 127 p.

STREIT, K. F. **Estudo da aplicação da técnica de eletrodialise no tratamento de efluentes de curtume.** Dissertação (Mestrado em Engenharia). Porto Alegre: Universidade Federal do Rio Grande do Sul - UFRGS, 2006. 100 p.

STREIT, K. F. *et al.* Ultrafiltration/nanofiltration for the tertiary treatment of leather industry effluents. **Environmental Science & Technology**, v. 43, 2009. p. 9130-9135.

TARDIEU, E. *et al.* Influence of hydrodynamics on fouling velocity in a recirculated MBR for wastewater treatment. **Journal of Membrane Science**, v. 156, n. 1, 1999. p.131-140.

THOMAS, H.; JUDD, S. & MURRER, J. Fouling characteristics of membrane filtration in membrane bioreactors. **Membrane Technology**, v. 2000, n. 122, 2000. p. 10-13.

TUCCI, C. E. M.; HESPANHOL, I. & CORDEIRO NETTO, O. M. Cenários da água no Brasil: uma contribuição para a “visão mundial da água. **RBRH – Revista Brasileira de Recursos Hídricos**, v. 5, 2000. p. 31-43.

VAN DER MAREL, P. *et al.* An improved flux-step method to determine the critical flux and the critical flux for irreversibility in a membrane bioreactor. **Journal of Membrane Science**, v. 332, n. 1-2, 2009. p. 24-29.

VIANA, P. Z. **Biorreator com membrana aplicado ao tratamento de esgotos domésticos: avaliação do desempenho de módulos de membranas com circulação externa.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil). Rio de Janeiro: COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro - UFRJ, 2004. 162 p.

VIDAL, C. M. S. **Avaliação de 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.** Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento). São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo - USP, 2006. 193 p.

VISVANATHAN, C.; AIM, R. B. & PARAMESHWARAN, K. Membrane separation bioreactors for wastewater treatment. **Environmental Science and Technology**, v. 30, n. 1, 2000. p. 1-48.

VON SPERLING, M. **Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias – Lodos Ativado.** v. 4. Belo Horizonte: DESA - Universidade Federal de Minas Gerais - UFMG, 1997.

WHO – World Health Organization. Investment in water and sanitation yields health and economic benefits. 2004. Disponível em: <<http://www.who.int/mediacentre/news/releases/2004/pr28/en/>> Acesso em 20 de fevereiro de 2010.

WISNIEWSKI, C. *et al.* Use of a membrane bioreactor for denitrification of brine from an electro dialysis process. **Desalination**, v. 149, n. 1-3, 2002. p. 331-336.

WU, J. *et al.* Effects of relaxation and backwashing conditions on fouling in bioreactor. **Journal of Membrane Science**, v. 324, n. 1-2, 2008. p. 26-32.

XAVIER, J. L. N. **O uso de fotoeletrooxidação no tratamento de efluente de curtume.** Dissertação (Mestrado em Engenharia). Porto Alegre: Universidade Federal do Rio Grande do Sul - UFRGS, 2006. 58 p.

ZHANG, F. *et al.* Experiment and calculation of filtration processes in an external-loop airlift ceramic membrane bioreactor. **Chemical Engineering Science**, v. 64, n. 12, 2009. p. 2859-2865.