

AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE UM BIORREATOR COM MEMBRANAS  
SUBMERSAS PARA TRATAMENTO DE EFLUENTE

Aline Furlanetto Viero

TESE SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DA COORDENAÇÃO DOS  
PROGRAMAS DE PÓS-GRADUAÇÃO DE ENGENHARIA DA UNIVERSIDADE  
FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS  
PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE DOUTOR EM CIÊNCIAS EM ENGENHARIA  
QUÍMICA

Aprovada por:

---

Prof. Geraldo Lippel Sant'Anna Jr., Dr. Ing.

---

Prof. Ronaldo Nóbrega, DSc

---

Prof. Keiko Wada, DSc

---

Prof. Juacyara Carbonelli Campos, DSc

---

Prof. Magali Christe Cammarota, DSc

---

Prof. Cristiano Piacsek Borges, DSc

RIO DE JANEIRO, RJ – BRASIL

ABRIL DE 2006

VIERO, ALINE FURLANETTO

Avaliação do Desempenho de um Biorreator  
com Membranas Submersas para Tratamento  
de Efluente [Rio de Janeiro] 2006

XVI, 174 p. 29,7 cm (COPPE/UFRJ, D.Sc.,  
Engenharia Química, 2006)

Tese - Universidade Federal do Rio de  
Janeiro, COPPE

1. Biorreator com membranas

I. COPPE/UFRJ II. Título ( série )

"Have patience awhile; slanders are not long-lived.  
Truth is the child of time; ere long she shall appear to vindicate thee."

I. Kant

## AGRADECIMENTOS

Aos professores Geraldo Lippel Sant'Anna Jr e Ronaldo Nóbrega, pela orientação, incentivo e apoio no desenvolvimento deste trabalho.

Ao professor Inácio, pelos ensinamentos relativos à identificação de protozoários e metazoários.

À Cristina C. Pereira pela ajuda e pelas dicas sobre membranas, fiação e análise por MEV das fibras ocas.

Aos colegas e amigos Cláudio Patrício, Jaime, Rossano, Sílvia, Simone, Thaís e Vinícius que estiveram sempre disponíveis para colaborar com este trabalho e para as discussões técnicas, bem como para os cafés tão necessários durante a parte experimental do trabalho.

Ao Roberto, à Rosane, Beth, Jane e todos os colegas e funcionários do PAM, pelo apoio no trabalho experimental.

Às estagiárias Catarine e Priscila pelo auxílio na produção da segunda batelada de membranas utilizadas neste trabalho.

Ao Ayr pela ajuda com a montagem da parte elétrica.

A Wandenberg Peixoto pela dedicação e comprometimento com a montagem do sistema de controle e aquisição e programação da interface da unidade SMBR.

Aos técnicos do LABPOL que contribuíram e auxiliaram nas análises realizadas neste trabalho.

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

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

## AValiação DO DESEMPENHO DE UM BIORREATOR COM MEMBRANAS SUBMERSAS PARA TRATAMENTO DE EFLUENTE

Aline Furlanetto Viero

Abril/2006

Orientadores: Geraldo Lippel Sant'Anna Jr.

Ronaldo Nobrega.

Programa: Engenharia Química

Este trabalho avaliou o desempenho de um biorreator com membranas submersas (SMBR), provido de membranas poliméricas do tipo fibra oca, durante o tratamento contínuo de efluente sintético simulando esgoto doméstico. Diferentes condições de ciclo de permeação/retrolavagem com ar, com duração de 10 a 30 min (permeação) e 30 s (retrolavagem) e de tempo de retenção hidráulica (de 2 a 5 h) foram testadas. Na operação com menores tempos de retenção hidráulica, houve geração apreciável de lodo, e o emprego de altas concentrações de sólidos ( $>18000 \text{ mgSSV.L}^{-1}$ ) pode acarretar em redução do tempo de uso das membranas no processo e/ou aumento da frequência de limpeza química das mesmas. Em todas as condições estudadas, o efluente tratado apresentou ausência de turbidez e obteve-se elevadas remoções de DQO (95-100%) e de COD (92-96%). Em um ensaio de longa duração, as remoções de DQO e COD também foram elevadas (92 e 93%, respectivamente), mesmo durante o período de operação em que ocorreram choques de biocida. O teor de polissacarídeos no sobrenadante do reator aparentemente contribuiu para a formação de biofilme sobre as fibras. A retrolavagem com ar foi eficiente na manutenção do fluxo permeado, mas não foi possível prescindir das limpezas químicas com NaOCl, para remoção de solutos aderidos às membranas.

Abstract of Thesis presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Doctor of Science (D.Sc.)

EVALUATION OF THE PERFORMANCE OF A SUBMERGED MEMBRANE  
BIOREACTOR FOR WASTEWATER TREATMENT

Aline Furlanetto Viero

April/2006

Advisors: Geraldo Lippel Sant'Anna Jr.  
Ronaldo Nobrega

Department: Chemical Engineering

The performance of a submerged membrane bioreactor (SMBR), containing hollow fibre polymeric membranes, was investigated during the continuous treatment of a synthetic wastewater simulating domestic sewage. Several permeation and air backwashing cycles were investigated, varying the permeation period (10 to 30 min) with fixed backwashing time (30 s). Distinct hydraulic retention times were also tested (2 to 5 h). Operation at low hydraulic retention times lead to high sludge production whereas the operation with high volatile suspended solids contents ( $> 18,000$  mgVSS/L) may reduce the membrane working time or increase membrane chemical cleaning frequency. Under all operation conditions investigated the bioreactor produced an effluent free of turbidity and reached high COD (95 to 100%) and DOC (92 to 96%) removals. In the long term operation assay, organic matter removal was extremely high (92% COD and 93% DOC), even when biocide shocks occurred. Polysaccharides content of the reactor supernatant seems to contribute to biofilm formation on the hollow fibre surface. Despite the effectiveness of air backwashing in keeping permeate flux constant, chemical cleaning with NaOCl solution was necessary to remove the solutes attached to the membranes.

## SUMÁRIO

<b>Lista de figuras.....</b>	<b>xi</b>
<b>Lista de tabelas.....</b>	<b>xiv</b>
<b>Lista de símbolos.....</b>	<b>xv</b>
<b>1 INTRODUÇÃO E OBJETIVOS.....</b>	<b>1</b>
<b>2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....</b>	<b>4</b>
<b>2.1 Tipos de MBR .....</b>	<b>4</b>
<b>2.2 Filtração por membranas .....</b>	<b>7</b>
2.2.1 Fabricação de membranas para MBR.....	8
<b>2.3 Aspectos fundamentais dos processos de separação por membranas e dos processos biológicos .....</b>	<b>9</b>
2.3.1 Parâmetros operacionais de MBR relativos a processos de biodegradação ..	9
2.3.2 Parâmetros operacionais de MBR relativos às membranas.....	16
<b>2.4 Incrustação das membranas utilizadas em MBR.....</b>	<b>18</b>
2.4.1 Transporte em membranas porosas .....	19
2.4.2 Hidrofilicidade/hidrofobicidade .....	23
2.4.3 Tempo de retenção de sólidos ( $\theta_c$ ) e EPS.....	26
2.4.4 Teor de sólidos suspensos .....	30
<b>2.5 Estratégias de controle e remoção de incrustação.....</b>	<b>34</b>
2.5.1 Condições hidrodinâmicas.....	34
2.5.2 Projeto dos feixes .....	42
2.5.3 Retrolavagem.....	47
2.5.4 Relaxação .....	55
2.5.5 Limpeza química .....	57
<b>3 PROCEDIMENTOS E METODOLOGIA EXPERIMENTAL .....</b>	<b>60</b>
<b>3.1 Materiais utilizados .....</b>	<b>60</b>

3.1.1	Efluente sintético .....	61
3.1.2	Preservação dos feixes de membranas.....	61
<b>3.2</b>	<b>Seleção da membrana.....</b>	<b>61</b>
<b>3.3</b>	<b>Preparo de membranas .....</b>	<b>62</b>
<b>3.4</b>	<b>Caracterização da membrana selecionada.....</b>	<b>62</b>
3.4.1	Preparo das amostras para caracterização das membranas por MEV .....	63
3.4.2	Determinação do diâmetro de poro médio e porosidade .....	63
3.4.3	Testes de permeação de ar .....	64
3.4.4	Testes de permeação de água.....	64
3.4.5	Determinação do diâmetro máximo de poro .....	65
3.4.6	Testes de ciclo filtração e retrolavagem .....	66
<b>3.5</b>	<b>Ensaio com lodo ativado .....</b>	<b>67</b>
3.5.1	Permeação com lodo.....	67
3.5.2	Filtração de lodo com ciclo de retrolavagem.....	68
3.5.3	Ensaio em operação contínua.....	68
<b>3.6</b>	<b>Unidade de Biorreator com Membranas Submersas .....</b>	<b>70</b>
3.6.1	Interface do sistema de controle e aquisição de dados .....	71
3.6.2	Equipamentos e material utilizado na unidade .....	73
3.6.3	Instrumentação do sistema.....	74
3.6.4	Construção do feixe de membranas.....	74
3.6.5	Construção do aerador .....	76
<b>3.7</b>	<b>Caracterização hidrodinâmica do reator e do sistema de aeração .....</b>	<b>77</b>
3.7.1	Caracterização das bolhas.....	77
3.7.2	Determinação do $K_{La}$ .....	78
3.7.3	Determinação do tempo de mistura .....	79
<b>3.8</b>	<b>Técnicas analíticas .....</b>	<b>79</b>
3.8.1	Microscopia ótica .....	79



3.8.2	Avaliação da biodegradação e das condições do biorreator .....	80
3.8.3	Análise da incrustação gerada por adsorção.....	81
<b>3.9</b>	<b>Limpezas Químicas .....</b>	<b>82</b>
<b>4</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÃO .....</b>	<b>84</b>
<b>4.1</b>	<b>Caracterização hidrodinâmica do reator e do sistema de aeração .....</b>	<b>84</b>
4.1.1	Caracterização das bolhas.....	84
4.1.2	Determinação de $K_{La}$ .....	87
4.1.3	Determinação do tempo de mistura.....	88
<b>4.2</b>	<b>Seleção da membrana.....</b>	<b>88</b>
<b>4.3</b>	<b>Caracterização da membrana selecionada.....</b>	<b>92</b>
4.3.1	Caracterização do diâmetro médio de poro e da porosidade.....	93
4.3.2	Resultados dos testes de permeação .....	95
4.3.3	Testes de permeação com lodo ativado .....	100
<b>4.4</b>	<b>Operação do SMBR: avaliação do tempo do ciclo de permeação/retrolavagem com ar.....</b>	<b>103</b>
<b>4.5</b>	<b>Operação do SMBR: avaliação do tempo de retenção hidráulica .....</b>	<b>106</b>
<b>4.6</b>	<b>Operação do SMBR: ensaio de longa duração .....</b>	<b>112</b>
4.6.1	Fluxo permeado .....	112
4.6.2	Teores de Sólidos .....	116
4.6.3	Observações microscópicas do lodo.....	119
4.6.4	Avaliação da eficiência de remoção de matéria orgânica.....	121
4.6.5	EPS .....	124
4.6.6	Limpezas químicas .....	126
4.6.7	Comentários finais.....	131
<b>5</b>	<b>CONCLUSÕES E SUGESTÕES .....</b>	<b>132</b>
<b>6</b>	<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>135</b>

<b>APÊNDICE A .....</b>	<b>145</b>
<b>APÊNDICE B.....</b>	<b>148</b>
<b>APÊNDICE C .....</b>	<b>150</b>
<b>APÊNDICE D .....</b>	<b>151</b>
<b>APÊNDICE E.....</b>	<b>154</b>
<b>APÊNDICE F .....</b>	<b>157</b>
<b>APÊNDICE G .....</b>	<b>166</b>

## Lista de figuras

Figura 2-1 – Tipos de MBR.....	5
Figura 2-2– Representação esquemática da operação de membranas em SMBR.....	6
Figura 2-3 - Esquema do fluxo em função da pressão, com as áreas de pressão e transferência de massa controladas (Adaptado de Cheryan, 1998).....	19
Figura 2-4- Polarização de concentração; perfil de concentrações em estado estacionário na região próxima à membrana (Teixeira, 2001) .....	20
Figura 2-5 - Resistências em série na camada de polarização adjacente à membrana (Teixeira, 1995). .....	21
Figura 3-1 – Fotografia da extrusora utilizada no processo de fiação.....	62
Figura 3-2 – Esquema do aparato experimental para determinação da permeabilidade hidráulica. ....	64
Figura 3-3 – Esquema da montagem para os testes de permeação de ar em água: determinação do diâmetro máximo de poro. ....	65
Figura 3-4 – Fotografia do aparato experimental utilizado nos experimentos do ciclo de permeação/retrolavagem.....	66
Figura 3-5 – Esquema do aparato experimental. ....	70
Figura 3-6 -Interface utilizada pelo programa do AVR para controle e aquisição de dados. ....	72
Figura 3-7 – Fotografia do feixe de membranas.....	75
Figura 3-8 – Fotografia do aerador construído para o biorreator com membrana. ....	77
Figura 3-9 – Esquema da unidade de lavagem dos feixes de membrana. ....	82
Figura 4-1 – Fotografias das bolhas produzidas pela membrana nas pressões de 3 (a) e 4 bar (b) e pelo aerador, para $u_g$ iguais a 13,31 (c), 30,61 (d) e 48,97 m/h (e).....	86
Figura 4-2 – Resultados da transferência de oxigênio: dependência do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio da velocidade superficial do ar.....	87
Figura 4-3 – Variação da concentração de sal no interior do reator em função do tempo: injeção de sal feita instantaneamente no tempo zero.....	88
Figura 4-4 – Fotomicrografias da fibra de PEI, com tamanho de poro de 1,0 $\mu\text{m}$ : (a) seção transversal (100x), (b) superfície interna (1000x), (c) superfície externa (10000x).. ..	90
Figura 4-5 - Teste de borbulhamento: bolhas produzidas pela membrana nas pressões de (a) 1,5, (b) 2,0, (c) 2,5, (d) 3,0, (e) 3,5 e (f) 4,0 bar.....	91

Figura 4-6 – Seção transversal da membrana de PEI selecionada, com aumento de 150 x.	92
Figura 4-7 – Superfície interna da membrana de PEI selecionada, com aumento de 2000 x. .....	92
Figura 4-8 – Superfície externa da membrana de PEI selecionada, com aumento de 5000 x. .....	93
Figura 4-9 – Fotomicrografias da superfície externa das membranas de PEI, com aumento de 5000 x, utilizadas na determinação do tamanho médio de poro e porosidade. ....	94
Figura 4-10 – Fluxo de ar permeado em função da pressão.....	96
Figura 4-11 – Resultado do teste de permeação de água: variação do fluxo permeado em função da pressão transmembrana.....	97
Figura 4-12 – Efeito da pressão sobre o fluxo de ar e a liberação dos poros. ....	98
Figura 4-13 – Comportamento do fluxo permeado com o tempo, em teste de permeação ( $\Delta P = 0,2 \text{ bar}$ ), com ciclos de retrolavagem com ar ( $P_{\text{ar}} = 4 \text{ bar}$ ). ....	100
Figura 4-14 – Resultados da permeação de amostras de lodo ativado com diferentes teores de sólidos.....	101
Figura 4-15 – Resultados dos testes de filtração de lodo com ciclo de limpeza hidráulica. .....	102
Figura 4-16 – Fluxo líquido em função do tempo para os experimentos realizados com diferentes ciclos de permeação/retrolavagem ( $\text{TRH} = 5 \text{ h}$ ).....	104
Figura 4-17 - Fluxo líquido em função do tempo para os experimentos realizados com diferentes valores de TRH. ....	108
Figura 4-18 – Resultados de remoção de DQO e evolução da concentração de SSV com o tempo de operação, para o experimento TRH2. ....	109
Figura 4-19 – Evolução das concentrações de SSV com o tempo durante os ensaios de investigação do TRH. ....	110
Figura 4-20 – Fluxo líquido para os feixes F53.F49.F48, F52A, F52B e F99B2RE utilizados no MBR durante o ensaio de longa duração. ....	113
Figura 4-21 – Fotografia do feixe de membranas no biorreator após ligeira sedimentação da biomassa, durante o período de teste do uso de relaxação. ....	114
Figura 4-22 – Fotografia do feixe F99B2RE logo após a retirada da unidade, para limpeza. .....	115
Figura 4-23 - Teores de SST e SSV , em $\text{mg.L}^{-1}$ , e de RSC, em % do SMBR. ....	117
Figura 4-24 – Relação entre SSV e SST no SMBR, para o ensaio longo. ....	118

Figura 4-25– Teor de SSV, em mg.L-1, como função do RSC, %.	119
Figura 4-26 –Observações por microscopia ótica, com aumento de 40x: (a) flocos de lodo ativado, (b) protozoário pedunculado, (c) nematódeo, (d) rotífero.	120
Figura 4-27 – Análise de DQO da alimentação, do permeado, do sobrenadante (SN) e remoção de DQO durante o ensaio de longa duração.	121
Figura 4-28– Análise de COD da alimentação, do permeado e remoção de COD durante o ensaio de longa duração.	123
Figura 4-29 – Concentrações de polissacarídeos e proteínas do sobrenadante do MBR no ensaio de longa duração.	125
Figura 4-30 – Permeabilidades hidráulicas do feixe F52A obtidas após o uso do feixe e após as limpezas químicas.	127
Figura 4-31 - Permeabilidades hidráulicas do feixe F52B obtidas antes do uso do feixe e após as limpezas químicas.	128
Figura 4-32 – Fotografias do lúmen das membranas: (a) lúmen do feixe de membranas novas; (b) lumen do feixe de membranas após o uso.	129
Figura 4-33 – Gráficos das permeabilidades hidráulicas medidas antes do uso, depois do uso e após as limpezas químicas para o feixe F99B2RE.	129
Figura 4-34 – Fotomicrografia de uma membrana nova (a) e uma usada, após o procedimento de limpeza química com NaOCl 1% em volume, durante 6h (b).	130

## Lista de tabelas

Tabela 2-1 – Trabalhos realizados com MBR com membranas submersas considerando tipo de efluente tratado, tipo da membrana, TRH e $\theta_c$ .....	13
Tabela 2-2 – Condições de operação para o biorreator utilizado no estudo de Rosenberger <i>et al.</i> (2002). .....	31
Tabela 2-3 – Condições de operação para as unidades utilizadas por Côté <i>et al.</i> (1997)....	47
Tabela 3-1 - Composição do efluente sintético, em massa seca.....	61
Tabela 3-2 – Características dos feixes e do lodo ativado utilizado nos testes de permeação com ciclo de retrolavagem.....	68
Tabela 3-3 – Relação dos feixes utilizados e suas áreas, em cada etapa da operação contínua do SMBR. ....	76
Tabela 4-1 – Diâmetros médios de bolha obtidos para as membranas e para o aerador. ....	85
Tabela 4-2 – Características das fibras utilizadas nos testes de pulso de ar no lúmen, com as fibras submersas. ....	89
Tabela 4-3 – Valores dos diâmetros médios de poro e porosidades e seus respectivos desvios-padrões calculados para as fotomicrografias mostradas na Figura 4-9.....	95
Tabela 4-4– Condições de operação dos experimentos com teste do ciclo de filtração/retrolavagem (RL).....	103
Tabela 4-5 – Valores de DQO e COD da alimentação e do permeado e valores de remoção de DQO e COD obtidos nos experimentos de avaliação do ciclo de filtração/retrolavagem.....	105
Tabela 4-6 – Dados operacionais e vazão efetiva obtida em cada experimento de avaliação do ciclo de filtração/retrolavagem. ....	106
Tabela 4-7 – Características dos experimentos realizados com diferentes valores de TRH. ....	106
Tabela 4-8 – Valores de pH, OD e SSV observados durante os experimentos com diferentes valores de TRH. ....	107
Tabela 4-9 – Tempos de residência (TRH) testados e valores de SSV, OD e produção específica média de lodo (Y).....	109
Tabela 4-10 - Resultados de DQO e COD da alimentação e do permeado e valores de remoção de DQO e COD obtidos com diferentes TRH. ....	111

## Lista de símbolos

$A$	Área de membrana ( $m^2$ )
$COD$	Carbono orgânico dissolvido ( $mg.L^{-1}$ )
$C_v$	Carga orgânica volumétrica ( $kg\ DBO_5.m^{-3}.d^{-1}$ )
$DQO$	Demanda química de oxigênio ( $mg.L^{-1}$ )
$d_e$	Diâmetro externo da fibra (mm)
$d_i$	Diâmetro interno da fibra (mm)
$F/M$	Carga orgânica mássica ( $kg\ DBO_5.kg\ SS^{-1}.d^{-1}$ )
$IVL$	Índice volumétrico de lodo (adimensional)
$J/J_o$	Fluxo relativo (adimensional)
$J_l$	Fluxo permeado líquido ( $L.m^{-2}.h^{-1}$ )
$J_p$	Fluxo permeado ( $L.m^{-2}.h^{-1}$ )
$L_p$	Permeabilidade ( $L.m^{-2}.h^{-1}.bar^{-1}$ )
$PTM$	Pressão transmembrana (bar)
$Q$	Vazão ( $L.h^{-1}$ )
$Q_p$	Vazão de permeado ( $L.h^{-1}$ )
$Q_{PR}$	Vazão de processo ( $L.h^{-1}$ )
$Q_{RL}$	Vazão na retrolavagem ( $L.h^{-1}$ )
$RSC$	Resíduo sólido centrifugado (%)
$R_c$	Resistência da torta ( $m^{-1}$ )
$R_f$	Resistência da incrustação ( $m^{-1}$ )
$R_m$	Resistência da membrana ( $m^{-1}$ )
$R_t$	Resistência total ( $m^{-1}$ )
$r_p$	Raio de poro (m)
$S_o$	Concentração do substrato ( $mg.L^{-1}$ )
$SSV$	Concentração de sólidos suspensos voláteis ( $mg.L^{-1}$ )
$SST$	Concentração de sólidos suspensos totais ( $mg.L^{-1}$ )
$t$	Tempo (s)
$T$	Temperatura ( $^{\circ}C$ )
$t_{PR}$	Tempo de operação em modo de processo (s)

$TRH$	Tempo de retenção hidráulica (h)
$t_{RL}$	Tempo de retrolavagem (s)
$t_{RLX}$	Tempo de operação em modo de relaxação (s)
$u_g$	Velocidade do gás ( $m.s^{-1}$ )
$V$	Volume do reator (L)
$W$	Vazão de biomassa extraída do sedimentador ( $L.h^{-1}$ )
$X_e$	Concentração de sólidos voláteis em suspensão ( $mg.L^{-1}$ )
$X_u$	Concentração do sedimentado ( $mg.L^{-1}$ )
$\alpha$	Resistência específica ( $m.g^{-1}$ )
$\gamma$	Tensão superficial ( $N.m^{-1}$ )
$\theta$	Ângulo de contato ( $^{\circ}$ )
$\theta_c$	Tempo de retenção de sólidos (d)
$\mu$	Viscosidade (cP)



## 1 INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

O acesso a um sistema adequado de tratamento do esgoto doméstico é essencial para a proteção das condições de saúde, visto que promove o controle e a redução do número de infecções e doenças causadas pela água contaminada. A coleta de esgoto, em si, melhora a qualidade ambiental e de vida das populações urbanas. No entanto, não elimina os efeitos dos lançamentos deste efluente em corpos d'água. Por isso, o seu tratamento é fundamental para a manutenção da qualidade da água de corpos receptores, bem como do ambiente e da saúde da população. O tratamento de esgoto é considerado, entre outros, pelo IBGE (2002), um bom indicador de desenvolvimento humano, uma vez que mostra, principalmente, o nível de qualidade de vida da população residente em uma determinada região.

Segundo dados do IBGE (2002), a proporção de esgoto tratado em relação ao total coletado no Brasil, em 1989, era de 19,9%, sendo que, naquele ano, foram coletados 10.667.823 m<sup>3</sup> por dia. No ano 2000, o volume total coletado por dia foi de 14.570.079 m<sup>3</sup> e, destes, apenas 35,3% foram tratados.

A situação é mais complicada nas grandes metrópoles, cujo crescimento deixou poucas áreas disponíveis para a implantação de estações de tratamento de esgoto (ETE), uma vez que estas demandam espaço significativo para a sua instalação.

Como alternativa às ETEs convencionais, surgiu uma nova tecnologia no final dos anos 70, a partir de um conceito simples de filtração de biomassa: o biorreator com membrana (MBR).

A combinação do tratamento biológico de efluentes com a filtração por membranas é o conceito fundamental dos chamados biorreatores com membranas (Yang *et al.*, 2006). É, tecnicamente, similar àquele do tratamento convencional de efluentes, exceto pelo sistema de separação do lodo ativado e da água tratada. Nos MBR, a separação não é feita por sedimentação em um tanque de clarificação, mas por filtração com membranas, o que garante a produção de um efluente tratado com alta qualidade, uma vez que as membranas retêm total ou quase totalmente a biomassa (Holbrook *et al.*, 2005). Dessa forma, os módulos ou feixes de membranas substituem a etapa de sedimentação de um processo biológico convencional e, como consequência, há uma redução significativa da área ocupada pelas instalações e equipamentos de tratamento.

Os MBR de primeira geração consistiam de sistemas de filtração por membranas, instalados fora do tanque de lodo ativado. Este método de operação requer muita energia para manter a diferença de pressão necessária à permeação, bem como para fornecer velocidade à suspensão e, assim, aumentar a turbulência que reduz os efeitos de polarização de concentração e formação de depósito sobre a superfície da membrana (Le-Clech *et al.*, 2005). Para o processamento de efluente municipal, esse conceito de tratamento têm sido considerado inviável, em função da demanda energética. Além disso, o uso de bombas de recirculação, produz alto cisalhamento, que reduz o tamanho dos flocos de biomassa, conforme observado por Choi *et al.* (2005). Isso pode acarretar problemas para o processo, visto que a liberação de macromoléculas do interior das células para a solução aumenta a concentração de compostos que podem ser adsorvidos nos poros das membranas, reduzindo o fluxo.

Para evitar tais problemas, foram desenvolvidos os biorreatores com membrana submersa (SMBR). O consumo energético foi reduzido significativamente pelo uso de bombas para produção de vácuo para remoção do permeado. Com isso, as bombas de recirculação tornaram-se desnecessárias à configuração dos SMBR. Neste tipo de MBR, a aeração tem duas funções: a manutenção da limpeza na superfície das membranas e o fornecimento de oxigênio para a comunidade microbiana. O cisalhamento da suspensão nos SMBR é bem menor do que o obtido nos sistemas em que são utilizadas bombas de recirculação para produzir o fluxo cruzado; como consequência, tem-se flocos de lodo ativado com melhores características.

A despeito da significativa difusão da tecnologia SMBR nos últimos anos, persistem desafios e lacunas no conhecimento sobre os aspectos fundamentais e práticos do funcionamento desses sistemas. Assim, o presente trabalho tem os seguintes objetivos:

#### Objetivo Geral:

Avaliar o desempenho de um SMBR, com feixe de fibras ocas de microfiltração, para tratamento de um efluente sintético simulando esgoto doméstico, operando com uma técnica de limpeza das membranas pouco utilizada: a retrolavagem com ar. Esta técnica é uma alternativa à retrolavagem convencional, em que uma parte do permeado é injetado no sentido inverso ao da filtração para desobstrução dos poros das fibras. Além de produzir um aumento na transferência de oxigênio para a suspensão de biomassa, o permeado não retorna ao tanque de lodo e, conseqüentemente, não será filtrado novamente, economizando energia.

#### Objetivos Específicos:

- Determinar a frequência ótima de limpeza, bem como a avaliar a viabilidade da utilização de membranas com tamanho de poro maior do que 0,2  $\mu\text{m}$  para o processamento de suspensões microbianas concentradas, além da formação de incrustação;

- Investigar os efeitos de variáveis operacionais como tempo de retenção hidráulica (TRH) e concentração de biomassa no reator sobre a qualidade do permeado e sobre o funcionamento do biorreator;

- Quantificar e avaliar o efeito de substâncias poliméricas extracelulares (EPS) no sobrenadante, especificamente, proteínas e polissacarídeos sobre a formação de incrustação e a operação do reator;

- Investigar procedimentos de limpeza química das membranas para recuperação da permeabilidade hidráulica.

## 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Este capítulo apresenta diversos aspectos importantes relativos aos biorreatores com membrana, a saber: tipos de MBR, filtração por membranas, aspectos fundamentais dos processos de separação por membranas e dos processos biológicos de tratamento de efluentes, incrustação das membranas e estratégias de controle e remoção de incrustação de membranas utilizadas em MBR.

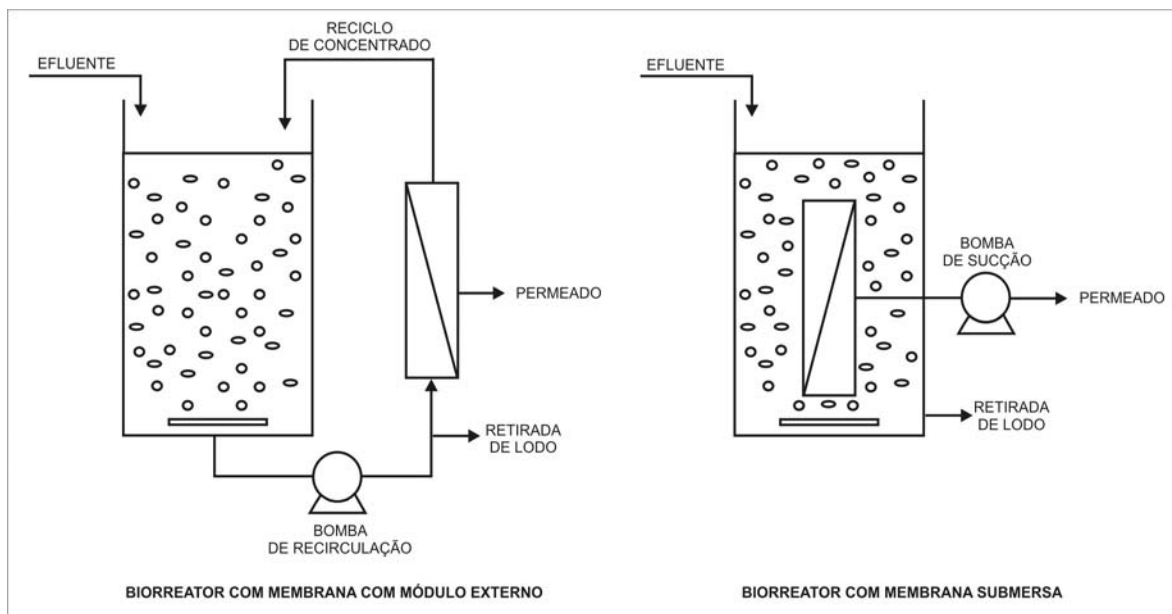
### 2.1 Tipos de MBR

Os biorreatores com membranas (MBR) são o resultado da combinação do processo de tratamento biológico de efluentes e da separação por membranas. As membranas têm por função reter a biomassa, substituindo os decantadores das estações de tratamento biológico convencionais. Em comparação com os processos de lodos ativados convencionais, os MBR apresentam vantagens operacionais como a independência entre o tempo de retenção de sólidos e o tempo de retenção hidráulica, a utilização de concentrações mais altas de biomassa, o que permite a redução do tamanho das unidades de tratamento e diminui geração de lodo, o que implica em redução nos custos do processo (Brindle e Stephenson, 1996).

Além dessa vantagem, em comparação com as estações de tratamento convencional, as unidades com MBR permitem a produção de um efluente livre de microorganismos e, por substituírem os tanques de sedimentação, ocupam áreas muito menores, operando com concentrações de sólidos de 3 até 6 vezes maiores.

Neste contexto, dois tipos de MBR estão comercialmente disponíveis para o tratamento de efluentes domésticos ou industriais, ilustrados na Figura 2-1: com módulo externo e submerso. Estes reatores podem ter os módulos de membrana em configuração tipo casco-tubo ou placa e quadro. No reator com módulo externo, os módulos de membrana são instalados fora do tanque aerado. O conteúdo do reator é bombeado para os módulos, normalmente tubulares, gerando altas tensões de cisalhamento necessárias para a obtenção de alto fluxo permeado. A velocidade de circulação dentro dos módulos tubulares é geralmente alta, segundo Ueda *et al.* (1997) e Coppen (2004), de cerca de  $4 \text{ m.s}^{-1}$ , o que implica em alta perda de carga e, com isso, alto consumo energético, que pode ser até 10 vezes maior do que o dos processos convencionais de lodos ativados (Brindle e

Stephenson, 1996). Embora este tipo de MBR seja simples, estável e de fácil operação, apresenta um consumo energético significativo devido ao uso de bomba de recirculação e das altas tensões de cisalhamento geradas pela circulação, que, por sua vez, podem provocar danos aos microorganismos.



**Figura 2-1 – Tipos de MBR**

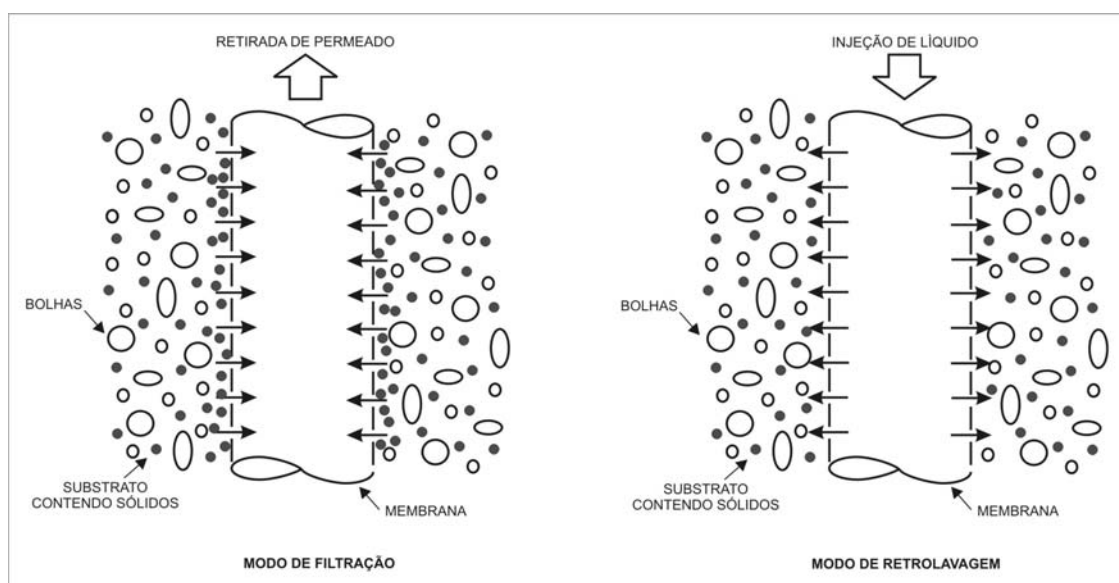
No tipo submerso, o módulo ou feixe de membrana é imerso no tanque aerado e o filtrado normalmente é succionado através das paredes da membrana. Em geral, os sistemas com membranas submersas utilizam membranas tipo fibra oca ou placa plana. Enquanto as membranas planas são instaladas verticalmente, as fibras ocas podem ser instaladas vertical ou horizontalmente, de modo que o fluxo de bolhas ascendentes mova-se axial ou transversalmente às fibras. Usualmente o conteúdo do biorreator está em contato com a superfície externa das membranas.

A turbulência existente no tanque aerado e o efeito das bolhas são suficientes para produzir condições de operação satisfatórias para manter o fluxo praticamente constante e a taxa de aumento da pressão transmembrana relativamente baixa. O borbulhamento de ar cria um fluxo cruzado na superfície da membrana, induzindo tensões de cisalhamento moderadas que são responsáveis pelo desprendimento das partículas de lodo depositadas na superfície da membrana. O fluxo permeado geralmente é baixo ( $15-30 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ ), porém, relativamente constante. Segundo Bouhabila *et al.* (1998) e van der Roest *et al.*

(2002), esse tipo de MBR pode operar em campanhas longas, com retrolavagens periódicas.

De acordo com Cui *et al.* (2003), ao contrário das membranas planas, as fibras ocas são auto-suportadas, podem ser submetidas à retrolavagem vigorosa e a fabricação dos feixes é relativamente simples e econômica.

De modo geral, os MBR com membranas submersas caracterizam-se pela utilização de arranjos de fibras sem uma carcaça envoltória e, por isso, são denominados feixes de membranas. Para aplicações industriais, as fibras são arranjadas de modo que ambas as extremidades de cada fibra fiquem presas e seladas em uma resina sólida, com a forma de um paralelepípedo retangular, para evitar a contaminação do permeado, que é extraído pelo interior das membranas, que é chamado lúmen. Normalmente, a técnica de operação empregada para manutenção de fluxo permeado estável consiste de permeação, obtida por sucção, alternada com retrolavagem, em que uma porção do permeado é bombeada no sentido inverso ao da permeação, como mostra a Figura 2-2.



**Figura 2-2– Representação esquemática da operação de membranas em SMBR.**

Os MBR com módulos submersos também podem ser operados com o conteúdo do reator passando por dentro das fibras ocas ou membranas tubulares. Este tipo de operação tem sido estudada em associação com a injeção intermitente de ar pelo lúmen, para melhorar o desempenho das membranas (Chang e Judd, 2002 e Cabassud *et al.*, 1997).

Uma das principais vantagens dos MBR com módulo submerso é o baixo consumo energético. A energia necessária para produzir vácuo para estes biorreatores é, normalmente, menor do que para os de módulo externo, que utilizam bombas de

recirculação. As membranas dos MBR com módulo externo podem utilizar elevadas (3 bar) pressões transmembrana, em comparação com as utilizadas em SMBR, associadas a altos números de Reynolds, para produzir fluxos permeados maiores do que os obtidos para MBR com membranas submersas. Entretanto, os altos fluxos permeados implicam em maior propensão à redução de fluxo causada pela incrustação das membranas de reatores com módulo externo, o que causa um aumento na resistência ao transporte (Thomas *et al.*, 2000).

Os SMBR podem operar com concentrações de biomassa elevadas, o que seria impraticável na carcaça de um módulo de MBR com módulo externo. Davies *et al.* (1998) observaram que, em uma unidade SMBR piloto empregando membranas da Kubota com tamanho de poro de 0,4  $\mu\text{m}$ , processando esgoto doméstico, o teor de sólidos suspensos do reator cresceu rapidamente atingindo 39000  $\text{mg.L}^{-1}$ , quando o reator começou a produzir espuma em excesso e foi necessário substituir o lodo. Para reduzir os custos de descarte da biomassa, o ideal é que a produção de lodo seja a menor possível. Apesar disso, a produção de lodo foi de 0,26 kg SS.(kg de DBO removida)<sup>-1</sup> e foi considerada baixa, em comparação com as obtidas em processos convencionais de lodos ativados, que, segundo os autores, têm valores típicos da ordem de 0,48. Os autores estimaram que o SMBR produziu apenas cerca de 30% da quantidade de lodo gerada em processos convencionais de lodos ativados.

A maior dificuldade na utilização de MBR são as interações entre a membrana e o conteúdo do reator (polarização de concentração, *incrustação*), que ocorrem em todos os processos de separação com membranas e reduzem o fluxo de permeado, aumentando a área de membrana necessária ao processamento.

## 2.2 Filtração por membranas

As aplicações de membranas para filtração incluem a separação de sólidos dissolvidos em correntes líquidas e remoção de diversos solutos, que podem incluir sais e microorganismos. Os processos com membranas podem ser classificados de acordo com o tamanho de poro da membrana, a massa molar da substância a ser separada ou a faixa de pressão em que operam. À medida que o tamanho de poro ou a massa molar diminuem, a pressão aplicada aumenta. O objetivo do tratamento determina a seleção do processo e o tipo de membrana a ser empregada.

As membranas podem ser feitas de material polimérico, como polietileno ou poli(etersulfona), ou de material cerâmico. Além disso, as membranas podem ser produzidas sobre materiais suporte de diversos tipos ou podem ser auto-suportadas.

A microfiltração (MF) e a ultrafiltração (UF) são processos de filtração por membrana em que a separação é feita em função do tamanho das partículas de soluto. Esses processos são os aplicados, normalmente, em sistemas de MBR. Na separação por membranas, a MF é tipicamente usada para separar ou remover partículas relativamente grandes, tais como sólidos suspensos e óleos emulsificados, por meio de membranas com tamanho de poro da ordem de 0,05 a 10  $\mu\text{m}$ , de acordo com Mulder (1996). Em geral, as membranas de UF são capazes de separar moléculas com massa molar maior do que alguns milhares de Daltons e, geralmente, o tamanho de poro varia de cerca de 0,001  $\mu\text{m}$  até 0,05  $\mu\text{m}$ .

### **2.2.1 Fabricação de membranas para MBR**

A produção de membranas depende, principalmente, do tipo de aplicação a que se destinam. De acordo com van der Roest *et al.* (2002), os principais fornecedores de membranas, elementos e módulos comerciais para biorreatores para tratamento de efluentes são: Zenon, do Canadá, Mitsubishi e Kubota, do Japão e X-Flow, da Holanda.

A Zenon fabrica membranas poliméricas, com tamanho de poro de 0,035  $\mu\text{m}$ , característico de ultrafiltração (UF), depositadas sobre fibras ocas porosas, para utilização em MBR com membranas submersas. A retirada de permeado é feita pelo lúmen, por uso de vácuo. Periodicamente, as membranas são retrolavadas com permeado, forçando o fluxo no sentido inverso. As fibras têm diâmetros externo e interno iguais a 2 e 1 mm, respectivamente, e são arranjadas em elementos retangulares com orientação vertical.

A Kubota fornece membranas do tipo placa plana com tamanho de poro de 0,4  $\mu\text{m}$  depositada sobre um suporte poroso, para uso em biorreatores com membrana submersa. As membranas são montadas sobre uma placa de plástico com espaçadores. O sistema de membranas planas da Kubota caracteriza-se por um conjunto de vários painéis arranjados verticalmente, espaçados de cerca de 8 mm. Cada painel é independente e tem sua própria placa suporte, suas membranas e seu coletor de permeado. Uma unidade é constituída de mais de 100 painéis. Em plantas grandes, várias unidades podem ser instaladas em paralelo.



Também para utilização em biorreatores com membranas submersas, a Mitsubishi produz fibras ocas de polietileno, com tamanho de poro de 0,4  $\mu\text{m}$ , diâmetros externo e interno iguais a 540 e 360  $\mu\text{m}$ , respectivamente, e arranjadas em elementos retangulares com orientação horizontal. O permeado é retirado pelo lúmen e o uso de relaxação é a principal técnica de recuperação do fluxo, embora o permeado seja periodicamente injetado, em pulsos na direção inversa para remover a *incrustação* da superfície das membranas. A relaxação consiste na interrupção da retirada de permeado por um período curto de tempo, no qual as membranas, que são elásticas por natureza, retornam ao seu estado original.

Diferentemente dos demais fabricantes de membranas, a X-Flow produz membranas para biorreatores com módulo externo, feitas de PVDF (poli(fluoreto de vinilideno)), com tamanho de poro de 0,03  $\mu\text{m}$  (UF), com suporte tubular. As membranas são instaladas com orientação vertical. Ao contrário dos sistemas descritos anteriormente, a filtração ocorre de dentro para fora dos tubos. O permeado é retirado por vácuo, aplicado na carcaça, que envolve grupos de membranas. Neste tipo de configuração, há necessidade do uso de uma bomba de recirculação para manutenção do escoamento turbulento ao longo das membranas. Como técnicas de recuperação da permeabilidade, as membranas são submetidas à retrolavagem periódica com permeado; a relaxação também é utilizada com este intuito. Cada fabricante adota especificações diferentes com relação às membranas e ao método de operação do biorreator, embora, de modo geral, haja um consenso de que a utilização de biorreatores com membranas submersas é mais atrativa do que com módulo externo, do ponto de vista operacional.

### **2.3 Aspectos fundamentais dos processos de separação por membranas e dos processos biológicos**

Há diversos aspectos importantes relacionados aos processos de filtração por membranas e biodegradação, em MBR. Nesta seção, são abordados os de maior interesse para este trabalho, como características das membranas, processos de filtração e parâmetros operacionais dos processos de tratamento biológico de efluentes.

#### **2.3.1 Parâmetros operacionais de MBR relativos a processos de biodegradação**

Os processos de biodegradação que ocorrem nos reatores biológicos são caracterizados segundo alguns parâmetros operacionais: a carga orgânica (mássica ou

volumétrica), o tempo médio de retenção de sólidos, a sedimentabilidade do lodo e o tempo de retenção hidráulica.

A carga orgânica mássica ( $F/M$ ) é a relação entre a massa de nutriente (fonte de carbono), expressa em termos de  $DBO_5$  ou DQO, que é alimentada diariamente no reator e a massa de microorganismos contida nesse reator, ou seja:

$$\frac{F}{M} = \frac{Q \cdot S_o}{V \cdot X_e} \quad (2.1)$$

Na qual,  $Q$  é a vazão,  $S_o$  é a concentração do substrato,  $V$  é o volume do reator e  $X_e$  é a concentração de sólidos voláteis em suspensão do meio reacional.  $F/M$  é expresso em kg de DQO (kg SS.d)<sup>-1</sup>.

Nos processos de lodos ativados, o uso de baixas cargas orgânicas mássicas, ou relações  $F/M$ , conduz a altas eficiências de degradação, com baixa produção de biomassa, sendo que esta é mais mineralizada às expensas de um maior consumo de oxigênio, quando comparados com processos operando com alta carga.

A carga volumétrica ( $C_v$ ) é dada por:

$$C_v = \frac{Q \cdot S_o}{V} \quad (2.2)$$

Este parâmetro é geralmente expresso em kg de  $DBO_5$  ou DQO m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>.

A concentração microbiana em um reator convencional é uma variável de processo importante, visto que a taxa de degradação apresenta dependência dessa variável. A concentração de biomassa pode ser aumentada por reciclo, quando os microorganismos são drenados com o efluente, submetidos à sedimentação e retornados ao biorreator. Neste caso, o tempo de retenção de sólidos ( $\theta_c$ ) ou *idade do lodo* corresponde ao tempo médio de retenção celular dentro do reator, expresso em dias. É definido pela relação entre a massa microbiana presente no reator e a massa extraída diariamente do processo, como mostra a equação 2.3, para o processo convencional de lodos ativados.

$$\theta_c = \frac{V \cdot X_e}{W \cdot X_u} \quad (2.3)$$

Na equação acima,  $W$  é a vazão da corrente concentrada em biomassa extraída do sedimentador e  $X_u$  é a concentração do sedimentado. Para biorreatores,  $\theta_c$  é uma variável

fundamental, pois, um valor elevado de  $\theta_c$  resulta em degradação mais eficiente e, com isso, menor tamanho do reator e menor custo. Se  $\theta_c$  for reduzido para um valor menor do que o tempo médio de geração celular, a biomassa será arrastada do reator. Para o caso dos MBR, em que a etapa de sedimentação não é necessária, a equação 2.3 reduz-se a equação (2.4), uma vez que a concentração de sólidos no reator é igual à concentração do “sedimentado”. Para MBR, não há arraste de biomassa, pois esta fica retida pelas membranas.

Caso ocorra drenagem de sólidos do interior do reator, se  $W$  for a vazão drenada no período, o valor de  $\theta_c$  nesse intervalo de tempo pode ser calculado com auxílio da equação (2.4) aplicada ao intervalo de tempo pertinente.

$$\theta_c = \frac{V}{W} \quad (2.4)$$

Embora a sedimentabilidade do lodo não seja um fator fundamental para a operação dos MBR, o índice volumétrico do lodo (IVL) é um bom parâmetro para avaliação das condições da biomassa. O IVL é definido pela relação entre o volume de lodo após 30 minutos de decantação e a massa de sólidos presente neste volume, podendo ser expresso em mL/g SSV.

Outro parâmetro fundamental para o projeto e operação de biorreatores é o tempo de retenção hidráulica. O tempo de retenção hidráulica (TRH) é, geralmente, expresso em horas e definido por:

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad (2.5)$$

Normalmente, o custo do tratamento diminui com o TRH. No entanto, há restrições quanto ao uso de tempos de retenção hidráulica reduzidos, visto que a capacidade de processamento de picos de carga orgânica diminui. Além disso, a redução de TRH deveria ser compensada por um aumento na concentração de biomassa, de forma a produzir uma biodegradação eficiente, o que não se consegue obter nos sistemas convencionais. Concentrações extremamente altas de biomassa são inaceitáveis, em sistemas de tratamento de efluentes convencionais, em função da possibilidade de problemas como a

sobrecarga do processo de clarificação subsequente, bem como da dificuldade de transferência de quantidades de oxigênio adequadas.

Para os MBR com membranas submersas, é possível operar com TRHs bastante baixos, da ordem de 2 a 3 horas, como pode ser observado na Tabela 2-1, com desempenho bastante satisfatório, com remoção de DQO superior a 90%. Observa-se também que em muitas situações, os reatores são operados com valores de  $\theta_c$  maiores do que 20 dias.

A compilação de trabalhos publicados sobre MBR com membranas submersas apresentada na Tabela 2-1 revela a diversidade de efluentes, concentrações de DQO na alimentação e concentrações de sólidos no reator aplicadas no tratamento de efluentes. Além disso, observa-se que os estudos relatados na literatura empregaram diferentes tempos de retenção hidráulica e de retenção de sólidos. É possível constatar a versatilidade do processo observando-se a aplicação das membranas produzidas pela Kubota e pela Mitsubishi Rayon, para o tratamento de efluentes diferentes, em condições operacionais variadas, nos trabalhos referenciados nesta tabela.

Tabela 2-1 – Trabalhos realizados com MBR com membranas submersas considerando tipo de efluente tratado, tipo da membrana, TRH e  $\theta_c$ 

Referência	Efluente	Membrana	TRH (h)	$\theta_c$ (dias)	SSV (mg L <sup>-1</sup> )	A (m <sup>2</sup> )	DQO (mgL <sup>-1</sup> )
Côté <i>et al.</i> (1997) - A	Municipal bruto	Zenon 200 kDa	2	5-10	5000 - 15000	-	356
Côté <i>et al.</i> (1997) - B	Municipal bruto	Zenon 200 kDa	9	50	15000	-	482
Ueda <i>et al.</i> (1997)	Doméstico – assentamentos rurais	Mitsubishi Rayon 0,1 $\mu$ m	13-16	125	8000 - 12000	4	-
Visvanathan <i>et al.</i> (1997)	Efluente doméstico	Polietileno 0,1 $\mu$ m	3, 6 e 12	$\infty$	3370 - 7476	1	125 - 340
Bouhabila <i>et al.</i> (1998)	Municipal	Zenon 0,1 $\mu$ m	3,3	10, 20 e 30	3000 - 17000	0,5	200 - 400
Davies <i>et al.</i> (1998)	Efluente doméstico	Kubota 0,4 $\mu$ m	4,5	45	16000	160	-
Parameshwaran <i>et al.</i> (1999)	Efluente doméstico	0,2 $\mu$ m	3, 6, 10 e 15	50	15000 - 17000	1	540 - 625

---

Liu <i>et al.</i> (2000)	Esgoto doméstico	Mitsubishi Rayon 0,1 $\mu\text{m}$ e 0,4 $\mu\text{m}$	11,5	-	4000	4	-
Bouhabila <i>et al.</i> (2001)	Leite diluído	Zenon 0,1 $\mu\text{m}$	3,3	10, 20 e 30	17200 - 27000	0,5	350 - 750
Lee <i>et al.</i> (2001)	Efluente da criação de porcos	Ésteres de celulose 0,5 $\mu\text{m}$	24 - 48	-	500 - 700	-	5000 - 6000
Chang e Judd (2002)	Esgoto	Milleniumpore 0,2 $\mu\text{m}$ (tubular)	-	-	3200	0,27 e 0,32	200 - 3000
Chua <i>et al.</i> (2002)	Sintético simulando esgoto	Kubota 0,4 $\mu\text{m}$ (plana)	6	$\infty^*$	6780 - 8720	0,106	-
Hong <i>et al.</i> (2002)	Sintético	MF (0,01 e 0,1 $\mu\text{m}$ ) e UF (10 e 30 kDa) em polissulfona, SK Chemicals	-	-	3600, 6800 e 8400	0,3	-
Rosenberger <i>et al.</i> (2002)	Municipal	Zenon 0,2 $\mu\text{m}$	10,4 - 15,6	535**	2000 - 20000	13,9	299 - 4294
Lee <i>et al.</i> (2003)	Sintético simulando	KMS, Korea 0,4 $\mu\text{m}$	7,8	20,40 e	2800, 4400 e	0,1	300

---

	esgoto			60	5500		
Sofia <i>et al.</i> (2004)	Efluente doméstico	Kubota 0,4 $\mu\text{m}$	9	150	-	0,1	-
Ji e Zhou (2005)	Sintético	Fibra oca de polipropileno 0,1 $\mu\text{m}$	11,3	20	1000 - 3500	0,15	300
Le Clech <i>et al.</i> (2005)	Esgoto e sintético simulando esgoto	Milleniumpore 0,2 $\mu\text{m}$ (tubular)	-	-	4000 - 12000	-	-
Ng e Hermanowicz (2005)	Sintético simulando esgoto	Sterapore, Mitsubishi Rayon 0,4 $\mu\text{m}$	3 e 6	0,25 - 5	300 - 2100	0,15	400
Nuengjamnong <i>et al.</i> (2005)	Sintético simulando esgoto	Plana 0,25 $\mu\text{m}$	4,5 - 5,0	25 e 250	4950 e 8880	0,1	300
Ren <i>et al.</i> (2005)	Sintético simulando esgoto doméstico	0,1 $\mu\text{m}$	1, 2 e 3		1000-10000	2	350-500

\* os autores referem-se a  $\theta_c$  como sendo infinito (sem retirada de lodo, durante os experimentos).

\*\* a biomassa não foi retirada intencionalmente durante o período de experimentos, embora tenham ocorrido perdas, em função de falhas no sistema.

### 2.3.2 Parâmetros operacionais de MBR relativos às membranas

Nos MBR com membranas submersas, geralmente a operação é feita em fluxo cruzado, ou seja, a permeação ocorre perpendicularmente à direção do escoamento do fluido no reator. Na operação em fluxo cruzado, a separação dá origem a duas correntes: o permeado, que é a fração do líquido que percola a membrana e o concentrado, que permanece no tanque de processo. Em sistemas de MBR, o permeado é equivalente ao efluente final, que é descartado ou tratado e reutilizado, após tratamento biológico.

A operação de retirada do permeado é interrompida para os procedimentos de limpeza *in-situ*, que podem variar de acordo com o fabricante e a extensão e o tipo de incrustação. Durante o período de retirada do permeado, as membranas são submetidas a fluxos de bolhas de ar para minimizar a aderência dos sólidos à superfície filtrante. Algumas membranas necessitam de um período de relaxação para permitir que os sólidos depositados soltem-se da superfície das fibras. Durante a relaxação, a aeração não é interrompida para permitir a movimentação das partículas de biomassa nas vizinhanças da superfície das membranas e também para remoção dos sólidos aderidos à superfície. Também pode ser utilizada a retrolavagem que é feita após um determinado período de operação. Utiliza-se, para isso, o permeado produzido e armazenado no tanque de permeado. Uma parte deste permeado é utilizada na retrolavagem: o permeado é injetado por dentro das membranas, para reduzir a incrustação das fibras.

A vazão de retirada do permeado ( $Q_p$ ) deve passar através de uma membrana com área definida ( $A$ ). Com isso, define-se o fluxo permeado como:

$$J_p = \frac{Q_p}{A} \quad (2.6)$$

Dependendo do tipo de membrana, um período de relaxação ou retrolavagem é necessário para manutenção da estabilidade do fluxo permeado. Esses procedimentos afetam o fluxo líquido do sistema.

Durante o período de relaxação (RLX), a remoção de permeado é interrompida e o fluxo líquido é dado por:



$$J_l = J_p \times \left\{ \frac{t_{PR}}{t_{PR} + t_{RLX}} \right\} \quad (2.7)$$

Na qual  $J_l$  é o fluxo líquido,  $J_p$  é o fluxo permeado,  $t_{PR}$  é o tempo em modo de processo e  $t_{RLX}$  é o tempo em modo de relaxação.

No período da retrolavagem, o permeado é bombeado para as membranas e a equação do fluxo líquido torna-se:

$$J_l = J_p \times \left\{ \frac{(t_{PR} \times Q_{PR}) - (t_{RL} \times Q_{RL})}{(t_{PR} + t_{RL}) \times Q_{PR}} \right\} \quad (2.8)$$

Na qual  $t_{RL}$  é o tempo de retrolavagem,  $Q_{PR}$  é a vazão de processo e  $Q_{RL}$  é a vazão de retrolavagem.

Para que haja fluxo, o líquido deve estar submetido a uma força motriz que é a diferença de pressão entre os dois lados da membrana, chamada de pressão transmembrana ( $P_{TM}$ ).

O desempenho de uma membrana é dado pelo fluxo a uma determinada pressão transmembrana ( $P_{TM}$ ), sendo que o objetivo é obter o fluxo mais alto possível, ou ainda obter um fluxo especificado, com menor  $P_{TM}$ . O fluxo e a pressão transmembrana determinam sua faixa de operação e a relação entre fluxo e pressão transmembrana é conhecida como permeabilidade:

$$L_p = \frac{J_p}{P_{TM}} \quad (2.8)$$

Este parâmetro é utilizado para avaliação do desempenho do sistema de membranas e é afetado pela temperatura. A permeabilidade também é utilizada para determinar a necessidade e eficiência de limpeza, seja esta baseada em procedimentos químicos ou físicos. Diversos autores relatam a otimização da filtração por membranas em MBR devido à utilização de relaxação e retrolavagem (Côté *et al.*, 1997, Bouhabila *et al.*, 2001 e Chang e Judd, 2002).

O fluxo crítico, possivelmente, é o parâmetro mais importante na operação de MBR e foi definido por Field *et al.* (1995) como sendo o fluxo abaixo do qual, o decréscimo de fluxo com o tempo não ocorre. Segundo Field *et al.* (1995), o valor do fluxo crítico é dependente da hidrodinâmica e, possivelmente, de outras variáveis.

No caso de suspensões complexas como as de biomassa utilizadas nos MBR, a identificação destas variáveis pode ser complicada. Na literatura, são estudados os fenômenos causadores de incrustação das membranas utilizadas em MBR, bem como técnicas para atenuar seus efeitos.

## **2.4 Incrustação das membranas utilizadas em MBR**

A incrustação das membranas é a principal limitação dos MBR, resultando em redução do desempenho, alto consumo de energia e limpezas freqüentes das membranas ou mesmo substituição destas (Liao *et al.* (2004)), o que aumenta os custos operacionais.

Incrustação é um termo genérico que é associado com a redução do fluxo permeado de membranas. Nos biorreatores com membrana, a incrustação pode ocorrer pela deposição de partículas na superfície da membrana, adsorção de macromoléculas ou células microbianas na superfície, que é a incrustação superficial, também chamada de torta, ou nos poros da membrana e/ou por bloqueio de poros, causando a diminuição do fluxo permeado. Em ambos os casos, o efeito resultante é uma diminuição da área efetiva de filtração e conseqüente redução da permeabilidade. Particularmente, no caso de MBR, a incrustação causada por componentes inorgânicos não é considerada um mecanismo dominante, pois estes compostos são suficientemente pequenos para passarem pelos poros das membranas. No entanto, agregados de macromoléculas tais como proteínas e polissacarídeos podem representar uma parcela importante da incrustação em MBR, visto que a bioincrustação está relacionada à formação de biofilme ou adesão de produtos do metabolismo da biomassa à superfície das membranas. De modo geral, os chamados EPS (substâncias poliméricas extracelulares) consistem de uma mistura complexa de proteínas, carboidratos, polissacarídeos, DNA, lipídeos e substâncias húmicas que são constituintes da matriz de flocos e de biofilmes.

A redução do fluxo permeado das membranas é causada por dois fenômenos: a polarização de concentração e a incrustação propriamente dita, que pode ser o resultado da formação de camada gel, principalmente, além de outros solutos adsorvidos à superfície das membranas. Com isso, é importante ressaltar como ocorre o transporte através de membranas porosas.

### 2.4.1 Transporte em membranas porosas

Para membranas porosas, com poros cilíndricos com o mesmo raio e comprimento e rejeição dos solutos como resultado de exclusão por tamanho das moléculas, o fluxo permeado pode ser calculado pela equação de Hagen-Poiseuille (equação (2.9)) (Mulder (1997); Cheryan (1998)),

$$J_v = \frac{\varepsilon R_p^2 \Delta P}{8 \mu \tau \Delta x} \quad (2.9) \quad \text{em que } L_p = \frac{\varepsilon R_p^2}{8 \tau \Delta x} \quad (2.10)$$

onde  $J_v$  é o fluxo volumétrico (de solvente) (m/s) através da membrana, sendo  $\Delta P$  a diferença de pressão (Pa) e  $\Delta x$  a espessura da membrana (m).  $R_p$  é o raio do poro  $R_p$  (m),  $\mu$  é a viscosidade do líquido (Pa.s),  $\varepsilon$  é a porosidade superficial da membrana e  $\tau$  é o fator de tortuosidade (para poros cilíndricos perpendiculares, a tortuosidade é igual à um).

De acordo com este modelo, o fluxo é diretamente proporcional à pressão transmembrana e inversamente proporcional à viscosidade. A viscosidade é influenciada pela concentração de sólidos e pela temperatura. Assim, um aumento de temperatura ou de pressão deverá aumentar o fluxo. Porém, o modelo de Hagen-Poiseuille é válido apenas nas seguintes condições: pressões baixas, baixas concentrações e altas velocidades na alimentação.

A influência da pressão transmembrana está ilustrada na Figura 2-3. Em condições de baixa pressão, baixa concentração e alta velocidade na alimentação, o fluxo aumenta com a pressão transmembrana, pois, nestas condições, os efeitos de polarização de concentração são mínimos.

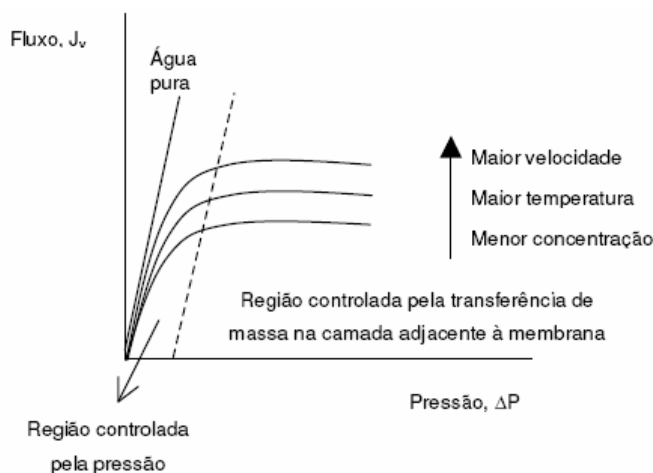
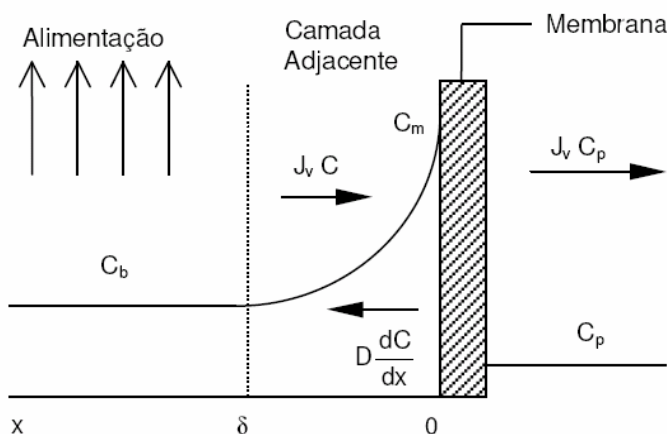


Figura 2-3 - Esquema do fluxo em função da pressão, com as áreas de pressão e transferência de massa controladas (Adaptado de Cheryan, 1998).

Quando a força motriz atua na solução de alimentação, o soluto é parcialmente retido pela membrana, enquanto que o solvente é permeado; gera-se um gradiente de concentração de soluto da superfície da membrana até ao seio da solução, chamado polarização de concentração (Figura 2-4).



**Figura 2-4- Polarização de concentração; perfil de concentrações em estado estacionário na região próxima à membrana (Teixeira, 2001)**

As condições de fluxo no seio da alimentação são tais que, à distância  $d$  da superfície da membrana ainda ocorre a mistura completa (concentração  $C_b$ ). No entanto, próximo da superfície da membrana há uma camada em que a concentração aumenta e atinge um valor máximo na superfície da membrana ( $C_m$ ). O fluxo convectivo do soluto em direção à membrana pode ser escrito como  $J_v C$  e, se o soluto não é totalmente retido pela membrana, há um fluxo de soluto através da membrana igual a  $J_v C_p$ . O acúmulo de soluto na superfície da membrana produz um fluxo difusivo de retorno em direção à alimentação, que é descrito pela Lei de Fick:

$$D \frac{dC}{dx} \quad (2.11)$$

(verFigura 2-4).

O ponto em que a curva de fluxo permeado muda de inclinação (figura 2.5) caracteriza o equilíbrio dinâmico (estado estacionário), que é estabelecido quando o transporte convectivo do soluto para a membrana é igual à soma do fluxo de permeado mais o transporte difusivo de retorno do soluto, isto é,

$$J_v C + D \frac{dC}{dx} = J_v C_p \quad (2.12)$$

Segundo Baker *et al.* (1991), não existe o efeito da pressão ou está implícito, pois o seu efeito está relacionado com o fluxo e, assim, este modelo será válido apenas na região independente da pressão. De fato, o fluxo será controlado pelo transporte difusivo de retorno do soluto da superfície da membrana para o seio da alimentação.

O desenvolvimento do perfil de concentração na região adjacente à membrana reduz o fluxo permeado. A redução do fluxo pode ser descrita pelo aumento da pressão osmótica em função do aumento da concentração do soluto na superfície da membrana ou pelo aumento da resistência hidrodinâmica da região próxima à membrana. De modo geral, o aumento na pressão osmótica em processos de UF e MF não é significativo.

O aumento da resistência hidrodinâmica da região próxima à membrana é descrito pelo modelo das resistências em série, que está ilustrado na Figura 2-5. A polarização de concentração ocorre mais severamente quando são utilizados colóides, macromoléculas (como proteínas) e outros solutos grandes ou partículas. Estes componentes tendem a formar uma camada na superfície da membrana que, dependendo do tipo de sólidos, pode ser viscosa ou gelatinosa. Assim, passa a existir uma terceira resistência à permeação (B), para além da membrana (C) e da região adjacente à membrana (A) (Figura 2-5). Esta camada adicional de soluto é conhecida por camada gel.

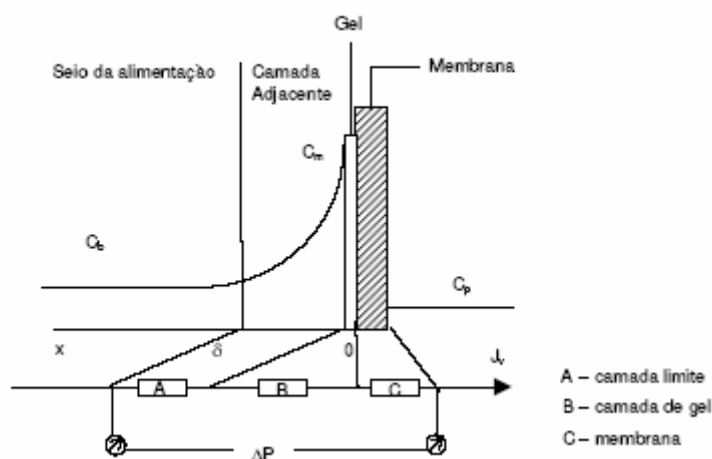


Figura 2-5 - Resistências em série na camada de polarização adjacente à membrana (Teixeira, 1995).

Em função da formação desta camada de partículas ou gel na membrana, o fluxo se torna independente da pressão, pois o aumento da pressão transmembrana causa um

aumento na espessura da camada gel, o que impede o aumento do fluxo. Com isso, o fluxo permanece constante.

A presença de uma camada gel aumenta a seletividade da membrana, uma vez que os géis são estruturas poliméricas bastante entrelaçadas, o que ajuda na retenção de solutos menores ou até mesmo de partículas.

De acordo com Baker *et al.*(1991), as membranas de MF seriam a melhor escolha para processos de filtração de substâncias coloidais, porém, as membranas de UF são utilizadas para essa aplicação, visto que têm menor propensão ao bloqueio de poros, pois estes são muito pequenos em comparação com as substâncias em suspensão.

A transferência de massa da região próxima à membrana praticamente controla o fluxo no processo. É importante que o projeto dos módulos ou feixes tenha como resultado um sistema que permita a redução de polarização de concentração, por modificação na hidrodinâmica do escoamento, por exemplo.

A velocidade de escoamento é influencia bastante a camada polarizada, pois a operação em regimes mais turbulentos reduz a espessura desta na superfície da membrana.

Com relação aos MBR, há controvérsias a respeito dos fatores causadores da perda de fluxo; alguns autores (Lee *et al.* (2001)) afirmam que a incrustação é causada principalmente pela alta concentração de lodo no sistema, enquanto outros autores relatam que é a presença de solutos no meio reacional, principalmente proteínas e polissacarídeos (Bouhabila *et al.* (2001)), que influencia a hidrofobicidade do meio reacional (Lee *et al.* (2003)).

No trabalho de Bouhabila *et al.* (2001), amostras coletadas de um MBR com módulo de membrana submerso processando leite diluído, para simular o efluente de indústria de laticínios, operando com  $\theta_c$  de 20 dias (BR2) e com concentração de biomassa de  $20,7 \text{ g.L}^{-1}$ , foram fracionadas e submetidas à filtração em um equipamento em escala de laboratório, para determinar a resistência à filtração geradas por cada fração. Com isso, foi observado que a fração de colóides parece constituir um fator preponderante para a formação de incrustação. Segundo os autores, a resistência específica da fração de colóides e solutos deste biorreator foi cerca de 10 vezes maior do que a resistência do lodo (sólidos suspensos, colóides e solutos). O sobrenadante do BR2 contribuiu com cerca de 76% da resistência total à filtração imposta pela incrustação. Entretanto, a análise microscópica da membrana do BR2 permitiu a visualização da existência de depósito, que, de acordo com Bouhabila *et al.* (2001), corresponde a um filme fino equivalente a uma ou duas camadas de bactérias filamentosas.

Lee *et al.* (2003) avaliaram a contribuição relativa das frações de sólidos suspensos e do sobrenadante para a incrustação das membranas: cerca de 30 – 40% da resistência causada pela incrustação foi gerada pelo sobrenadante. Isso indica que os solutos e colóides resultantes, principalmente, da lise de bactérias não têm efeito dominante sobre o desempenho das membranas, independente do tempo de retenção de sólidos no sistema. Os autores afirmam que as diferenças desses resultados, em comparação com outros estudos, devem-se às características do substrato e da biomassa, bem como ao estado fisiológico desta. Evidentemente, o tipo de efluente e as características da biomassa influenciam os teores de EPS livres em MBR, afetando, em maior ou menor grau, o desempenho das membranas. Além disso, a característica da membrana quanto à hidrofobicidade pode ser um fator determinante na adsorção/adesão de solutos e colóides à sua superfície. Da mesma forma, o estado fisiológico do lodo ativado interfere na hidrofobicidade da suspensão de biomassa.

#### **2.4.2 Hidrofilicidade/hidrofobicidade**

Uma das principais características das membranas, sempre fornecidas pelos fabricantes, para qualquer processo de separação por membranas, é a hidrofilicidade. As membranas hidrofílicas apresentam fluxos permeados maiores do que as membranas hidrofóbicas, uma vez que a incrustação ocorre mais seriamente nestas, porém há pouca informação disponível sobre a relação entre retenção de solutos e hidrofilicidade (ou hidrofobicidade) das membranas, em especial, no que se refere ao processamento de lodos ativados, pela diversidade de substratos e da própria biomassa.

Fang e Shi (2005) investigaram a incrustação nos poros de membranas de diferentes materiais e hidrofilicidades durante a filtração de lodo ativado com concentração de SSV de 4100 mg.L<sup>-1</sup>, em célula agitada. Segundo os autores, a hidrofilicidade influenciou a formação de incrustação, pois as maiores resistências, em função do bloqueio de poros, foram obtidas para as membranas mais hidrofílicas. De modo geral, espera-se o contrário: quanto maior é a hidrofobicidade, maiores são os efeitos de adsorção/adesão de materiais hidrofóbicos como a biomassa. De qualquer forma, os autores sugerem o uso de membranas em que a resistência da torta seja predominante na redução de fluxo permeado e que se evitem membranas em que a resistência atribuída ao bloqueio de poros é importante.

Chang e Lee (1998) avaliaram ensaios de filtração de lodos ativados em condições espumante e não espumante, em células agitadas com três tipos de membranas de UF, com diferentes hidrofobicidades. As membranas foram fornecidas por Amicon em duas massas molares de corte: 30 e 50 kDa. Comparando os resultados das membranas de 30 kDa, que se caracterizaram por ter a maior e a menor hidrofobicidades, dentre as membranas testadas, os autores registraram que a filtração com lodo espumante apresentou resistência da torta muito alta, representando mais de 99% da resistência total, para as duas membranas. Já a resistência da torta na filtração de lodo não espumante correspondeu a cerca de 55% para a membrana mais hidrofílica e 74% para a mais hidrofóbica.

Para as três membranas, os autores observaram que a filtração de lodo com  $\theta_c$  de 3 dias produziu resistência da torta maior, com relação à resistência total, do que a filtração de lodos com  $\theta_c$  de 8 e 33 dias. Comparativamente, a membrana mais hidrofóbica teve resultados de resistência da torta significativamente maiores do que as demais membranas.

Através da separação das frações do lodo (solução *bulk*, células e EPS), Chang e Lee (1998) verificaram que os EPS são a fração que contribui mais significativamente para a resistência total à filtração. Além disso, também observaram um aumento na concentração de EPS na fase endógena. Com isso, sugerem que o teor de EPS pode ser usado como um indicador do potencial de incrustação de lodos ativados em fases de crescimento diferentes. Os autores constataram que lodos ativados cultivados com deficiência de nitrogênio produziram menores quantidades de EPS e apresentaram fluxos permeados de 30 a 40% mais altos do que o lodo controle, no estado estacionário, embora a remoção de DQO tenha sido mais baixa para esse lodo.

Chang *et al.* (2001) realizaram testes de filtração em uma célula agitada, com duas membranas de UF (YM30 e PM30, ambas de Amicon, USA), com massa molar de corte de 30 kDa. A membrana PM30 é relativamente hidrofóbica, com ângulo de contato de  $66^\circ$ , e a YM30, hidrofílica. Os ensaios foram realizados com efluente sintético simulando esgoto e suspensões de lodo ativado em diferentes condições fisiológicas, com hidrofobicidades relativas entre 57% (lodo normal) e 82% (lodo espumante). Os resultados dos testes mostraram que a remoção de DQO foi maior para a membrana hidrofóbica (PM30), independentemente das características da biomassa e da DQO da alimentação. As resistências da torta ( $R_c$ ) e da incrustação ( $R_f$ ) obtidas para a membrana PM30, sempre foram maiores do que para a membrana YM30. Para todos os testes,  $R_c$  apresentou valores mais altos, independentemente das características do lodo. Para os autores, a diferença



entre as retenções de solutos para as membranas hidrofóbica e hidrofílica deve-se ao grau de separação por tamanho e/ou adsorção nas tortas depositadas sobre a membrana e, também, em parte, à adsorção nos poros e na superfície da membrana.

Em um estudo realizado por Choi *et al.* (2002), a formação de incrustação foi mais intensa no processamento de lodos em condições de *bulking*. Testes de UF foram realizados com três tipos de lodo ativado (produzidos com 3,5 mg.L<sup>-1</sup> e 0,7 mg.L<sup>-1</sup> de O<sub>2</sub> e lodo *bulking*) e três membranas de materiais diferentes: acetato de celulose (CA) hidrofílico, poli(etersulfona) (PES) hidrofóbico e poli(etersulfona sulfonado) (SPES), para tratamento de um efluente sintético simulando esgoto em um MBR com módulo externo de membrana plana.

Choi *et al.* (2002) concluíram que a maior hidrofobicidade do lodo *bulking* pode produzir uma maior aderência das partículas dos flocos nas superfícies das membranas de PES e SPES (hidrofóbicas) do que na superfície da membrana de CA (hidrofílica), aumentando a camada de torta e a incrustação. Para a membrana hidrofílica houve menor influência das condições do lodo no fluxo, em comparação com as demais membranas. Nestes testes, o efeito da aeração foi mais significativo para as membranas hidrofóbicas, para quaisquer condições da biomassa. Além disso, constataram que a aeração intermitente aumentou temporariamente o fluxo das membranas, porém não houve influência na qualidade do efluente tratado.

O que se verifica dos estudos de Chang *et al.* (2001) e Choi *et al.* (2002) é que a biomassa tem características hidrofóbicas, embora apresente diferentes níveis de hidrofobicidade. Isso faz com que sua afinidade e, conseqüentemente, aderência à superfície de membranas hidrofóbicas seja mais intensa do que a observada no uso de membranas hidrofílicas. Embora o efeito da aderência na remoção de DQO não tenha sido relatado por Choi *et al.* (2002), os resultados de Chang *et al.* (2001) corroboram as observações de Lee *et al.* (2001), relatadas na seção 2.4.4, no que se refere à formação de uma camada dinâmica de torta na superfície da membrana, capaz de reter/degradar partículas coloidais e/ou substâncias de baixa massa molar.

Pode-se concluir que o efeito da hidrofobicidade das membranas e sua interação com a suspensão de biomassa é o resultado de um fenômeno complexo envolvendo fatores como o estado fisiológico da biomassa, a característica do substrato e, como observaram Lee *et al.* (2003), o  $\theta_c$ .

Lee *et al.* (2003) testaram três MBR com membranas submersas no tratamento de efluente sintético com  $\theta_c$  diferentes (20, 40 e 60 dias) e verificaram que, para todas as

condições, a remoção de DQO foi maior do que 95%. A DQO do sobrenadante desses reatores também foi avaliada e, com isso, concluíram que o tratamento biológico foi responsável pela remoção de 80-90% da DQO. A diferença de 10-20% da remoção total de DQO foi atribuída ao entupimento e/ou adsorção na membrana ou até à rejeição da fração solúvel de DQO pela membrana. Nestes ensaios, os autores observaram que a produção de lodo diminuiu de 0,16 para 0,10 g SSV.g<sup>-1</sup> DQO removida com o aumento de  $\theta_c$  de 20 para 60 dias, o que pode ser consequência da intensificação da respiração endógena em  $\theta_c$  maiores. Apesar disso, Lee *et al.* (2003) relatam que a redução na atividade microbiana não teve efeito significativo na remoção de DQO.

Além disso, Lee *et al.* (2003) investigaram as propriedades superficiais dos flocos microbianos e do sobrenadante de MBR com membranas submersas operando em três  $\theta_c$ : 20, 40 e 60 dias. Eles concluíram que a hidrofobicidade de ambos está relacionada a  $\theta_c$  mais altos. Após análise estatística das correlações lineares entre ângulo de contato e concentrações de EPS, verificaram que o teor de proteína é o fator que influencia mais significativamente a hidrofobicidade dos flocos. Os autores também relataram que houve um aumento nas quantidades de orgânicos solúveis com alta massa molar, no sobrenadante, na operação com  $\theta_c$  mais alto, em comparação com as demais. Isso decorre da lise celular mais severa em  $\theta_c$  maiores. Quanto às cargas superficiais dos flocos microbianos, Lee *et al.* (2003) verificaram que são menores as dos flocos de reatores com  $\theta_c$  mais altos, o que indica que a carga das proteínas influencia a carga superficial dos flocos.

Com isso, verifica-se que o  $\theta_c$  é um parâmetro importante na operação de MBR, tendo em vista sua influência sobre as EPS. A seção 2.4.2. descreve as observações reportadas na literatura, com relação ao  $\theta_c$  e EPS.

### **2.4.3 Tempo de retenção de sólidos ( $\theta_c$ ) e EPS**

Cho e Fane (2002) acoplaram um sistema de membrana de microfiltração, provido de uma membrana plana com tamanho de poro de 0,22  $\mu\text{m}$  (Millipore) a um reator de leito móvel ascendente e avaliaram a operação abaixo do fluxo crítico, concluindo que MBR podem ser operados por períodos longos a fluxo constante, desde que o fluxo esteja substancialmente abaixo do fluxo crítico. Entretanto, observaram que, mesmo operando abaixo do fluxo crítico, a  $P_{TM}$  tende a aumentar em duas etapas distintas; a primeira foi

atribuída à incrustação gerada por EPS, em que há um aumento gradual da  $P_{TM}$  que é tanto mais rápido quanto maior for o fluxo e, a segunda, foi associada à incrustação produzida pela biomassa. Nesta fase, há uma elevação rápida na taxa de aumento da  $P_{TM}$  que, logo, leva à necessidade de limpeza.

Em um trabalho realizado por Nuengjamnong *et al.* (2005), foram testados dois SMBR utilizando membranas planas com a finalidade de identificar os efeitos dos EPS na incrustação das membranas. Os autores utilizaram TRH entre 4,5 e 5,0 h e  $\theta_c$  de 25 e 250 dias; a razão F/M foi bastante baixa, entre 0,02 e 0,04 kg DQO.kg<sup>-1</sup> SS.d<sup>-1</sup> e o efluente sintético apresentava DQO de 300 mg.L<sup>-1</sup>. Com essa carga de alimentação, o período de adaptação foi de cerca de 21-63 dias e, após este período, as concentrações de sólidos nos reatores mantiveram-se estáveis: 4950 mg.L<sup>-1</sup>, para  $\theta_c$  de 25 dias e 8880 mg.L<sup>-1</sup>, para o  $\theta_c$  de 250 dias. A incrustação das membranas foi avaliada através da quantificação de EPS extraíveis em uma coluna de troca iônica e posterior análise de carbono orgânico dissolvido (COD), bem como das concentrações de proteínas presentes no lodo ativado e da resistência específica da torta depositada. Os autores observaram, comparando os resultados que, operando com  $\theta_c$  maior, há uma redução significativa nas concentrações de EPS e proteínas. Isso indica que os microorganismos liberam menores quantidades de EPS no reator quando  $\theta_c$  é alto. Concluíram que os teores de proteínas e EPS estão vinculados à resistência específica da torta, ou seja, possivelmente a torta foi produzida pela maior quantidade de EPS no meio reacional, tornando-a mais coesiva e menos permeável.

Para a limpeza das membranas, os autores sugerem uma combinação de retrolavagem com água durante 10 min, seguida de um período de molho de 3 h em solução de NaOCl a 5000 ppm, com base na recuperação de fluxo permeado e nas fotomicrografias das membranas para as condições de limpeza testadas.

De acordo com Ng e Hermanowicz (2005), é provável que a estrutura e a composição da biomassa nos MBR sejam consideravelmente diferentes daquelas observadas em unidades de tratamento convencional. No processo de lodos ativados, os microorganismos não floculantes não são retidos no sistema, ao contrário do que ocorre nos MBR. Na operação com baixos  $\theta_c$ , as diferenças entre a biomassa dos processos com lodos ativados e a dos MBR deve ser ainda maior, considerando que a fração de não floculantes provavelmente aumenta. Eles atribuem o melhor desempenho do MBR à presença desses microorganismos que proliferam e, ao mesmo tempo, contribuem para a degradação do substrato.

Os autores avaliaram a quantidade de EPS extraído, de um sistema de lodo ativado convencional e de um SBR operados nas mesmas condições, processando efluente sintético, com  $\theta_c$  variando de 0,25 a 5 dias, e verificaram que a concentração de EPS aumenta com o  $\theta_c$ . Com isso, sugerem que a operação com  $\theta_c$  extremamente baixos ou altíssimas razões F/M, quando os microorganismos crescem rapidamente, faz com que a taxa de crescimento de biomassa exceda a produção de EPS.

Ng e Hermanowicz (2005) observaram que a concentração de proteína é sempre maior do que a de carboidratos na biomassa; os polissacarídeos têm um papel mais importante do que as proteínas, na incrustação das membranas, uma vez que os íons cálcio, presentes em biorreatores, produzem a gelificação e agregação das moléculas de polissacarídeos, tornando-as mais compactas e coesivas e produzindo melhor biofloculação. Embora o mecanismo de biofloculação não tenha sido desvendado, é geralmente aceito que os EPS são fundamentais à agregação de bactérias aos flocos. De fato, os autores relacionaram o IVL (índice volumétrico de lodo) à quantidade de EPS totais (proteínas e polissacarídeos) e verificaram que a sedimentação é melhor quando há teores mais altos de EPS na biomassa.

Defrance e Jaffrin (1999) constataram que a incrustação é maior durante a filtração de uma amostra coletada de um sistema de lodo ativado, em comparação com a de um MBR com módulo externo, avaliados na mesma  $P_{TM}$  e com o mesmo tipo de membrana, embora a concentração de sólidos do MBR ( $10000 \text{ mg.L}^{-1}$ ) fosse bastante superior à da amostra ( $3900 \text{ mg.L}^{-1}$ ).

Apesar de ter tamanho de floco cerca de 4 vezes maior do que no MBR, a amostra coletada do sistema de lodo ativado teve maior resistência à filtração. Os autores esperavam que, em função do tamanho de floco, a torta formada fosse mais porosa e permeável, contrariando o observado e indicando que a amostra do sistema de lodos ativados foi mais compressível. De acordo com os autores, isso resultou de uma alta concentração de exopolímeros na amostra de lodo que a tornou mais coesiva e menos permeável. Isso indica que a incrustação é gerada, principalmente, pelos EPS (adsorção). Além disso, Defrance e Jaffrin (1999) afirmam que a torta não recuperou a sua porosidade inicial, ao se reduzir a  $P_{TM}$  depois de um aumento na mesma e, por isso, a compressibilidade e a incrustação são menos reversíveis.

Em um estudo realizado com o mesmo aparato experimental, Defrance *et al.* (2000) concluíram que as frações de sólidos suspensos e colóides são as principais participantes da incrustação das membranas. No entanto, os autores afirmam que o uso de retrolavagem

periódica pode perturbar a camada de depósito de partículas na membrana e, com isso, reduzir a importância desta fração de modo significativo. Além disso, observaram que não houve decréscimo acentuado de fluxo em função do aumento da concentração de sólidos de 2000 a 6000 mg.L<sup>-1</sup> no reator e que, novamente, a incrustação gerada pelo meio reacional do MBR é menos intenso e mais reversível do que o produzido quando a mesma membrana foi utilizada para filtração do lodo de uma planta de tratamento de efluentes convencional.

Le-Clech *et al.* (2005) compararam os efeitos das configurações dos biorreatores com membranas submersas e com módulo externo, com membranas tubulares, no processamento de esgoto e efluente sintético simulando esgoto com diferentes concentrações de biomassa, nominalmente, 4000, 8000 e 12000 mg.L<sup>-1</sup>. Observaram que o efluente sintético simulando esgoto teve maior propensão à incrustação do que o esgoto real. Além disso, verificaram que os teores de polissacarídeos ligados foram ligeiramente maiores no SMBR; esta tendência se verificou também nas concentrações de proteínas. As concentrações de carboidratos no sobrenadante do SMBR foram bem menores do que no biorreator com módulo externo. Contudo, os autores consideram que o teor de polissacarídeos livres pode ser um bom indicador de incrustação na operação de MBR.

Em ensaios em que estudaram o efeito da hidrodinâmica pela injeção de ar em diversas velocidades superficiais, Le-Clech *et al.* (2005) constataram que a eficiência das bolhas grandes é maior no SMBR, devido à geometria do reator e às vazões elevadas.

Rojas *et al.* (2005) relatam que, em ensaios realizados com o lodo ativado e o sobrenadante de biorreatores com membranas submersas operando com  $\theta_c$  de 10, 20 e 30 dias, a quantidade de polissacarídeos e proteínas nos flocos não tem influência na filtrabilidade do lodo. Com relação ao sobrenadante, os autores observaram que o teor de proteínas decresce nos primeiros 20 dias de operação e mantêm-se em valores abaixo de 30 mg.L<sup>-1</sup>, independente do  $\theta_c$ .

Com relação à influência dos EPS, os autores especulam que o efeito destes na incrustação das membranas é mais significativo no sobrenadante do que na fração de sólidos do lodo ativado.

Em um estudo realizado por Rosenberger e Kraume (2002), amostras de lodo ativado com teores de sólidos variando entre 2000 e 24000 mg.L<sup>-1</sup> foram filtradas em uma célula de fluxo cruzado de laboratório para determinação da filtrabilidade. Os autores constataram que o teor de sólidos tem pouca influência, ao contrário das concentrações de

EPS, sobre a resistência à filtração; o aumento da concentração de EPS sempre causou redução na filtrabilidade.

Em experimentos realizados em três SMBR, com diferentes vazões de aeração, Ji e Zhou (2005) observaram que os EPS solúveis variaram durante os 77 primeiros dias de operação. Após este período a concentração de EPS no sobrenadante estabilizou em valores próximos da  $10 \text{ mg.L}^{-1}$ , nos três reatores.

Embora os autores afirmem que a vazão de aeração interfere nos teores de EPS ligados, livres e totais, pelo aumento do cisalhamento no reator, de acordo com os dados apresentados, não foi possível inferir que os resultados dos experimentos fossem diferentes entre si.

Cho *et al.* (2005) avaliaram o efeito do teor de sólidos suspensos, dos EPS ligados e da  $P_{TM}$  na resistência à filtração das membranas, utilizando amostras de lodo ativado coletadas em uma ETE e em um SMBR em escala de laboratório. Os autores concluíram que a resistência específica da torta não se altera significativamente mesmo quando o teor de sólidos aumenta de 4000 para  $10000 \text{ mg.L}^{-1}$ , se a concentração de EPS e a  $P_{TM}$  forem mantidas constantes. Eles relataram que a faixa de  $P_{TM}$  utilizada no estudo foi relativamente baixa (0,03 a 0,14 bar) e não afetou o valor da resistência da torta. Entretanto, os autores concluíram, também, que as quantidades de EPS ligados afetam a resistência da torta.

#### **2.4.4 Teor de sólidos suspensos**

A concentração de sólidos suspensos pode ser responsável por boa parte da incrustação em biorreatores com membrana.

Testes foram realizados por Rosenberger *et al.* (2002) em planta piloto com 3 tanques para tratamento de efluente municipal, sendo o primeiro de desnitrificação, o segundo, de nitrificação e o terceiro, de filtração, para tratamento de efluente municipal.

Nessa unidade, o tanque de desnitrificação era agitado e os demais, aerados. No tanque de filtração, foi utilizado um módulo de fibras ocas, produzidas pela Zenon, com características hidrofílicas, com tamanho de poro de  $0,2 \text{ }\mu\text{m}$ . A cada 10 min, a retrolavagem foi realizada durante 35 s. Sempre que a pressão transmembrana ( $P_{TM}$ ) excedeu 0,5 bar, as membranas foram enxaguadas por dentro, com ácido cítrico, soda ou hipoclorito de sódio, dentro do tanque, durante uma ou duas horas. O estudo foi realizado

em quatro períodos, com diferentes tempos de retenção hidráulica, devido às variações nas vazões e no volume do tanque de nitrificação ( $V_N$ ), como apresentado na Tabela 2-2.

**Tabela 2-2 – Condições de operação para o biorreator utilizado no estudo de Rosenberger *et al.* (2002).**

Período	$V_N$ (m <sup>3</sup> )	TRH (h)
1	2,5	15,6
2	2,5	10,4
3	1,2	10,4
4	2,1	14,0

No primeiro período de teste, o tempo de retenção hidráulica foi de 15,6 h e o fluxo permeado foi fixado em 18 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>; a  $P_{TM}$  estabilizou-se entre 0,18 e 0,26 bar, à medida que a concentração de lodo aumentou até atingir o patamar de 9 g.L<sup>-1</sup>. Esse aumento da concentração deve-se ao desenvolvimento da biomassa, uma vez que o reator não foi inoculado, ou seja, os microorganismos são provenientes do efluente.

Para obter um fluxo permeado mais alto (de 25 a 27 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>) no segundo período, com TRH de 10,4 h, foi necessário aumentar a  $P_{TM}$ . Os autores verificaram que as membranas tiveram de ser submetidas à limpeza com maior frequência do que no primeiro período de teste e que, de modo geral, o desempenho das fibras foi menos estável, provavelmente resultando em uma camada de depósito mais compacta sobre as membranas, o que reduziu a permeabilidade.

No terceiro período, o fluxo permeado foi reduzido para 18 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>, pela diminuição do volume do tanque de nitrificação. Neste período, o TRH foi mantido em 10,4 h e a concentração de lodo atingiu valores de até 20 g.L<sup>-1</sup>. A  $P_{TM}$  diminuiu para 0,18 bar, após uma limpeza com hipoclorito de sódio mas, apesar disso, a  $P_{TM}$  rapidamente alcançou 0,36 bar.

No quarto período, o fluxo foi mantido em 18 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup> e a  $P_{TM}$  média foi de 0,3 bar. Apesar do crescimento da biomassa de cerca de 15 para 19-20 g.L<sup>-1</sup>, em média, os autores não observaram decréscimo expressivo da permeabilidade. O volume total do reator foi aumentado para restabelecer condições próximas às do primeiro período, para investigar a reversibilidade do processo. A diluição reduziu a concentração de biomassa para 14 g.L<sup>-1</sup>, porém, posteriormente, esta voltou a atingir um valor aproximado do inicial, de 19 g.L<sup>-1</sup>. De acordo com as observações dos autores, a concentração de lodo não é dependente apenas da vazão de alimentação, uma vez que houve decréscimo para 16 g.L<sup>-1</sup> nos 150 dias seguintes ao início do quarto período.

Embora um aumento da concentração da biomassa tenha sido observado, não se verificou queda no desempenho das membranas. Quando a concentração de biomassa atingiu o estado estacionário, a razão F/M reduziu-se até valores entre 0,07 a 0,1 kg DQO.kg<sup>-1</sup>SS.d<sup>-1</sup>. A operação com baixas razões F/M (pouco substrato por unidade de biomassa) leva à competição entre os microorganismos e resulta na redução da produção de lodo. Rosenberger *et al.* (2002) afirmam que, embora a produção de excesso de lodo possa ser completamente suprimida, uma pequena quantidade de lodo deverá ser removida regularmente, devido ao acúmulo de substâncias inorgânicas no reator, que podem atingir níveis tóxicos aos microorganismos.

Para Rosenberger *et al.* (2002), o desempenho do MBR foi superior ao de ETEs convencionais, atingindo remoções de DQO de 95%, com baixas razões F/M, particularmente, considerando a presença de 4% de DQO não degradável. Os níveis elevados de remoção de DQO obtidos em MBR podem ser atribuídos à retenção de particulados e também à adaptação da biomassa, que pode se modificar, tornando-se capaz de remover compostos de difícil degradação.

Ren *et al.*(2005) observaram que os níveis de degradação de efluente sintético simulando esgoto doméstico estão relacionados ao teor de sólidos no reator. Os autores relataram que, em experimentos com duração de 50 dias, SMBR operando com TRH de 1, 2 e 3 h, o teor de sólidos aumentou até cerca de 6000 mg.L<sup>-1</sup>. Acima dessa concentração de sólidos, os valores da remoção de DQO, que se observaram entre 90 e 95% não aumentaram.

Côté *et al.*(1998) estudaram o tratamento de efluente municipal em uma unidade constituída de um tanque anóxico e um tanque aerado em que foi inserido um feixe de membranas tipo fibra oca, com tamanho de poro de 200 kDa. O feixe foi fornecido por Zenon Environmental Inc., com área de filtração de 12 m<sup>2</sup>. A operação foi avaliada para três concentrações de lodo diferentes: 15, 20 e 25 g.L<sup>-1</sup> de sólidos suspensos, com TRH de 9,2, 6,5 e 4,8 h, respectivamente, sendo que a carga orgânica alimentada no sistema foi de cerca de 0,08 kg de DQO.kg<sup>-1</sup> SS.d<sup>-1</sup>.

Embora os autores não tenham relatado valores de fluxo ou mesmo da permeabilidade destas membranas, apresentaram um gráfico mostrando a permeabilidade relativa, definida como a razão da permeabilidade medida e a permeabilidade inicial com água pura, ao longo do tempo de operação. De acordo com este gráfico, a permeabilidade relativa, para as três concentrações de lodo estudadas, foi estável, entre 0,4 e 0,45, de onde



os autores concluíram que o controle de incrustação, utilizando baixas  $P_{TM}$  associadas à turbulência produzida pela aeração e a retrolavagens periódicas, é bastante eficiente.

Com relação à degradação, o teor de sólidos suspensos pode ser um fator particularmente importante para a permeabilidade, uma vez que, nos MBR, podem formar uma membrana dinâmica na superfície da membrana, conforme observado por Lee *et al.* (2001) em fotomicrografias das membranas utilizadas. Substâncias de baixa massa molar ou partículas coloidais pequenas podem ser retidas/adsorvidas e degradadas pela membrana dinâmica composta de microorganismos ativos, produzindo moléculas menores com menor chance de interação com as membranas e, portanto, atenuando, em parte, a taxa de formação de incrustação.

Experimentos realizados por Lee *et al.* (2001) com efluente sintético simulando esgoto, em escala de laboratório, mostraram que um reator com biofilme aderido a um suporte apresentou incrustação nas membranas sete vezes mais rápido que um sistema com microorganismos em suspensão, embora este último tivesse um conteúdo de sólidos suspensos 30 vezes maior. Neste caso, a taxa de aumento da pressão transmembrana é tanto menor, quanto maior for a concentração de biomassa suspensa. Com a mesma concentração de sólidos suspensos, os dois sistemas estudados comportaram-se praticamente da mesma maneira. Dos resultados desses experimentos, os autores verificaram que a concentração de biomassa parece ter sido responsável pelo melhor desempenho da filtração no sistema com biomassa suspensa em comparação com o sistema com biofilme aderido, em função da formação de membrana dinâmica sobre a superfície da membrana e da rugosidade da camada de torta, que tem menor resistência específica que a do sistema com biofilme aderido.

No entanto, a maior tendência das membranas hidrofóbicas à formação de torta passa a ser um fator indesejável, uma vez que tem como consequência a redução do fluxo permeado. No limite, a deposição de produtos microbianos e microorganismos na superfície das membranas pode acarretar o colapso da operação do sistema, tornando necessária a substituição das membranas. Para evitar esse tipo de transtorno e manter o fluxo permeado estável, são utilizadas, mesmo quando do emprego de membranas hidrofílicas, técnicas para controle ou redução de incrustação, descritas a seguir.

## 2.5 Estratégias de controle e remoção de incrustação

As estratégias de controle e remoção de incrustação das membranas utilizadas em MBR envolvem métodos físicos e químicos. Basicamente, estes métodos consistem na identificação de condições hidrodinâmicas ótimas para operação, no projeto de feixes, na determinação de tempos para retrolavagem e/ou relaxação, na limpeza química e na modificação de parâmetros do sistema biológico.

### 2.5.1 Condições hidrodinâmicas

A otimização das condições hidrodinâmicas é essencial para a prevenção da bioincrustação ou, pelo menos, para a redução da taxa em que ele ocorre. É possível obter melhores condições hidrodinâmicas de operação pelo controle da aeração, o que implica no controle das velocidades de escoamento do meio reacional, e por características de dimensão do reator.

#### 2.5.1.1 Aeração

As bolhas geradas pela aeração, além de suprir o oxigênio necessário à biomassa, são essenciais para limitar a formação de depósito na superfície das membranas (Ueda *et al.*, 1997 e Cui *et al.*, 2003). Por isso, a maioria dos MBR com módulo de membrana submerso utiliza configuração em que as bolhas entram em contato com a superfície da membrana, gerando tensões de cisalhamento moderadas, que são responsáveis pela remoção parcial ou mesmo total da torta.

A operação com altas concentrações de biomassa causa sérios problemas com relação à aeração, pois são necessárias altas vazões de ar para suprir oxigênio suficiente, bem como superar a dificuldade de “lavar” as membranas com bolhas, em função da alta concentração de sólidos do meio reacional (Shimizu *et al.*, 1996).

A influência da aeração no processo de transferência de oxigênio é bastante complexa, porém, geralmente, considera-se que o aumento da vazão resulta em elevação da taxa de transferência. Isso ocorre por efeito da turbulência causada pelas bolhas. O aumento na vazão de ar produz um aumento no diâmetro das bolhas pela coalescência, porém reduz a área superficial. Embora bolhas com diâmetros menores (<1 mm) esféricas sejam preferidas para transferência de oxigênio, no caso dos MBR, é comum utilizar

bolhas importante gerar turbulência suficiente, no tanque, para manter a biomassa em suspensão. O aumento da vazão e, portanto, o aumento da turbulência reduz a espessura da camada limite levando ao aumento do coeficiente de transferência e da taxa de transferência de oxigênio.

A incrustação das membranas é mais problemática para MBR com fibras ocas ou membranas tubulares nas quais a suspensão é filtrada de dentro para fora. Para este tipo de aplicação, uma técnica para obter fluxos permeados melhores é a injeção de grandes bolhas de ar dentro das fibras ocas ou membranas tubulares, junto com a suspensão (Cabassud *et al.*, 1997). Esta técnica é comumente chamada de *air sparging*. Conforme relatado por Cui *et al.* (2003), a melhoria no fluxo permeado obtido por *air sparging*, em comparação com o fluxo obtido sem introdução de ar, para membranas de ultrafiltração utilizadas no processamento de soluções de diferentes compostos, é dependente do tipo de módulo de membrana e das condições de operação tais como  $P_{TM}$ , concentração da alimentação, tamanho das bolhas, velocidade do gás, entre outros. Nesses casos, admite-se que o ar injetado causa condições hidrodinâmicas complexas dentro do módulo de membrana, que aumenta as tensões de cisalhamento na parede e reduz a incrustação das membranas (Chang e Judd, 2002).

Para Chang e Judd (2002), o *air sparging* mostra-se uma técnica simples e eficiente para melhorar o desempenho de membranas de MF e UF, embora pouca informação a respeito esteja disponível. Os autores estudaram dois tipos de *air sparging* para incremento do fluxo permeado: no primeiro, o ar foi injetado intermitentemente (*air-jet*) nas membranas e, no segundo, o ar foi introduzido como grandes bolhas nas membranas para produzir a circulação do conteúdo do biorreator (*air-lift*). Neste estudo, dois biorreatores foram utilizados para tratamento de esgoto. Retrolavagem foi empregada durante 2 min a cada período de 30 min de operação. Para fornecer oxigênio suficiente para a biomassa, um aerador foi instalado no fundo do biorreator. O equipamento utilizado pelos autores, com módulos de membranas tubulares feitas de poli(etersulfona), com diâmetro de poro de 0,2  $\mu\text{m}$  e diâmetro interno de 9,5 mm (Milleniumpore), pode operar nos dois modos de aeração. Em ambos os casos, o meio reacional circulava por dentro do lúmen.

No modo de operação *air-lift*, os autores observaram que não houve aumento do fluxo mesmo quando o regime de escoamento passou de borbulhante para *slug flow* e relacionaram este fato à baixa contribuição da resistência hidráulica total da camada de torta.

Para a operação com *air-jet*, os autores concluíram que, sem o uso de retrolavagem, os sólidos acumulam-se gradualmente no lúmen, causando entupimento significativo. Além disso, ressaltaram que, para este tipo de operação, o *air-jet* foi insuficiente para evitar o acúmulo de sólidos no interior das membranas.

A comparação dos dados obtidos para os dois modos de operação, sem retrolavagem, revela que o fluxo relativo, definido pela razão entre o fluxo permeado e o fluxo permeado inicial ( $J/J_0$ ), para o modo *air-jet* foi maior do que para o *air-lift* nas primeiras 100 horas de operação. Entretanto, o fluxo permeado para o modo *air-lift* apresentou valor estacionário, enquanto que o *air-jet* decaiu continuamente devido ao entupimento do lúmen (Chang e Judd, 2002). Segundo os autores, houve um fluxo permeado 43% mais alto para o modo de operação *air-lift*.

Além disso, é possível que as membranas utilizadas neste trabalho tenham pele externa (região seletiva do lado de fora dos tubos), que é o caso de boa parte das membranas comerciais, inclusive das membranas planas. Isso justificaria, em parte, os resultados obtidos, visto que a operação com efluente escoando pelo lúmen, para membranas com pele externa, aumentaria o entupimento dos poros.

Em ensaios de UF com membranas tipo fibra oca, Cabassud *et al.* (1997) verificaram que os efeitos do *air sparging* estão relacionados às tensões de cisalhamento nas paredes das membranas, induzidas pelas bolhas de ar que diminuem a deposição de partículas; pois, quanto maior a velocidade do ar, mais alto o fluxo permeado. Porém, existe um valor limite para a velocidade do ar, acima da qual o aumento não produz efeito significativo sobre o fluxo permeado. A injeção intermitente de ar foi menos eficiente do que a contínua, em condições experimentais semelhantes, apesar de produzir maiores valores de fluxo permeado, em comparação com a operação sem aeração.

O trabalho de Judd *et al.* (2001) compara os resultados do aumento na pressão transmembrana em um período determinado de tempo (5 min), que representa a taxa de formação de incrustação de duas unidades. Foram utilizadas membranas do mesmo material, para tratamento de um efluente sintético simulando esgoto doméstico, sendo uma de configuração com módulo externo e outra com módulo de membrana submerso, com características físicas semelhantes. Ambas foram operadas com *air sparging* e remoção de permeado pelo lado do casco. O *air sparging* teve um efeito pronunciado na transferência de massa do MBR com módulo de membrana submerso; o fluxo de bolhas produziu uma velocidade líquida de  $0,1 \text{ m.s}^{-1}$ , no MBR com módulo de membrana submerso, equivalente aos fluxos produzidos com velocidade de escoamento entre  $0,35$  e  $0,55 \text{ m.s}^{-1}$  para a

unidade com módulo externo. Os dados apresentados mostraram que a permeabilidade para o sistema MBR com módulo de membrana submerso foi quase o dobro da obtida para o sistema com módulo externo que operou com velocidade de escoamento de  $0,35 \text{ m.s}^{-1}$ , com a mesma taxa de incrustação.

Baseado na correlação entre o aumento da taxa de pressão transmembrana com a permeabilidade para sistemas submersos e com módulo externo, processando o mesmo efluente, o estudo experimental mostrou que o uso de *air sparging* em MBR aumentou o fluxo de 2 a 4 vezes.

Com o objetivo de verificar a possibilidade de utilizar fluxos permeados mais altos, quando as vazões de efluente a ser tratado são maiores e vice-versa, para permitir a redução de tamanho do sistema de tratamento, Chua *et al.* (2002) estudaram a operação de um MBR com membrana plana submersa, com retirada de permeado variável. O estudo foi conduzido em escala de laboratório, com membranas planas com tamanho de poro de  $0,4 \mu\text{m}$  e área de  $0,106 \text{ m}^2$  (Kubota), com efluente sintético simulando esgoto. As condições de operação do sistema foram mantidas constantes: TRH em 6 h, temperatura de  $20^\circ\text{C}$ , concentração de sólidos voláteis em suspensão entre  $6780$  a  $8720 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $\theta_c$  muito elevado (infinito, segundo os autores). O equipamento foi operado com permeação intermitente: 8 min com retirada de permeado e 2 min em relaxação. Os autores avaliaram dois níveis de fluxo permeado ( $10$  e  $25 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ ) e dois níveis de velocidade superficial do ar (aeração) para cada valor de  $J_p$ :  $201$  e  $220 \text{ mm.s}^{-1}$ , para o nível mais alto, e  $18$  e  $37 \text{ mm.s}^{-1}$ , para o nível mais baixo. A incrustação não foi observada para o fluxo permeado de  $10 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ , mesmo utilizando a velocidade do ar mais baixa. Já para o caso de  $J_p$  de  $25 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ , a incrustação foi claramente observada para a velocidade mais baixa. Também verificaram a existência de incrustação no nível de aeração mais alto, o que sugere que a operação nessa condição seria insustentável a longo prazo.

Bouhabila *et al.* (1998) realizaram ensaios em que um MBR de escala de laboratório de  $2,5 \text{ L}$  de volume, com um módulo submerso construído de fibras ocas de polissulfona (diâmetro de poro entre  $0,2$  a  $0,4 \mu\text{m}$  e área de filtração de  $0,016 \text{ m}^2$ ) no qual, para uma determinada vazão de ar, a vazão de permeado foi aumentada progressivamente e a  $P_{TM}$  monitorada. Nestes experimentos, para diferentes concentrações de lodo ( $4$ ;  $8,2$  e  $15,1 \text{ g SS.L}^{-1}$ ) e diversos níveis de aeração ( $20$ ,  $150$ ,  $400$ ,  $600$  e  $850 \text{ L.h}^{-1}$ ), observou-se, pelos gráficos de fluxo permeado em função da  $P_{TM}$  apresentados, que não houve uma diferença muito significativa no fluxo permeado, para os níveis mais altos de aeração. Com

isso, o uso de aeração em  $150 \text{ L.h}^{-1}$  seria a mais interessante das alternativas testadas. A investigação de níveis intermediários de aeração seria fundamental para a determinação da melhor condição de operação, embora os autores não tenham comentado a respeito. Apesar disso, os autores constataam que a resistência total ( $R_t = R_m + R_f$ ), nas condições de operação, diminuiu com o aumento da vazão de ar (mas não desapareceu), o que indica que o uso de retrolavagem periódica é importante, quando se opera o sistema acima das condições críticas.

De modo geral, não é interessante operar sistemas de membranas em condições acima do fluxo crítico, visto que o custo operacional aumenta para assegurar  $P_{TM}$  maiores. Com relação ao fluxo crítico, os autores observam que este foi praticamente independente da concentração de lodo ativado.

O efeito da redução da vazão de ar na  $P_{TM}$  foi avaliado por Ueda *et al.* (1997) para um MBR com módulos de membrana (fibra oca) submersos, utilizado para tratamento de efluente doméstico. Os módulos utilizados foram produzidos pela Mitsubishi com fibras de polietileno, com diâmetro de poro de  $0,1 \mu\text{m}$  e área de filtração de  $4 \text{ m}^2$ . Estes foram montados em pilhas de dois ou quatro módulos, constituindo uma “unidade de membrana”. Diferentemente dos casos anteriores (Chang e Judd, 2002, Cabassud *et al.*, 1997 e Judd *et al.*, 2001), o permeado foi retirado por vácuo, por dentro das fibras.

Efluente doméstico de assentamentos rurais foi utilizado e as condições de operação foram definidas com fluxo permeado de  $12,08 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ , tempo de retenção hidráulica de 13-16 h, concentração de sólidos suspensos entre  $8000\text{-}12000 \text{ mg.L}^{-1}$ ,  $\theta_c$  médio de 125 dias, carga de DBO de  $0,23 \text{ kg.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$  e temperatura variando na faixa de 14 a  $29^\circ\text{C}$ . O sistema foi operado com sucção intermitente, com 8 minutos de sucção seguidos de 2 minutos de relaxação. A vazão de ar dos difusores, instalados no fundo do tanque, foi mantida em  $700 \text{ L.min}^{-1}$ .

Ueda *et al.* (1997) observam que as bolhas produzidas nos difusores promoveram turbulência suficiente para agitar as fibras. Este é um fator importante para a filtração, visto que a turbulência permite o uso de  $P_{TM}$  mais baixas, o que indica que o desenvolvimento de torta na superfície das membranas é menor, nessas condições. Entretanto, os autores mostraram que a utilização de vazões de ar maiores do que  $700 \text{ L.min}^{-1}$ , para o caso em estudo, não influenciou a  $P_{TM}$ .

Os mesmos autores investigaram também, o efeito a longo prazo da redução da vazão de ar sobre a  $P_{TM}$ . Para isso, a vazão de ar foi mantida, por 20 h, em 50% do valor

considerado ótimo. Nesse período, houve elevação da pressão para manter o fluxo permeado e, quando a vazão de ar foi restabelecida, a pressão sofreu leve redução, porém não retornou ao valor inicial. Isso indica que, durante o período de operação com menor vazão de ar, a eficiência de remoção da torta diminuiu sensivelmente, causando um aumento considerável na pressão.

Alguns dias após a redução da vazão de ar, a sucção foi interrompida por sete dias e a aeração foi mantida no valor ótimo. Os autores observaram que, com o reinício da sucção, a pressão retornou ao valor obtido antes da redução da vazão de ar. Isso indica que a torta foi removida satisfatoriamente, pois os sólidos suspensos não se concentraram na superfície da membrana durante a operação sem sucção. A operação de aeração sem sucção (relaxação) poderia ser usada como método de limpeza dos módulos sem a sua retirada de dentro dos tanques.

Para investigar o efeito do aumento da intensidade de aeração, Ueda *et al.* (1997) reduziram o número de difusores e rearranjaram os módulos para concentrar o ar nos difusores remanescentes, mantendo a vazão de ar por difusor constante. A determinação da resistência  $R_t$  mostrou que o aumento da intensidade de aeração (de 408 para 612 L.m<sup>-2</sup>.min<sup>-1</sup> equivalente a 1,5 vezes) acarretou uma melhoria na eficiência de remoção da torta. Com isso, no projeto de MBR submersos, é importante aumentar a intensidade de aeração através da concentração de módulos em menores áreas.

De acordo com Cui *et al.* (2003), a aeração por fora das fibras induz o fluxo de líquido transversal às fibras e provoca o movimento lateral das mesmas, dependendo da soltura destas. O custo energético para produção de borbulhamento para as membranas submersas pode ser considerável, em comparação com o dos biorreatores convencionais, que se utilizam da aeração apenas para o processo biológico.

Le-Clech *et al.* (2003) estudaram os efeitos da aeração, concentração de biomassa e características das membranas no fluxo de um SBR. Para isso, foram testadas membranas tubulares fornecidas por Milleniumpore, com os seguintes tamanhos de poro: 200 kDa, 0,1 e 1 µm. Os autores constataram que o aumento na concentração de sólidos suspensos de 4000 para 8000 mg.L<sup>-1</sup> não teve efeito, embora o aumento para 12000 mg.L<sup>-1</sup> tenha duplicado o impacto da velocidade superficial do gás no fluxo crítico. De modo geral, o aumento na velocidade superficial do gás sempre aumenta o fluxo crítico. Os autores verificaram que a membrana com tamanho de poro de 0,1 µm teve os valores mais

baixos de fluxo crítico, enquanto que a membrana de 1  $\mu\text{m}$  produziu os resultados mais altos.

Quanto ao tamanho do lúmen, Le-Clech *et al.* (2003) observaram que as membranas com menor lúmen, de 6 mm, foram suscetíveis a entupimentos quando em operação com concentrações de biomassa superiores a  $8000 \text{ mg.L}^{-1}$ .

Segundo Cui *et al.* (2003), a utilização de bolhas geradas sob as fibras não só remove a camada de depósito sobre as membranas, por arraste, como produz um movimento de oscilação das fibras, se elas tiverem comprimento ligeiramente maior do que a distância entre as extremidades do feixe, o que facilita a remoção da torta. Embora as bolhas pequenas sejam mais adequadas à transferência de oxigênio, as bolhas grandes, com diâmetros entre 2 e 5 mm, são preferidas no borbulhamento de ar em SMBR, pois são bolhas que ascendem mais rapidamente e arrastam partículas em sua cauda. O uso de bolhas ainda maiores compromete a transferência de oxigênio.

Em oposição a essa tendência pode-se citar o trabalho de Sofia *et al.* (2004). Embora os autores não tenham especificado os tamanhos de bolhas utilizados, realizaram testes com dois aeradores diferentes: um para produzir bolhas grandes e outro para bolhas pequenas. Os autores observaram que as bolhas pequenas causaram altas velocidades de escoamento no SMBR, com intensidade de aeração de  $0,017 \text{ m}^3.\text{m}^{-2}.\text{s}^{-1}$ , criando maior cisalhamento do que o gerado por bolhas grandes. Esta diferença no cisalhamento evidencia-se comparando as frequências de limpeza, à mesma intensidade de aeração: para o sistema com bolhas grandes foi de 4 semanas, enquanto que para a unidade aerada com bolhas pequenas foi de 4 meses.

### 2.5.1.2 Parâmetros dimensionais e velocidades de escoamento

A velocidade de escoamento do meio no MBR é um parâmetro importante para a operação, uma vez que a convecção e a contra-difusão das espécies determinam a taxa de formação de incrustação. A convecção para a membrana é função do fluxo permeado e a contra-difusão está relacionada à turbulência. O uso de maiores velocidades aumenta o cisalhamento na superfície da membrana e melhora o contra-transporte no seio da solução.

O cisalhamento modifica a composição e as características da suspensão de flocos biológicos; a recirculação intensiva quebra os flocos, desestruturando-os, e alterando a distribuição de tamanhos das partículas presentes. Segundo Wisniewski e Grasmick



(1998), a presença de partículas pequenas e vários polímeros, resultantes da quebra dos flocos, explicaria a natureza da incrustação provocada pelos sólidos em suspensão dos MBR. Com isso, a fração sedimentável diminui em função da redução de tamanho dos flocos e da liberação de biopolímeros, cujas características podem restringir a sedimentabilidade da suspensão. Logo, a fração não-sedimentável parece ser a principal responsável pelo entupimento das membranas.

Os parâmetros dimensionais do biorreator foram avaliados por Liu *et al.* (2000), através de um modelo em que o biorreator foi aproximado por um reator *air-lift* com *loop* interno, em associação com os dados obtidos em experimentos. Os experimentos foram realizados em dois MBR piloto, com módulos de membranas submersos para tratamento de esgoto doméstico. Em uma das unidades, as membranas foram do tipo fibra oca, de polietileno, com diâmetro de poro de 0,1  $\mu\text{m}$  (Mitsubishi). As membranas estavam arranjadas em onze módulos, sendo cada um com 4  $\text{m}^2$  de área, instalados paralelamente no reator. Como condições de operação usaram concentração de sólidos suspensos de 4  $\text{g.L}^{-1}$  e TRH de 11,5 h. Os autores relataram que o fluxo permeado, durante todo o período de teste, foi mantido em 5,21  $\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ . A operação foi conduzida intermitentemente, com 13 minutos de sucção e 4 de relaxação.

A outra unidade, embora com configuração semelhante à primeira, empregou apenas oito módulos, cujas membranas tinham tamanho de poro de 0,4  $\mu\text{m}$ , instalados paralelamente, em duas camadas com quatro módulos. Nesta unidade, o fluxo permeado foi de 10,42  $\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ .

Os efeitos da variação da velocidade de escoamento na pressão transmembrana e em sua taxa de aumento foram analisados. Liu *et al.* (2000) observam que as pressões transmembrana aumentaram com o tempo, mas a taxa de aumento foi menor para maiores velocidades de escoamento. Para velocidades de escoamento abaixo do valor crítico (0,3  $\text{m.s}^{-1}$ ), a pressão transmembrana aumentou bruscamente com o decréscimo desse parâmetro. Os autores afirmaram que este resultado pode ser devido à rápida deposição de sólidos suspensos na superfície e ao aumento correspondente à resistência de filtração da membrana, quando operada com velocidades de escoamento inferiores a 0,3  $\text{m.s}^{-1}$ . Quando a velocidade é maior que o valor crítico, a taxa de aumento de pressão transmembrana tende a estabilizar-se. As velocidades de *air-lift* em SMBR foram medidas experimentalmente e podem ser consideradas como sendo aproximadamente iguais às velocidades de escoamento ao longo da superfície das membranas. Além disso, os autores observaram que a distribuição de velocidades foi simétrica no reator.

Liu *et al.* (2000) também observaram que, com um aumento na intensidade de aeração, definida como vazão de ar por área da seção transversal do reator, a velocidade média de escoamento na superfície das membranas aumentou. Entretanto, esta taxa de aumento diminuiu gradualmente, uma vez que um excesso no suprimento de ar não tem efeito no aumento da velocidade de escoamento ao longo da superfície da membrana.

Com relação ao modelo desenvolvido por Liu *et al.* (2000), os resultados obtidos apresentaram boa concordância com os dados experimentais, para a faixa de vazões utilizada. Outros resultados destes autores relativos à modelagem não serão discutidos aqui, visto que não fazem parte do escopo deste trabalho.

### **2.5.2 Projeto dos feixes**

Nesta seção, serão abordados aspectos de projeto de feixes para biorreatores com membranas do tipo fibra oca submersas, com retirada de permeado pelo lúmen, tendo em vista que este é o tipo de MBR desenvolvido e estudado neste trabalho. Fatores como borbulhamento, densidade de empacotamento, espaçamento entre fibras são tratados brevemente, enquanto que as dimensões das fibras, o aerador e a orientação das fibras são analisados com mais detalhe. De modo geral, objetivo da otimização do projeto e construção dos feixes é obter melhores condições hidrodinâmicas, para produzir um melhor desempenho do MBR.

Em relação ao borbulhamento, depósitos sobre as superfícies das fibras podem ser minimizados quando estas, instaladas verticalmente e com comprimento suficiente para permitir oscilação, são submetidas a fluxos de bolhas ascendentes com velocidade suficiente para manter uma determinada tensão de cisalhamento, bem como o movimento lateral das fibras.

Segundo Mahendran *et al.* (1997) e Henshaw *et al.* (1998), as fibras usualmente são cerca de 2% maiores do que a distância entre as extremidades do feixe. Tipicamente, o aumento no comprimento é menor do que 1% dessa distância, para que o movimento das fibras fique restrito a uma região. Mahendran *et al.* (1997) afirmam que, por alguma razão desconhecida, fibras que são entre 5% e 10% mais longas do que a distância entre as extremidades do feixe tendem a sofrer cortes na região próxima à resina e aquelas 10% maiores tendem a se agrupar na zona de bolha.

No sistema proposto por Mahendran *et al.* (1997), as fibras estão praticamente livres do contato entre fibras após a colagem das extremidades, que são mantidas afastadas, verticalmente, por espaçadores.

O permeado pode ser retirado por apenas uma extremidade do feixe, usualmente a superior, ou por ambas. Para feixes com área de membrana maior do que 200 m<sup>2</sup>, geralmente utilizam-se as duas extremidades para retirada de permeado.

Segundo Henshaw *et al.* (1998), os feixes são configurados para que todas as conexões, para fluidos entrando ou saindo do feixe, sejam instaladas na extremidade superior. O permeado é, normalmente, retirado pela extremidade superior ou por um tubo que conecta ambas extremidades. O arranjo das fibras no feixe pode ser em espiral, em círculos concêntricos ou em arranjos planos (como num trocador de calor). Um aerador em formato de estrela (ou outro formato) é instalado próximo à base das fibras. Normalmente, o feixe opera submerso em um tanque à pressão atmosférica.

De modo geral, para a colagem das fibras e, conseqüentemente, para a construção de cada extremidade do feixe, utiliza-se uma resina rígida, como epóxi (Mahendran *et al.*, 1997 e Henshaw *et al.*, 1998). Além disso, pode-se depositar uma lâmina de poli(uretano) sobre a resina epóxi, para amortecer o movimento das fibras na extremidade do feixe.

#### 2.5.2.1 Dimensões das fibras

Segundo Mahendran *et al.* (1997), as fibras usadas na confecção de feixes podem ser produzidas a partir de qualquer material adequado para a fabricação de membranas flexíveis e devem ter diâmetro de poro médio típico de MF, da ordem de 1000 a 10000 Å. Os polímeros utilizados para confecção de fibras são polissulfonas, policarbonatos, polímeros celulósicos, polipropileno, policloreto de vinila, poli(etilenotereftalato), polietileno, polipropileno, poli(éter-imida), dentre outros.

Para membranas tipo fibra oca, de acordo com Mahendran *et al.* (1997) e Henshaw *et al.* (1998), o diâmetro externo da fibra é de pelo menos 20 µm e pode atingir até 3 mm, tipicamente na faixa entre 0,1 a 2 mm. A espessura da parede da fibra pode ser de 0,5 µm até 1,2 mm, normalmente sendo de 15 a 60% do valor do diâmetro externo, preferencialmente entre 0,5 e 1,2 mm. O número de fibras em um arranjo é arbitrário e depende da área de membrana necessária. Para aplicações comerciais, geralmente, são usadas áreas entre 10 e 100 m<sup>2</sup>. A distância entre centros de fibras adjacentes está na faixa de 1,2 a 5 vezes o diâmetro externo da fibra, normalmente, entre 1,5 e 2 vezes o diâmetro

externo. Os autores sugerem que a densidade de empacotamento varie entre 4 e 50 fibras/cm<sup>2</sup>, dependendo do diâmetro externo das fibras.

Segundo Mahendran *et al.* (1997), o comprimento das fibras é determinado pelas condições de operação a que está submetido o feixe. Normalmente, as fibras têm de 1 a 5 m de comprimento, dependendo das dimensões do tanque em que o feixe está instalado.

Henshaw *et al.* (1998) realizaram testes com dois feixes comparando os resultados obtidos, com relação ao comprimento das fibras em comparação com a distância entre as extremidades do feixe. Os ensaios foram realizados em um biorreator para tratamento de efluente contaminado com etilenoglicol, com feixe com área de 6,7 m<sup>2</sup>. A aeração foi feita por um tubo inserido entre as fibras, com furos que produzem um fluxo lateral de bolhas junto à extremidade inferior do feixe. Um dos testes foi conduzido com fibras esticadas e o outro teve as extremidades aproximadas em cerca de 2,5% da distância original entre as extremidades, permitindo que as fibras ficassem mais soltas, possibilitando oscilação. A concentração de sólidos suspensos foi de 17 g.L<sup>-1</sup>, a vazão de ar foi de 212,4 L.min<sup>-1</sup>, a temperatura igual a 10,5 °C e a sucção nas fibras de 25,4 cm Hg. Os autores observaram que o valor do fluxo do estado estacionário para as fibras esticadas (11,5 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>) foi cerca de 30% mais baixo do que o valor obtido com o feixe com fibras soltas, utilizando retrolavagem em ambos os casos para manter o fluxo de constante.

Outras considerações incluem a profundidade do tanque no qual o feixe deve ser instalado, bem como o posicionamento das conexões de líquido e de ar, além dos padrões de convecção no tanque.

Segundo Mahendran *et al.* (1997), a escolha do espaçamento entre as fibras na extremidade do feixe determina a densidade de empacotamento. Na região da extremidade, porém, o espaçamento não afeta substancialmente o fluxo específico durante a operação. A densidade de fibras deve ser tal que a relação de área de membrana por volume de líquido seja máxima, porém sem prejudicar a circulação de líquido através do feixe. Além disso, os autores sugerem que, durante a montagem, se permita que a distância entre as extremidades do feixe sejam ajustáveis, visto que o comprimento das fibras tende a mudar durante a operação. Essa modificação de comprimento depende da composição das fibras e do espaçamento entre as extremidades.

A oscilação das fibras, em função do borbulhamento, propicia menor formação de torta sobre a superfície filtrante. Cui *et al.* (2003) afirmam que as fibras com menor diâmetro são mais flexíveis e movimentam-se mais facilmente quando as bolhas passam,

em comparação com fibras de diâmetros maiores. A flexibilidade pode ser obtida pela folga das fibras.

#### 2.5.2.2 Aerador

Segundo Mahendran *et al.* (1997) e Henshaw *et al.* (1998), a aeração pode ser contínua ou intermitente, com vazão de ar proporcional ao número de fibras. Geralmente, a vazão de ar está na faixa de 28,2 a 840 mL.min<sup>-1</sup> por fibra, tipicamente entre 84 e 252 mL.min<sup>-1</sup> por fibra. A área de membrana não é utilizada para definir a quantidade de ar, visto que as bolhas percorrem o comprimento de cada fibra, verticalmente. Mahendran *et al.* (1997) salientaram que os melhores resultados foram obtidos com aeração contínua e que a quantidade de ar fornecida depende do tipo de efluente, das necessidades da biomassa e da susceptibilidade de entupimento da superfície das fibras. É necessário que haja oxigênio suficiente para manter a atividade microbiana.

Mahendran *et al.* (1997) afirmam que os orifícios do aerador devem estar próximos o suficiente das fibras para produzir colunas de bolhas com diâmetro maior do que 1 mm, para manter as superfícies das fibras livres de microorganismos aderidos e depósitos de partículas e, com isso, possibilitar a operação com fluxo permeado relativamente alto e estável, por várias semanas ou meses. Esta é a principal vantagem sobre os módulos convencionais, que são submetidos à limpeza quase todos os dias e, às vezes, com frequência ainda maior.

Henshaw *et al.* (1998) avaliaram a posição do aerador dentro ou fora dos feixes. Os testes foram realizados em um biorreator tratando uma solução de etilenoglicol, com feixes cilíndricos, com área de membrana de 0,16 m<sup>2</sup>, aerados com 3,5 L.min<sup>-1</sup>. No primeiro teste, o ar foi introduzido por entre as fibras, junto à extremidade inferior, dentro do feixe. No segundo teste, o ar foi injetado na periferia do feixe. Em ambos os casos, os furos no tubo do aerador foram orientados de modo que o ar fosse liberado no plano horizontal para que as bolhas entrassem lateralmente no feixe, entre as fibras e, posteriormente, ascendessem junto a elas. Após atingir o valor de equilíbrio, o fluxo foi mantido por retrolavagem em intervalos regulares. O fluxo obtido para o teste com aeração interna (9,9 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>) foi cerca de quatro vezes maior do que o fluxo registrado no teste com aeração na periferia do feixe (2,6 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>), indicando um melhor desempenho para o primeiro caso.

### 2.5.2.3 Orientação das fibras

Fane *et al.* (2002) fizeram experimentos com uma célula de fluxo cruzado (módulo externo) para fibras ocas e também com um tanque para módulos submersos com orientação vertical das fibras (com comprimento de 0,3 a 0,5 m), para permitir a avaliação da influência da orientação das fibras e do espaçamento entre elas. Em ambos os sistemas foram utilizadas fibras de polipropileno, com diâmetro de poro de 0,2  $\mu\text{m}$  e diâmetro externo de 0,65 a 2,7 mm. A biomassa usada foi fermento de panificação, com tamanho celular médio de 5  $\mu\text{m}$ . O efeito do borbulhamento foi avaliado em ensaios realizados, com  $P_{TM}$  fixa para diferentes vazões de ar, para fibras com dois diâmetros distintos. Os autores verificaram que a configuração do módulo teve efeito crucial sobre o desempenho do sistema, sendo que os melhores resultados foram obtidos com fibras em orientação axial, baixa densidade de empacotamento e fibras de menores diâmetros. Para baixos fluxos permeados, o efeito da vazão de ar foi significativo, porém diminuiu para altos fluxos.

De acordo com os autores, para a operação sem borbulhamento, a orientação das fibras não interferiu significativamente no fluxo permeado, para as fibras com diâmetros maiores. Além disso, Fane *et al.* (2002) verificaram que algumas características do escoamento, tais como cisalhamento na parede em torno da fibra com orientação transversal, movimento das fibras, formação de vórtice e impacto inercial tiveram efeito no comportamento da filtração para fibras com diâmetros diferentes.

Para filtração com borbulhamento, a orientação axial apresentou menor declínio de fluxo, para as fibras com os dois diâmetros. Embora o efeito da orientação das fibras pareça ser menor com borbulhamento, é preferível utilizar a orientação axial, visto que os autores verificaram a presença de bolhas presas entre as fibras quando da utilização de orientação transversal.

Com relação à orientação dos feixes no biorreator, Henshaw *et al.* (1998) utilizaram feixes com extremidades retangulares, alinhados em três posições diferentes. Foram testados os alinhamentos: (i) horizontal, com a dimensão mais longa da extremidade alinhada com o fundo do tanque (ii) horizontal, com a dimensão mais curta da extremidade alinhada com o fundo do tanque e (iii) vertical. Os autores verificaram que a orientação vertical das fibras produz o maior fluxo médio, em 24 horas, o que é razoável, visto que as bolhas podem percorrer a superfície das fibras por maior tempo, em comparação com as outras duas configurações.

Ainda segundo Henshaw *et al.* (1998), as fibras utilizadas nos testes foram idênticas, com diâmetro de poro de 0,2  $\mu\text{m}$ , bem como foram mantidas as mesmas condições de operação (TSS = 8  $\text{g.L}^{-1}$ ; T = 19°C; vazão de ar por feixe = 212,4  $\text{L.min}^{-1}$ ; sucção nas fibras de 25,4 cm Hg). O permeado foi retirado através de uma bomba com NPSH de 0,3 bar e as condições foram mantidas constantes até que o fluxo estivesse praticamente constante, sendo este o valor de equilíbrio. Depois disso, cada feixe foi submetido à retrolavagem por 30 segundos, com permeado, a cada 5 minutos, para manter o fluxo no valor de equilíbrio.

### 2.5.3 Retrolavagem

Uma vez tendo-se observado a redução de fluxo permeado por formação de torta ou entupimento dos poros da membrana, a retrolavagem é uma técnica bastante eficiente para recuperação do fluxo. A retrolavagem empurra as partículas aderidas à estrutura dos poros para o líquido e remove, parcialmente, a torta formada na superfície das membranas. A frequência e a vazão de retrolavagem estão relacionadas às condições de operação dos MBR e às características do efluente a ser tratado.

De todas as técnicas empregadas para a manutenção do fluxo permeado em valores relativamente constantes, a mais utilizada é a retrolavagem. Côté *et al.* (1997) mostram que a operação com fluxo permeado estável, durante longos períodos de tempo, foi possível com o uso de retrolavagem. Os testes foram realizados em duas plantas piloto de MBR com módulo de membrana submerso, com membranas tipo fibra oca de UF de 200 kDa produzidas por Zenon, para tratamento de efluente municipal bruto, sendo o permeado retirado por sucção por ambas extremidades. As condições de operação para as unidades identificadas como A e B são mostradas da Tabela 2-3. Uma das unidades, além do MBR, era provida de um tanque anóxico para promover a etapa de desnitrificação no processo.

**Tabela 2-3 – Condições de operação para as unidades utilizadas por Côté *et al.* (1997)**

Planta	SST ( $\text{g.L}^{-1}$ )	$\theta_c$ (dias)	TRH (h)	T (°C)
A	5-15	5-10	2	26-33
B*	15	50	9	17-21

\*unidade com tanque anóxico.

As condições para retrolavagem para as unidades A e B foram de uma vez (30 s) a cada 15 min e uma vez (15 s) a cada 15 min, respectivamente. Segundo Côté *et al.* (1997), durante o período de operação das unidades (A: 5 meses e B: um ano), nos dois estudos,

não foi necessário remover as membranas dos tanques para limpeza, uma vez que as seguintes condições foram suficientes para manter o fluxo permeado e as pressões transmembranas estáveis: A - retrolavagem por 15 min, uma vez por semana e B - recirculação de permeado clorado por 15 min, uma vez por semana.

De acordo com os autores, as duas unidades obtiveram melhores resultados de remoção de matéria orgânica, quando comparadas com os tratamentos biológicos convencionais (lodo ativado e biofiltros) realizados nos locais onde as plantas foram instaladas. Mesmo operando com TRH de 2 h e  $\theta_c$  entre 5 e 10 dias, a remoção de amônia da unidade A foi de 80%. Já na unidade B, que operou com  $\theta_c$  de 50 dias e estágios de nitrificação e desnitrificação, a remoção de amônia foi quase completa (99%). Nesta unidade, a remoção de nitrogênio total foi de cerca de 80%.

No estudo de Bouhabila *et al.* (2001), foram realizados ensaios em três equipamentos piloto (BR1, BR2 e BR3), com módulo de membrana submerso, e remoção de permeado por vácuo. Os biorreatores eram providos de membranas fibra oca, fornecidas por Zenon Env. (área de permeação de 0,5 m<sup>2</sup> e tamanho de poro de 0,1 µm), arranjadas em “U”. Foram realizados testes com leite diluído, equivalente às águas de lavagem das indústrias de laticínios, com carga orgânica de 5,7 kg DQO.m<sup>-3</sup> por dia. Os três biorreatores foram operados com a mesma vazão de ar (30 L.min<sup>-1</sup>) e o mesmo tempo de retenção hidráulica (3,3 h), porém com diferentes  $\theta_c$  (10, 20 e 30 dias). De acordo com os autores, a DQO do permeado reduziu-se de 41 para 20 mg.L<sup>-1</sup>, quando o  $\theta_c$  foi aumentado de 10 para 30 dias, aumentando a eficiência de remoção. Porém, como o teor de biomassa não foi controlado nos reatores, é possível que estes resultados estejam associados a uma maior concentração de lodo no reator que operou com  $\theta_c$  mais alto. Os autores afirmam que a biodegradação depende do  $\theta_c$ , visto que a DQO do permeado deve-se à presença de solutos ou colóides com tamanho inferior a 0,1 µm.

No biorreator BR3, as membranas foram submetidas à retrolavagem periódica (15 s a cada 5 min). As lavagens foram feitas com água clorada, quando a permeabilidade atingia valores menores do que 10% da inicial. A variação da permeabilidade dos biorreatores BR1 e BR3 foram comparadas durante o período de testes; a permeabilidade inicial do reator que operou com retrolavagem foi cerca de 130% maior do que a obtida para o BR1. Evidentemente, isso também influenciou a frequência de lavagens químicas dos feixes, pois, durante o mesmo período de teste, o feixe do BR1 foi submetido à lavagem por três vezes, ao passo que o BR3, apenas uma. A resistência hidráulica foi



reduzida por um fator de 3,5 pelo uso de retrolavagem com frequência de 5 s a cada 15 min de filtração. No entanto, embora possivelmente não tenha efeito preponderante,  $\theta_c$  também pode ser parcialmente responsável pela variação da concentração de compostos como colóides e solutos causadores de incrustação.

A remoção de DQO não é dependente apenas da biodegradação, mas também da capacidade de retenção da membrana ou camada dinâmica que se deposita sobre sua superfície. Porém, segundo Bouhabila *et al.* (2001), a queda na permeabilidade foi imediata e, provavelmente, devida à presença de colóides e emulsões de gordura, não por formação de torta. No caso de tratamento de esgoto doméstico, a redução da permeabilidade é menor, em virtude da ausência de emulsões de gordura. Apesar de operar com uma concentração maior de biomassa, a redução da permeabilidade foi mais lenta para o BR3, nos primeiros 20 dias, pelo uso de retrolavagem periódica. Além disso, a retrolavagem diminuiu a necessidade de limpeza química.

#### 2.5.3.1 Aeração e retrolavagem

O uso combinado de aeração e retrolavagem permite a operação com fluxo permeado relativamente alto, sem aumento exagerado da resistência relativa à incrustação. O estudo de Bouhabila *et al.* (2001) mostrou que as condições de retrolavagem são de fundamental importância para a redução da resistência hidráulica total. Os autores estudaram o efeito de diferentes vazões de ar e condições de retrolavagem, em um equipamento piloto, filtrando lodo ativado com concentração de sólidos suspensos de 27 g.L<sup>-1</sup>.

Em experimentos em que a vazão de ar variou de 0,6 a 2,4 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>, Bouhabila *et al.* (2001) verificaram que, com baixos fluxos permeados, a vazão de ar quase não apresenta influência sobre o fluxo, porque o fenômeno de adsorção não é sensível às condições hidrodinâmicas. Para altos fluxos permeados, o efeito do fluxo de ar é bastante significativo e vazões mais altas são preferíveis. Além disso, observaram que as condições de retrolavagem são bastante importantes para a redução da resistência à transferência de massa.

Os autores investigaram o efeito de diferentes ciclos de retrolavagem/filtração, mantendo a vazão do aerador constante, sobre a resistência à permeação e também compararam os resultados com o de um experimento em que o ciclo retrolavagem/relaxação/filtração foi avaliado. Foram estudados os ciclos de 05:15, 04:05 e 10:15, para retrolavagem/filtração, em que os tempos de retrolavagem são expressos em s e

os de filtração, em min, respectivamente. O experimento que incluiu a relaxação foi realizado com 5 min de retrolavagem, 10 s de relaxação e 10 min de filtração. Em comparação com a permeação sem retrolavagem, a influência das condições de retrolavagem é clara: qualquer das condições reduz a resistência hidráulica, com relação aos testes feitos somente com aeração. Entretanto, a operação com relaxação e a com ciclo de 05:15 pareceram ser mais eficientes que as outras, em especial, quando o fluxo permeado foi alto.

De acordo com Chang e Judd (2002), a retrolavagem tem influência levemente maior do que a injeção de ar nas membranas, embora o uso combinado de injeção de ar e retrolavagem seja o que produz fluxos permeados maiores, ou seja, há menor influência da polarização de concentração.

Os experimentos de Chang e Judd (2002) foram realizados em um equipamento de laboratório, provido de membranas tubulares de poli(etersulfona), com diâmetro interno de 9,5 mm, fornecidas por Milleniumpure, com tamanho de poro de 0,2  $\mu\text{m}$ . A operação combinando aeração e retrolavagem produziu fluxo estável na faixa de 30 a 32  $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ , enquanto a operação utilizando apenas retrolavagem obteve desempenho inferior, com fluxo de aproximadamente 22  $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ , embora poucos dados tenham sido obtidos nessa condição. A operação com *air sparging* apresentou fluxos ainda menores, da ordem de 17 a 20  $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ . A remoção de DQO, para todos os períodos de operação, foi superior a 93%.

Para um sistema com módulo submerso operando com *air-jet*, com e sem retrolavagem, Chang e Judd (2002) observaram que a retrolavagem produziu um fluxo estável de cerca de 70% do fluxo inicial após 150 h, enquanto a operação sem retrolavagem teve como resultado declínio de fluxo para aproximadamente 10% do valor inicial, após 300 h. Com isso, os autores verificaram que o modo de operação *air-jet* foi insuficiente para evitar o acúmulo de sólidos e que a utilização de retrolavagem foi fundamental para esse tipo de operação, pois a investigação do módulo mostrou que, aparentemente, os sólidos acumularam-se no lúmen, acarretando o entupimento.

#### 2.5.3.2 Retrolavagem com ar

Diferentemente das condições usuais de retrolavagem, Kopp *et al.* (1990) desenvolveram modos de operação e limpeza de filtros de fibra oca. Basicamente, nestas técnicas de operação, a solução é alimentada sob pressão na carcaça e o permeado, retirado

pelo lúmen. A limpeza é feita através da introdução de um líquido pressurizado pelo lúmen, para desprender uma parte dos sólidos retidos, seguida de injeção de um gás pressurizado a cerca de 6 bar. Esse gás passa através das fibras e provoca a dilatação de parte dos poros, desalojando os sólidos ali retidos e “lavando” as superfícies externas das fibras, devido ao borbulhamento vigoroso. Para tanto, é necessário que o gás seja aplicado a uma pressão suficiente para superar a resistência ao escoamento de gás imposta pela tensão superficial da fase contínua do filtrado dentro dos poros das membranas. Por fim, a técnica de limpeza considera a variação da pressão da carcaça enquanto o gás é injetado no lúmen. Os autores ainda descreveram várias técnicas de limpeza, variando o modo de pressurização/despressurização da carcaça. De acordo com Kopp *et al.* (1990), a retrolavagem com gás tem a secagem parcial das fibras como efeito indesejável. Bolhas pequenas de gás são retidas nos poros dentro das paredes das fibras onde, efetivamente, bloqueiam a filtração.

Visvanathan *et al.* (1997) estudaram o efeito da utilização de retrolavagem com ar na manutenção da estabilidade do fluxo permeado de um MBR com membranas de polietileno, com tamanho de poro de 0,1  $\mu\text{m}$ , submersas. Este biorreator foi usado no tratamento de efluente doméstico. O teor de sólidos suspensos no reator foi mantido na faixa de 4800 – 5300  $\text{mg.L}^{-1}$ . A operação foi conduzida alternando-se as etapas de filtração e retrolavagem com ar, através de um sistema de válvulas-solenóides, por tempos equivalentes. Para tanto, foram utilizados dois feixes, cada um com 1  $\text{m}^2$  de área, e, enquanto um deles era submetido à retrolavagem, o outro permanecia filtrando. Foram testados diversos tempos de filtração e retrolavagem, variando de 5 a 60 min para cada operação, e comparados com a operação sem interrupção para retrolavagem. Os autores reportaram que, com a operação contínua, isto é, sem o uso da retrolavagem com ar, o fluxo permeado obtido foi de 8,33  $\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ , enquanto que os valores para a operação com filtração intermitente foram até cerca de 4 vezes maiores, para ciclos curtos de 10 e 15 minutos.

No entanto, os autores observaram que, para os ciclos de 60 min de filtração e o mesmo tempo de retrolavagem, o fluxo permeado teve a melhor recuperação por efeito do maior período de permeação de ar. Em contrapartida, a operação nestas condições mostrou que a queda no fluxo foi a mais acentuada, em comparação com as demais condições testadas, devido ao maior tempo de filtração.

Embora a operação com ciclos curtos, de 5 min de filtração e 5 min de retrolavagem, produza um fluxo permeado bastante estável, durante um período de cerca

de 8 h, há um tempo morto (tempo entre o início da filtração até o momento da produção de permeado) que afeta o volume de permeado acumulado. Em função disso, os autores sugerem que, para as campanhas longas, o ciclo de 15 min de filtração e 15 min de retrolavagem mostrou-se a melhor condição de operação, dentre as testadas.

Os autores também testaram tempos de residência de 3, 6 e 12 h e concluíram que a operação estável foi obtida com TRH de 12 h; a redução dos tempos de retenção acarretou na formação de torta na superfície das membranas, aumentando a  $P_{TM}$ .

Além disso, Visvanathan *et al.* (1997) sugeriram que o lodo seja drenado periodicamente, durante operações longas, visto que observaram um acúmulo constante de matéria inorgânica no biorreator, o que pode causar redução no desempenho, com relação à remoção de matéria orgânica.

Dando continuidade ao trabalho de Visvanathan *et al.* (1997), Parameshwaran *et al.* (1999) modificaram o aparato experimental, removendo o sistema de aeração do tanque, para investigar a utilização dos períodos de retrolavagem com ar como única fonte de oxigênio para a biomassa. Os autores utilizaram feixes de membranas com tamanho de poro de 0,2  $\mu\text{m}$ ; eles avaliaram o efeito da pressão do ar na retrolavagem, mantendo fixos os tempos de filtração e retrolavagem, em 15 min para cada operação, durante períodos de até 5 h. Destes testes, concluíram que o uso de maiores pressões para a retrolavagem com ar produz melhores resultados de recuperação de fluxo, a longo prazo. Além disso, observaram que a operação utilizando retrolavagem com ar permite uma melhoria de 90%, em comparação com a operação contínua, em 26 h de operação.

Com relação à transferência de oxigênio, Parameshwaran *et al.* (1999) verificaram que a eficiência dos feixes de membranas é superior à dos difusores de ar feitos de pedra porosa, possivelmente, em função da formação de bolhas menores e pela geração de área aerada efetiva maior. Apesar disso, os autores não relatam se o ar fornecido ao biorreator foi suficiente para manter a biomassa em suspensão, produzindo adequada turbulência. Se isso não ocorre, pode haver acúmulo de biofilme sobre as membranas ou mesmo decantação de flocos no tanque.

Em experimentos mais longos, a variação da  $P_{TM}$  com o tempo foi avaliada para diferentes TRH (3, 6, 10, 15 h). Para o tempo de retenção de 3 h, a  $P_{TM}$  estabilizou-se rapidamente, ao contrário das demais condições de TRH em que a estabilização só ocorreu no final de cada corrida. Os autores atribuíram o rápido aumento de  $P_{TM}$ , no início da operação com TRH de 3 h, à incrustação coloidal da membrana, causada pelo depósito de macromoléculas e colóides. A incrustação coloidal é função do volume filtrado, ou seja,

quanto maior a quantidade de líquido filtrado, maior será a quantidade de colóides e macromoléculas que serão levados aos poros das membranas e, conseqüentemente, maior a possibilidade de ocorrência de incrustação coloidal. Além disso, observaram que, diferentemente das operações com TRH maiores, a corrida com TRH de 3 h apresentou quedas de fluxo e, com isso, houve a necessidade de se fazer limpezas químicas. Para esta condição, os autores inferiram que o aumento na  $P_{TM}$  ocasionou a compactação da camada de torta e a incrustação interna, que não pode ser removida pela retrolavagem com ar. Com isso, os autores sugeriram que o TRH ótimo para operação está entre 3 e 6 h.

Parameshwaran *et al.* (1999) usaram a permeação com ar, com as membranas submersas em água da rede, como técnica de limpeza e verificaram que esta operação gerou turbulência suficiente para permitir a remoção da camada de torta.

Os autores ressaltaram que a permeação utilizando retrolavagem com ar pode resultar em economia pela eliminação dos difusores de ar convencionais e pela melhoria do fluxo permeado; há também a possibilidade de operação com altas taxas de processamento, o que implica no projeto de unidades menores, resultando em redução de custos construtivos.

Parameshwaran *et al.* (2001) estudaram um biorreator com módulo externo fixando um limite máximo para  $P_{TM}$  (0,2 bar), permitindo a variação do tempo do ciclo de acordo com o fluxo permeado fixado, para verificar o efeito do fluxo e da concentração de alimentação, mantidos constantes, no tempo do ciclo, no consumo de energia, bem como na formação de torta e incrustação. O efluente utilizado era oriundo da indústria cervejeira, após tratamento em um reator anaeróbico de fluxo ascendente e em um reator aeróbico de batelada seqüencial. O módulo de membrana tipo fibra oca tinha 1 m<sup>2</sup> de área superficial. As membranas eram de polipropileno, com tamanho de poro de 0,2 µm. Os testes foram realizados em períodos de 4 a 6 horas alternando-se as etapas de permeação e retrolavagem com ar a 6,0 bar, sendo que a retrolavagem era acionada sempre que a  $P_{TM}$  atingisse 0,2 bar.

Parameshwaran *et al.* (2001) também observaram que, quanto mais alto for o fluxo imposto, mais difícil é atingir a  $P_{TM}$  inicial durante ciclos subseqüentes. Como conseqüência, a operação com fluxos mais altos requer limpezas químicas mais freqüentes. Da mesma forma, os autores afirmaram que, em experimentos realizados com diferentes  $P_{TM}$  máximas, especificamente, 0,2 e 0,5 bar, para os mesmos volumes de filtrado, o uso da  $P_{TM}$  mais alta implica em aumento na resistência da membrana, devido à incrustação mais acentuada, que leva à necessidade de limpezas químicas mais freqüentes.

Com relação ao consumo energético, os autores concluíram que a retrolavagem com ar requer muito mais energia do que a retirada de permeado, indicando que a operação com fluxos mais baixos, que demanda retrolavagem com menos frequência, tem menor custo energético por m<sup>3</sup> de efluente tratado.

Scott *et al.*(1998) estudaram um biorreator com módulo externo de cerâmica no tratamento de efluente da indústria alimentícia, operando alternadamente com permeação e retrolavagem com ar. Para investigar a eficiência das membranas como aeradores, os autores compararam a transferência de oxigênio de membranas com tamanho de poro variando entre 0,2 e 1,2 µm, com vazão de ar de 2,5 L.min<sup>-1</sup> a 0,5 bar, com um aerador convencional tipo anel, nas mesmas condições. Estes testes mostraram que todas as membranas testadas foram de 20 a 70% mais eficientes do que o aerador, sendo que a membrana com menor diâmetro de poro teve a maior eficiência.

Lee *et al.*(2001) testaram a utilização de retrolavagem com ar em um SMBR anaeróbio com membranas de ésteres de celulose, com tamanho de poro de 0,5 µm. O biorreator era utilizado para tratamento de efluente de criação de porcos. Em uma primeira etapa do trabalho, os autores estabeleceram que o tempo de retrolavagem era automaticamente determinado pela  $P_{TM}$ . Entretanto, esta técnica de operação não produz fluxo permeado suficiente na operação de longo prazo, visto que o tempo de permeação foi reduzido e o da injeção de ar, aumentado, em função da incrustação. Mantendo os tempos de permeação e retrolavagem constantes (10 min e 5 s, respectivamente), os autores observaram a produção de maior volume de permeado.

Os autores mantiveram a pressão do ar utilizado na retrolavagem em 4 bar. Sem a utilização de retrolavagem com ar, o fluxo caiu a valores próximos de zero em cerca de 25 h, provavelmente, devido ao alto conteúdo de DQO da alimentação, na faixa de 5000 – 6000 mg.L<sup>-1</sup>. Com o uso da retrolavagem, nas condições já mencionadas, os autores relataram que a operação com fluxos relativamente constantes foi possível por um período de até 50 dias, quando foi necessário realizar limpeza química.

Para limpeza química das membranas, Lee *et al.*(2001) utilizaram uma solução de NaOH 1 N, tendo em vista que, em um biorreator, imagina-se que a incrustação seja causada por substâncias do metabolismo celular ou mesmo debris. Após a limpeza com soda, as membranas foram submetidas à outra limpeza com solução de HCl 1N, uma vez que apenas a lavagem alcalina não produziu a recuperação de fluxo esperada.

Para este efluente em particular, os autores verificaram, com auxílio dos testes de limpeza química e de microscopia eletrônica de varredura, que tanto a incrustação causada por componentes inorgânicos quanto a bioincrustação são importantes no processo.

#### 2.5.4 Relaxação

O período de aeração sem sucção é chamado por van der Roest *et al.* (2002) de tempo de relaxação ( $t_R$ ), conforme descrito na seção 2.3.2. Aparentemente, com a interrupção da sucção, permite-se um relaxamento nas membranas e a suspensão do fluxo das partículas na direção da superfície de filtração. Aliado a isso, o efeito da aeração continuada promove a circulação das partículas de biomassa no reator, desprendendo, possivelmente, também aquelas que se encontram aderidas ou próximas à superfície das membranas.

O tempo de relaxação foi investigado por Chua *et al.* (2002) nos níveis 0,5, 2 e 4 min, mantendo-se o tempo de permeação em 8 min, sendo que o fluxo permeado foi fixado em  $22 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$  e a velocidade superficial do ar ( $u_g$ ), em  $37 \text{ mm.s}^{-1}$ , com  $17,71 \text{ g SS.L}^{-1}$ . Para um tempo de relaxação de 2 min, os autores verificaram que houve aumento na  $P_{TM}$ , após cada ciclo, indicando incrustação residual. Além disso, a taxa de formação de torta foi constante de ciclo para ciclo.

Aumentando o tempo de relaxação para 4 min, não se observou incrustação residual, indicando a remoção completa da mesma durante a suspensão da permeação. Com tempo de relaxação de 0,5 min, a incrustação residual aumentou a uma taxa ainda maior. Neste caso, ainda houve aumento na formação de torta, a cada ciclo.

Segundo os autores, a taxa de incrustação residual aumentou exponencialmente com a redução do tempo de relaxação e a taxa de formação de torta aumentou, a cada ciclo, quando a suspensão da permeação foi reduzida para 0,5 min. A taxa de incrustação na membrana aumentou exponencialmente com  $J_p$  e diminuiu exponencialmente com a redução de  $u_g$ . Segundo Chua *et al.* (2002), isso indica a importância da operação em condições hidrodinâmicas adequadas, visto que a operação em fluxo muito alto ou com velocidade do ar muito baixa resulta em uma taxa de incrustação significativamente maior.

Van der Roest *et al.* (2002) observaram, numa planta piloto da Kubota instalada na Holanda, que, quando a concentração de sólidos na unidade aumentou propositalmente de 12 para  $15 \text{ g.L}^{-1}$ , as membranas entupiram devido ao bloqueio do aerador. Segundo os

autores, as unidades da Kubota operam no Japão com teores de sólidos entre 15 e 20 g.L<sup>-1</sup> e as bolhas grandes produzidas pelo aerador são responsáveis pela manutenção do fluxo permeado.

Após a realização de limpeza química, um teste com retirada de permeado a altos fluxos (41,7 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>) foi realizado; os autores observaram que, em 20 h, a permeabilidade caiu de 700 para 170 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>.bar<sup>-1</sup>. Com isso, concluíram que a operação em altos fluxos requer o uso de relaxação para evitar a perda de fluxo. Inserindo um ciclo de 2 min de relaxação após 8 min em modo de processo, os autores calcularam que o fluxo líquido corresponde a 80% do fluxo permeado bruto. De acordo com Van der Roest *et al.* (2002), a limpeza dos módulos duas vezes ao ano é uma sugestão pessimista, visto que, com a utilização da relaxação, a limpeza intensiva com frequência de uma vez ao ano deverá ser suficiente.

Segundo Van der Roest *et al.* (2002), as unidades da Mitsubishi também prevêem a relaxação como técnica de manutenção do fluxo permeado. Porém, os autores verificaram que, em uma planta piloto operando com teor de sólidos em torno de 10 g.L<sup>-1</sup>, a relaxação teve pouco efeito sobre a recuperação da permeabilidade. Para obter um ganho maior na permeabilidade Van der Roest *et al.* (2002) sugeriram que a retrolavagem seja incorporada aos procedimentos de rotina, uma vez por semana ou a cada duas semanas. Durante o período de pesquisa, a relação entre o fluxo líquido e o fluxo bruto foi de 79 – 87%.

Em um SMBR para tratamento de efluente sintético, Hong *et al.*(2002) testaram membranas tipo fibra oca de polissulfona, com diferentes tamanhos de poro a saber: 0,01 e 0,1 µm (microfiltração) e 10 e 30 kDa (ultrafiltração). Verificaram que a membrana com maior tamanho de poro apresentou redução mais acentuada no fluxo permeado durante a operação, enquanto que as membranas de UF praticamente não tiveram variação. De acordo com os autores, o declínio rápido do fluxo no início da operação deveu-se ao bloqueio de poros.

Hong *et al.* (2002) também verificaram que a utilização de feixes com fibras esticadas, isto é, com o exato comprimento da distância entre as duas extremidades do feixe, sofre os efeitos da incrustação de modo mais intenso do que feixes com membranas mais longas.

Ao testarem concentrações de sólidos suspensos de 3600, 6800 e 8400 mg.L<sup>-1</sup>, os autores observaram que o fluxo não variou com a concentração e que as taxas de incrustação inicial foram maiores para ensaios em que a PTM, obtida por sucção, foi mais



alta. Isso indica que esta é uma variável importante no controle de incrustação em MBR, em função da compressibilidade da torta.

Hong *et al.* (2002) observaram que a filtração intermitente com uso de relaxação resultou em redução mais lenta do fluxo devido à remoção da torta depositada sobre as fibras. No entanto, a sucção intermitente não proporcionou a recuperação de 100% do fluxo, indicando que solutos estavam adsorvidos nos poros e/ou na superfície das membranas e não foram mecanicamente removidos com o borbulhamento de ar. Os autores sugerem que limpezas químicas ou retrolavagem poderiam remover estes solutos. Em função disso, o uso de relaxação pode não ser economicamente viável em unidades em grande escala.

Albasi *et al.* (2002) avaliaram o desempenho de membranas de microfiltração e ultrafiltração em um SMBR contendo lodo ativado na concentração de 3000 mg.L<sup>-1</sup>. Os autores constataram que, aparentemente, a incrustação formada nas membranas de UF é menos sensível às condições de fluxo e pressão do que a incrustação das membranas de MF e justificam este fato pela provável intrusão de partículas na estrutura das membranas de MF ao invés da retenção na superfície, como ocorreu nas membranas de UF. Em vista disso, Albasi *et al.* (2002) investigaram a influência da retrolavagem na microfiltração em experimentos em que a filtração foi realizada durante 10 e 15 min com períodos de relaxação de 5 min ou retrolavagem durante 1 min. De acordo com autores, os resultados da variação de  $P_{TM}$  foram melhores nos dois ensaios com retrolavagem, em experimentos com duração de 300 min.

### 2.5.5 Limpeza química

As membranas desenvolvidas para sistemas industriais podem ser submetidas a limpezas químicas periódicas, para se obter recuperação do fluxo permeado. De modo geral, os operadores de MBR utilizam as técnicas de limpeza de membranas sugeridas pelos fabricantes ou fornecedores de produtos químicos. Quanto maior for o conhecimento sobre a natureza da incrustação, melhor será a seleção de técnicas de limpeza, tanto do ponto de vista da eficiência, quanto da economia do processo.

Van der Roest *et al.* (2002) afirmam que, em MBR para tratamento de efluente municipal, ocorrem principalmente a formação de torta e a bioincrustação. A bioincrustação pode ser tratada com limpeza com hipoclorito de sódio, eventualmente, seguida de limpeza ácida. A formação de torta pode ser tratada hidraulicamente, por

limpezas mecânicas. A otimização das limpezas hidráulicas é um aspecto importante para prevenir a incrustação das membranas e está diretamente relacionada à configuração do sistema e ao controle do processo.

Evidentemente, a eficiência de um determinado procedimento de limpeza está diretamente relacionada à incrustação. Como regra geral, o tipo de incrustação determina o tipo de limpeza necessária; a limpeza química, normalmente, é mais agressiva e, embora fatores como temperatura, fluidodinâmica e tempo de contato sejam importantes, a reação é a principal responsável pela recuperação da permeabilidade. A limpeza mecânica baseia-se na remoção de sólidos aderidos à membrana, através de turbulência e modificações no escoamento, que podem ser feitas por meio de circulação e/ou aeração, retrolavagem e relaxação, sendo as primeiras baseadas no aumento do cisalhamento do meio reacional em contato com a membrana.

A frequência das limpezas químicas intensivas ou de manutenção é muito menor do que a das limpezas mecânicas. É fundamental otimizar a frequência das limpezas mecânicas e utilizar as limpezas químicas apenas como procedimento de apoio, para prolongar a vida útil do sistema.

Sofia *et al.* (2004) estudaram um SMBR para tratamento de esgoto doméstico provido de membranas planas fornecidas pela Kubota, com tamanho de poro de 0,4  $\mu\text{m}$ . O sistema foi operado com TRH de 9 h e  $\theta_c$  de 150 dias, sendo que o permeado foi coletado por filtração intermitente, com 8 min de permeação e 2 min de relaxação. Os teores de SSV do reator e DQO do efluente não foram relatados.

Durante o período de experimento, dois tipos de limpeza das membranas foram testados, fora do SMBR: limpeza química e limpeza mecânica. A limpeza química foi realizada pela inserção de 600 mL de NaOCl 0,05% na linha do permeado, seguida de imersão em água. A limpeza mecânica foi feita através de jato d'água para remover os depósitos visíveis da superfície da membrana. Os autores verificaram que a limpeza mecânica removeu apenas a torta e que o uso de NaOCl conseguiu remover os solutos depositados nos poros e/ou na superfície das membranas.

Com frequência, são utilizados hipoclorito de sódio, hidróxido de sódio, ácido cítrico, ácido oxálico e ácido clorídrico, além de detergentes e combinações destes. NaOCl é um dos oxidantes mais utilizados na limpeza de membranas empregadas em MBR (Gander *et al.* (2000)). De acordo com Flemming *et al.* (1996) e Flemming *et al.* (1997), o NaOCl desestabiliza a torta de lodo que se deposita nas membranas, através da reação com as proteínas e os EPS.

No entanto, a limpeza, independentemente do procedimento utilizado, tem um efeito importante na expectativa de vida útil das membranas e, conseqüentemente, nos custos operacionais, considerando a substituição. A utilização de produtos químicos implica em um choque tóxico no sistema biológico, bem como um choque corrosivo concentrado para o material de construção da membrana.

### **3 PROCEDIMENTOS E METODOLOGIA EXPERIMENTAL**

Neste capítulo são descritos os procedimentos utilizados nos ensaios de escolha, preparação e caracterização da membrana utilizada no sistema, realizados nos Laboratórios do Programa de Engenharia Química da COPPE/UFRJ.

Na primeira fase do trabalho, o principal objetivo foi a determinação de alguns dados necessários ao projeto do sistema, em especial, os fluxos de água e ar, como função da pressão. A pressão do ar comprimido e a pressão transmembrana empregadas no biorreator foram determinadas em experimentos que simulam os ciclos de filtração/retrolavagem, utilizando água microfiltrada, nos quais também foi avaliado o comportamento das fibras frente à alternância de sucção/injeção de ar.

Também são descritos os procedimentos e o aparato usados nos experimentos com lodo ativado, a unidade do biorreator com membranas submersas, a caracterização hidrodinâmica do reator e do sistema de aeração, bem como as técnicas analíticas de avaliação do desempenho da unidade.

#### **3.1 Materiais utilizados**

Nos experimentos de permeação com água, utilizou-se água da rede previamente microfiltrada em membranas tipo fibra oca com tamanho de poro de 0,2  $\mu\text{m}$ , enquanto ar comprimido foi empregado nos ensaios de permeação com ar. Verificou-se não ser necessária a purificação do ar comprimido utilizado, visto que um filtro de fibra oca instalado a montante na linha de ar, também com tamanho de poro de 0,2  $\mu\text{m}$ , assegurou a inexistência de contaminação na linha com partículas ou óleo.

Foram utilizados reagentes de pureza analítica no condicionamento e preparo das membranas, sem qualquer purificação adicional. O polímero e o aditivo utilizados na fabricação das membranas foram conservados em estufa mantida a 60°C.

Em todos os experimentos e no preparo das soluções que envolveram o processo de limpeza química, utilizou-se água microfiltrada, assim como para a operação de lavagem dos feixes, após o uso do agente de limpeza.

A temperatura da sala em que os ensaios foram realizados foi mantida pelo uso de ar condicionado na temperatura de 25°C.

### 3.1.1 Efluente sintético

Para realização dos experimentos em regime contínuo, preparou-se um efluente sintético, simulando esgoto doméstico, cuja composição é mostrada na Tabela 3-1, adaptada de Holler e Trösch (2001). O efluente utilizado no processo foi diluído com água microfiltrada para produzir DQO de 500 a 600 mg.L<sup>-1</sup>.

**Tabela 3-1 - Composição do efluente sintético, em massa seca.**

Constituinte	(%)
Extrato de carne	32,21
Peptona de caseína	46,85
Uréia	8,78
K <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	8,20
NaCl	2,20
CaCl <sub>2</sub> .2H <sub>2</sub> O	1,17
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	0,59

### 3.1.2 Preservação dos feixes de membranas

Para a preservação dos feixes de membranas, preparou-se uma solução de azida de sódio na concentração de 1 mg.L<sup>-1</sup>. Após cada experimento, os feixes foram submetidos à limpeza e acondicionados na solução de azida até a próxima utilização.

## 3.2 Seleção da membrana

A seleção da membrana foi realizada a partir de testes de permeação de ar através da membrana submersa em água. Para estes testes, foram construídos feixes e módulos de membranas, com algumas fibras com características diferentes. Foram testadas fibras de poli(éter-imida), com diâmetro de poro de 0,2 e 1,0 µm, e polietileno, com poros de 0,2 µm. O objetivo destes ensaios foi a identificação de uma membrana adequada à utilização em SMBR empregando retrolavagem com ar.

Os testes foram realizados injetando-se ar comprimido, em diferentes pressões, pela extremidade aberta do feixe de membrana submerso em água microfiltrada. A faixa de

pressões testada foi de 1 a 6 bar, salvo se relatado diferentemente, sendo que o incremento de pressão foi de 0,5 bar.

### 3.3 Preparo de membranas

Para a produção de novas fibras com tamanho de poro maior e maior porosidade do que as testadas anteriormente, preparou-se uma solução de: poli(eter-imida) (PEI) 17%, poli(vinil-pirrolidona) (PVP K90), 7%, e N-metil-2-pirrolidona (NMP) 76%, em massa. A técnica de preparo das membranas foi relatada por Faria *et al.*(2002); para tanto, foi utilizada uma extrusora de aço inoxidável, como mostra a Figura 3-1.



Figura 3-1 – Fotografia da extrusora utilizada no processo de fiação.

As condições de fiação utilizadas foram:

- pressão de ar comprimido para a solução polimérica de 4 bar;
- temperatura do banho de precipitação de 70°C;
- distância entre a extrusora e o banho de precipitação de 18 cm;
- vazão de líquido interno de aproximadamente 2,2 mL.min<sup>-1</sup>;
- velocidade de fiação de 7,93 m.min<sup>-1</sup>.

As membranas foram cortadas e deixadas em um banho de água destilada, em uma estufa mantida a 60°C, para extração do solvente, durante 12 h. O banho foi trocado e deixado à temperatura ambiente, por 2 h. As fibras foram retiradas do banho e submetidas ao procedimento de secagem por troca de solvente (2h em etanol, 2h em hexano e exposição ao ar).

### 3.4 Caracterização da membrana selecionada

A membrana selecionada foi caracterizada por meio de microscopia eletrônica de varredura (MEV), cujas imagens foram utilizadas na determinação do diâmetro médio de poro e da porosidade e por ensaios de permeação de ar, de água, de ar em água, para determinação do tamanho máximo de poro. Além disso, foram observados os comportamentos das fibras com relação ao ciclo de permeação/retrolavagem com água e lodo ativado.

#### **3.4.1 Preparo das amostras para caracterização das membranas por MEV**

Para caracterização da seção transversal das fibras, uma fibra foi isolada e fraturada em nitrogênio líquido, sendo posteriormente fixada em um suporte metálico e recoberta por uma camada de 300 Å de ouro.

Para a análise das superfícies interna e externa das membranas, as fibras foram coladas diretamente no suporte e metalizadas com ouro, da mesma forma que para a análise da seção transversal. As fotomicrografias das membranas foram obtidas em um microscópio eletrônico de varredura modelo JSM – 5300 (Jeol).

As análises das membranas, após as limpezas químicas com NaOCl, por microscopia eletrônica, foram realizadas segundo outro procedimento, para uso em outro microscópio, pois o primeiro não estava disponível. As amostras foram recobertas com prata, tornando-se condutoras, para análise no microscópio eletrônico de varredura (MEV). O metalizador utilizado foi um Sputter Coater BAL-TEC SCD 005 com alvo de prata.

O microscópio eletrônico de varredura (MEV) utilizado foi um LEICA S440, equipado com sistema de microanálise por dispersão de energia (EDS) Link ISIS L300 com detector de SiLi Pentafet, janela ultrafina ATW II, de resolução de 133 eV para 5.9 keV.

As imagens foram geradas pelo detector de elétrons secundários (SE), que fornece imagens representativas da topografia da amostra.

#### **3.4.2 Determinação do diâmetro de poro médio e porosidade**

A determinação do tamanho médio de poro, bem como a porosidade da membrana selecionada, foi realizada por análise de imagens, utilizando-se o programa *Tnimage*, versão 3.2.0 (Nelson, 2000). Este programa avalia o número de pontos (*pixels*) dentro de uma área delimitada na imagem. Para isso, foram utilizadas fotomicrografias das superfícies externas das membranas, com aumento de 5000 x. Para calibração da área,

mediu-se várias vezes a escala da imagem, em  $\mu\text{m}$ . O contorno visível dos poros presentes na superfície foi delimitado para, pelo menos, 1100 poros.

### 3.4.3 Testes de permeação de ar

Os testes de permeação de ar foram realizados com módulos de membrana com fibras arranjadas em “U”, com carcaça de acrílico, em cujas extremidades foram adaptadas roscas que proporcionassem maior facilidade na vedação. O volume de ar permeado através das fibras foi medido por meio de um medidor de gás tipo MG-2, fabricado pelo Liceu de Artes e Ofícios de São Paulo/SP, que daqui por diante será denominado gasômetro. Os valores de vazão foram calculados a partir de volumes fixados, medidos pelo gasômetro, e dos respectivos intervalos de tempo para coleta. O fluxo de ar permeado foi determinado para diversas pressões, variando de 0,5 a 6 bar.

### 3.4.4 Testes de permeação de água

Os testes de permeação foram realizados em um sistema, montado conforme o esquema apresentado na Figura 3-2. Os feixes de membranas construídos com algumas fibras, arranjadas em “U”, foram imersos em um recipiente contendo água microfiltrada e o permeado foi retirado pelo lúmen, por vácuo.

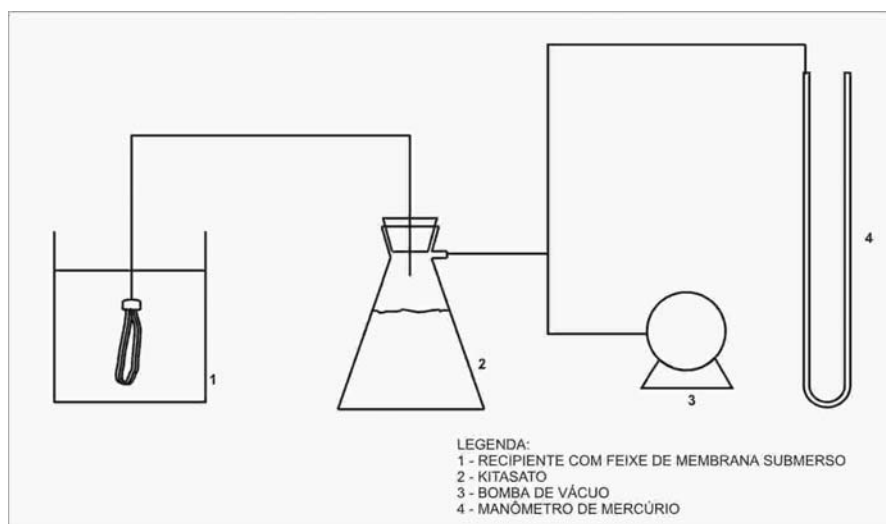


Figura 3-2 – Esquema do aparato experimental para determinação da permeabilidade hidráulica.

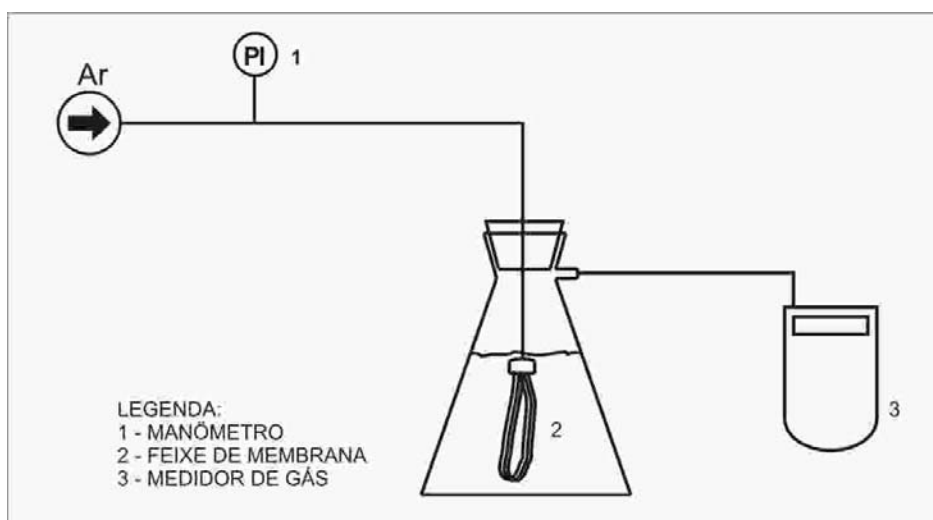


### 3.4.5 Determinação do diâmetro máximo de poro

Para estes testes foram confeccionados módulos de membrana, com três ou quatro fibras arranjadas em “U” dentro de uma carcaça de acrílico com 50 cm de comprimento. A extremidade em que as fibras foram coladas foi preenchida com água microfiltrada e o sistema foi deixado em repouso por tempo suficiente para garantir que os poros das membranas estivessem preenchidos com água, para verificar a resistência ao escoamento do ar.

A seguir, ar comprimido foi injetado por dentro das fibras, em diferentes pressões, para determinação do fluxo permeado em cada condição de pressão. A vazão de ar foi medida através de um fluxímetro de bolhas conectado à extremidade do módulo oposta à das fibras, até que a vazão permanecesse constante e, então, a pressão foi aumentada em 0,5 bar.

O mesmo teste foi realizado com um feixe em “U” imerso em água microfiltrada em um kitasato de 2 L, completamente selado, como é mostrado no esquema da Figura 3-3. A entrada de ar para o feixe submerso foi feita pela rolha do frasco e o ar, após o borbulhamento, fluía pela saída lateral por um tubo de silicone até o medidor de gás.



**Figura 3-3 – Esquema da montagem para os testes de permeação de ar em água: determinação do diâmetro máximo de poro.**

Este teste permite a determinação do raio máximo de poro, calculado pela equação de Laplace (3.1):

$$r_p = \frac{2 \cdot \gamma}{\Delta P} \cdot \cos \theta \quad (3.1)$$

Em que  $r_p$  é o raio de poro (m),  $\gamma$  corresponde à tensão superficial na interface líquido/ar ( $\text{N}\cdot\text{m}^{-1}$ ) e  $\theta$ , ao ângulo de contato. O tamanho máximo de poro é obtido quando a força de intrusão é igual à força devida à tensão superficial da água retida nos poros da membrana.

### 3.4.6 Testes de ciclo filtração e retrolavagem

Os testes do ciclo de permeação/retrolavagem foram realizados para verificar o comportamento das membranas e do fluxo permeado frente à operação com ar pressurizado e à posterior utilização de vácuo com as membranas submersas em água. Para estes testes, foi utilizado o equipamento mostrado na Figura 3-4.



**Figura 3-4 – Fotografia do aparato experimental utilizado nos experimentos do ciclo de permeação/retrolavagem.**

O equipamento utilizado nos testes de filtração com ciclo de retrolavagem consiste de um tanque de acrílico (1) no qual foi inserido um feixe de membranas, um rotâmetro (2), um kitasato (3), uma bomba de vácuo (4) e um manômetro de mercúrio de tubo em “U”.

### 3.5 Ensaios com lodo ativado

O lodo ativado utilizado na etapa de caracterização da membrana e nos testes do ciclo de permeação/retrolavagem com ar foi coletado na ETE da Penha, Rio de Janeiro. Nos testes cujo objetivo foi investigar o TRH na operação, foram usados lodos ativados da ETE da Penha e da ETE da Ilha do Governador, Rio de Janeiro. Embora os lodos apresentassem características físicas diferentes, foi necessário coletar amostras de lodo ativado na Ilha do Governador, ainda que o objetivo fosse trabalhar apenas com um tipo de lodo, porque a ETE da Penha sofreu paradas sucessivas, modificando a característica da biomassa. No experimento de longa duração empregou-se o lodo da ETE da Ilha do Governador.

Para todos os casos, o lodo foi caracterizado pelo teor de sólidos (SST e SVS) e por análise microscópica. Estas análises foram realizadas de acordo com os procedimentos descritos em APHA (1998).

Durante os ensaios de caracterização da membrana e filtração com ciclo de retrolavagem, o permeado foi avaliado por testes de DQO residual e de turbidez. A análise de DQO foi realizada de acordo com a técnica de APHA (1998) e a turbidez foi medida em um turbidímetro Policontrol modelo AP-2000.

#### 3.5.1 Permeação com lodo

Estes testes tiveram caráter exploratório, para investigar a ordem de grandeza da permeabilidade da membrana, operando com lodo ativado. No primeiro teste, utilizou-se 4,8 L de lodo coletado no decantador secundário da ETE da Penha (SST = 8007 mg.L<sup>-1</sup> e SVS = 6864 mg.L<sup>-1</sup>), com um feixe de membranas com área de 9,64 x 10<sup>-3</sup> m<sup>2</sup>. No fundo do tanque, foi inserido um feixe de membrana com área de 1,68 x 10<sup>-3</sup> m<sup>2</sup> para aerar o sistema, no qual o ar comprimido foi injetado a uma pressão de 3,5 bar, produzindo uma vazão de 23,85 ± 0,99 L.h<sup>-1</sup>. O permeado foi retirado por vácuo, por meio de uma bomba Fabbe Primar, modelo 141, de 1/6 cv; o equipamento está mostrado na Figura 3-4.

O fluxo permeado foi avaliado para quatro pressões transmembrana diferentes, medidas em um manômetro de mercúrio, iniciando-se pela mais alta. O volume coletado ao longo do tempo foi medido no próprio kitasato submetido ao vácuo. Apesar do erro inerente a esta medida, este foi o único modo de obter-se três ou quatro medidas consecutivas, utilizando-se uma bomba de vácuo de laboratório.

O mesmo teste foi realizado com um feixe de membranas, com área de  $9,39 \times 10^{-3} \text{ m}^2$ , porém com o aerador construído para o biorreator (mostrado na Figura 3-8 da seção 3.6.5). A vazão de ar foi fixada em  $2,51 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ . Devido a uma parada da ETE da Penha, os valores de sólidos para o lodo utilizado neste teste foram significativamente maiores do que os obtidos para o anterior: SST igual a  $16933 \pm 2239 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$  e SVS de  $5993 \pm 758 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ .

### 3.5.2 Filtração de lodo com ciclo de retrolavagem

Os testes do ciclo de permeação/retrolavagem foram realizados com lodo ativado coletado no decantador secundário da ETE da Penha, com as características mostradas na Tabela 3-2.

**Tabela 3-2 – Características dos feixes e do lodo ativado utilizado nos testes de permeação com ciclo de retrolavagem.**

Feixe	A ( $\times 10^{-3} \text{ m}^2$ )	SST ( $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ )	SSV ( $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ )
C1	10,476	$16933 \pm 2239$	$9403 \pm 110$
C2	12,264	$7513 \pm 60$	$5993 \pm 758$

No entanto, para que as concentrações de sólidos fossem semelhantes e permitissem a comparação do desempenho dos dois feixes, o lodo coletado para o teste realizado com o feixe C2 foi concentrado por microfiltração. Os níveis de SST e SSV obtidos após a concentração foram de  $15800 \pm 1061$  e  $12237 \pm 831 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ , respectivamente.

Ambos os experimentos foram iniciados com sucção, após a inserção do feixe no tanque aerado. A vazão de ar foi fixada em  $2,51 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$  e as pressões de sucção e do pulso de ar foram mantidas em 0,2 e 4 bar, respectivamente. O tempo de limpeza foi de 2 minutos para cada 15 minutos de filtração.

### 3.5.3 Ensaios em operação contínua

O comportamento do SMBR foi estudado em experimentos de longa duração que foram divididos em três etapas: tempo do ciclo de permeação/retrolavagem, tempo de retenção hidráulica (TRH) e ensaio longo. Nas duas primeiras etapas, o tempo de duração

dos experimentos foi de 5 dias enquanto que, na última fase, a unidade operou por um período de 101 dias.

Em todos os experimentos, o desempenho da unidade foi avaliado através de determinações dos teores de DQO e COD da alimentação e do permeado, bem como dos níveis de SST e SSV do reator. Também foram analisados o pH, o oxigênio dissolvido e o resíduo sedimentado por centrifugação (RSC).

Além disso, no ensaio longo, foram analisados os teores de proteínas e polissacarídeos, para verificar o potencial de incrustação do meio reacional, conforme descrito na seção 3.8.3.

#### *3.5.3.1 Tempo do Ciclo de Permeação/Retrolavagem com Ar*

A frequência de retrolavagem é um fator importante no controle de incrustação em MBR. Para investigar o efeito dos tempos do ciclo de permeação/retrolavagem com ar na operação da unidade, foram realizados experimentos com vazão de ar para aeração fixa em  $3,2 \text{ L. min}^{-1}$ , pressão de ar para retrolavagem de 3,5 – 4 bar e tempo de retrolavagem de 30 s; nestes ensaios, foram testados os tempos de filtração de 10, 15, 20 e 30 min.

#### *3.5.3.2 Tempo de Retenção Hidráulica (TRH)*

Na segunda etapa dos experimentos em operação contínua foram avaliados os tempos de retenção hidráulica de 2, 3, 4 e 5 h. Para tanto, a vazão de aeração e a pressão do ar para retrolavagem foram mantidos nos mesmos níveis da etapa anterior e os tempos de filtração e retrolavagem foram fixados em 15 min e 30 s, respectivamente.

#### *3.5.3.3 Ensaio Longo*

Para este ensaio, a aeração, a pressão do ar usado na retrolavagem e os tempos de permeação e retrolavagem permaneceram nas mesmas condições dos experimentos realizados na etapa anterior.

As primeiras duas semanas deste experimento foram conduzidas com TRH de 3 h. Porém, em função da necessidade de preparo de grande quantidade de efluente sintético, o

TRH foi aumentado para 4 h. O objetivo desta etapa foi avaliar o comportamento e o desempenho da unidade a longo prazo. Além disso, foram avaliados os efeitos da variação do teor de sólidos na operação, bem como na biodegradação e das substituições rápidas dos feixes, sem a remoção total do biocida usado no armazenamento dos mesmos.

### 3.6 Unidade de Biorreator com Membranas Submersas

Para o desenvolvimento deste trabalho, foi construído um biorreator com membranas submersas, tendo como meta obter dados para o projeto de um sistema capaz de operar em um tanque de escala comercial, mantido em pressão atmosférica e maximizar a eficiência dos feixes de membranas. Para tanto, foi concebida a unidade cujo esquema é mostrado na Figura 3-5.

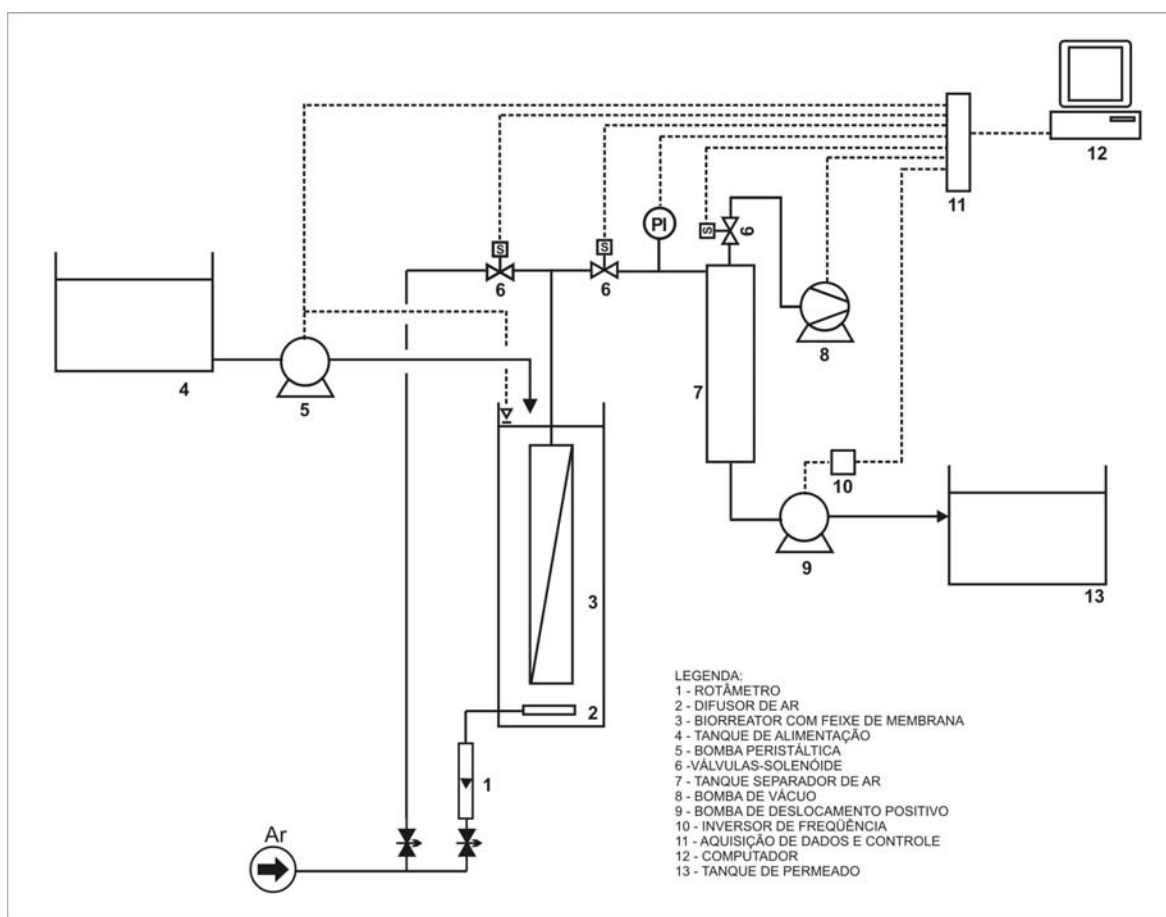


Figura 3-5 – Esquema do aparato experimental.

Nesta unidade, o efluente sintético é bombeado do tanque de alimentação (4), por uma bomba peristáltica (5) acionada por controle de nível, para o tanque do biorreator (3). O biorreator é mantido sob aeração constante por um difusor de ar (2), cuja vazão é monitorada por meio de rotâmetro (1). O permeado é retirado por vácuo, gerado no tanque

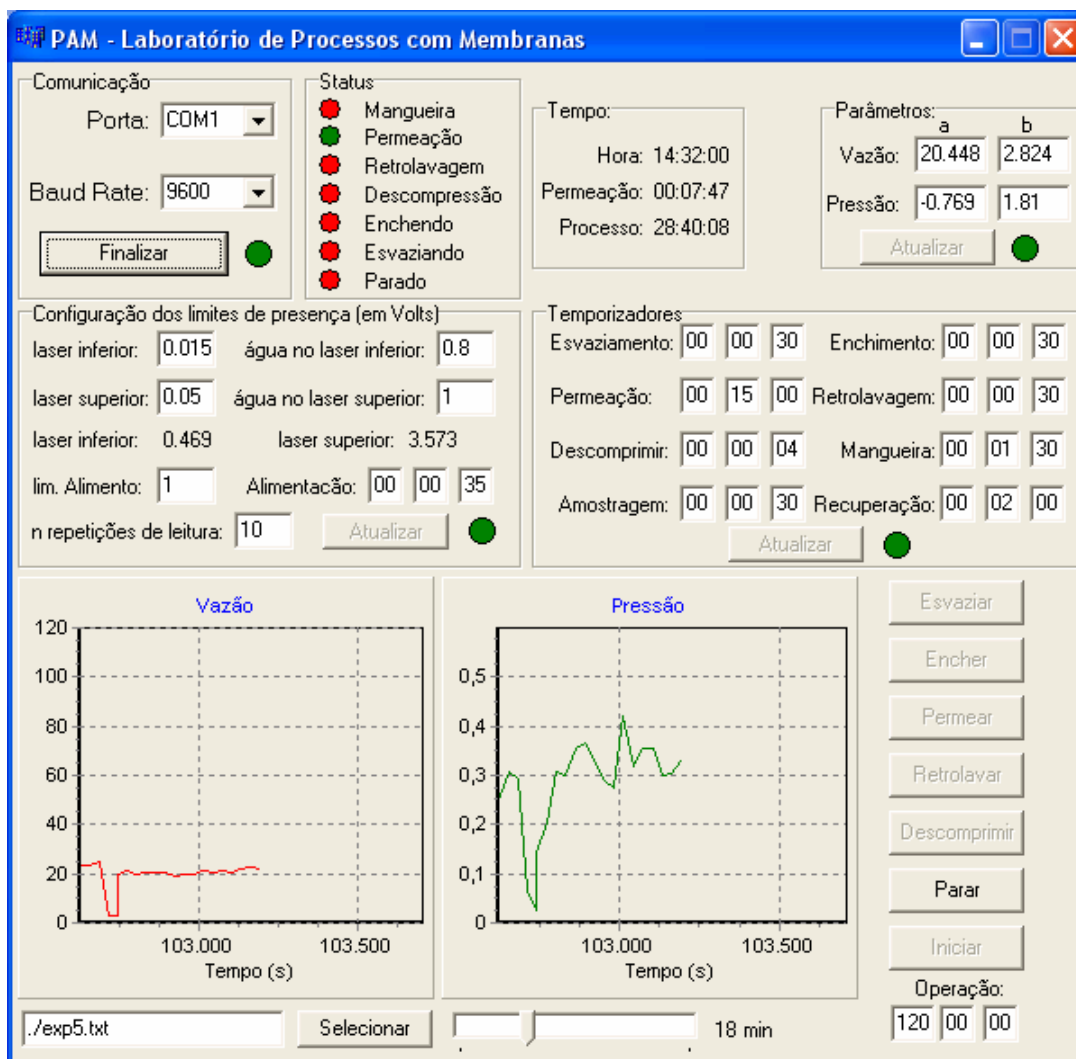
separador de ar (7), pela bomba (8). A pressão transmembrana é medida pelo sensor PI e enviada para o sistema de controle e aquisição de dados (11), que por sua vez, envia estes dados para um computador (12).

Do tanque separador de ar, o permeado é transportado por uma bomba de deslocamento positivo, tipo helicoidal (9), controlada pelo inversor de frequência (10), que é acionada pelo sistema de controle e aquisição de dados (11). Este sistema de controle e aquisição de dados também é responsável pela abertura e o fechamento das válvulas-solenóide (6), de acordo com os parâmetros especificados na interface, bem como o acionamento das bombas do equipamento. O sistema de controle é gerenciado por um circuito, cujo diagrama está ilustrado no Apêndice A, que compreende o chip da família AVR, modelo ATmega 16, fabricado por Atmel. O Apêndice A também inclui uma fotografia da placa que contém o chip.

Periodicamente, o processo de filtração é interrompido. São desligadas as bombas de vácuo (8) e de deslocamento positivo (9). A válvula-solenóide do permeado é fechada e a do ar comprimido é aberta, permitindo que o ar pressurizado seja admitido ao feixe de membranas. Com isso, o ar percorre o feixe no sentido inverso ao da filtração, com a finalidade de desbloquear os poros obstruídos durante o processo. Durante a filtração, a válvula-solenóide do permeado é aberta, permitindo a passagem de líquido, enquanto a injeção de ar permanece fechada. A alternância entre os períodos de filtração e retrolavagem com ar é especificada, pelo operador, na interface que gerencia o sistema de controle e aquisição de dados (11).

### ***3.6.1 Interface do sistema de controle e aquisição de dados***

Para operação em ensaios de longa duração, uma interface gráfica para controle e aquisição de dados da unidade foi desenvolvida, em parceria com o Grupo de Simulação de Controle em Automação e Robótica (GSCAR) do Programa de Engenharia Elétrica da COPPE/UFRJ. O diagrama de blocos utilizado para a programação da interface está apresentado no Apêndice A. A interface foi programada em C e está mostrada na Figura 3-6.



**Figura 3-6 -Interface utilizada pelo programa do AVR para controle e aquisição de dados.**

A comunicação é feita através da porta serial COM1 com taxa de transmissão de 9600 bit/s e retorna dados tanto para o arquivo de dados quanto para a própria interface, para os gráficos de vazão e pressão em função do tempo. Ambos os gráficos mostrados na interface são atualizados em tempo especificado pelo usuário; no exemplo mostrado na Figura 3-6, o tempo de atualização é de 18 min. O tempo total de operação pode ser especificado pelo usuário, sendo o tempo mínimo de um ciclo, que inclui permeação, retrolavagem e descompressão. O tempo máximo pode ser definido na caixa correspondente até um valor de 999h99min99s.

Na sessão de Configuração dos Limites de Presença, estão especificados os limites de tensão para verificar se os lasers estão ligados e para a presença de água na frente do feixe luminoso, como indicativo de nível alto. Nesta sessão, também são mostrados os valores atuais da tensão recebida pelos sensores de luz, atualizados a cada 0,5 s e o número



de repetições de leitura, como medida de segurança para evitar a parada da unidade em caso de falha temporária dos lasers, o que indicaria que um ou mesmo os dois estariam desligados.

A sessão Tempo mostra a hora, o tempo de permeação e o tempo de processo total, ao longo do experimento, que contabiliza os tempos de permeação, retrolavagem e descompressão. A sessão Parâmetros contém os valores utilizados para fazer a conversão do sinal obtido pelo AVR, em volts, para os sensores de vazão e pressão, para seus respectivos valores em  $\text{mL}\cdot\text{min}^{-1}$  e bar.

A sessão Temporizadores permite a configuração de todas as etapas do processo, incluindo os tempos de esvaziamento e enchimento do tanque separador de ar, o tempo de enchimento da mangueira, além dos tempos de retrolavagem, permeação e descompressão. A definição do tempo de amostragem foi incluída nesta sessão, assim como o tempo de recuperação, que consiste no tempo em que a unidade continua tentando restabelecer a comunicação em caso de falha do sistema.

Além dos parâmetros descritos, a interface ainda fornece gráficos da evolução da vazão de permeado e da pressão transmembrana durante o tempo do experimento, porém o sensor de vazão tipo turbina foi retirado do sistema, uma vez que, ao contrário do esperado, mostrou não ser apropriado para a utilização com permeado e, por isso, não está representado no esquema da Figura 3-5, apesar de ter operado adequadamente com água, nos testes preliminares da unidade.

### ***3.6.2 Equipamentos e material utilizado na unidade***

Para montagem do biorreator com membrana foram utilizados os seguintes equipamentos e materiais:

- bomba peristáltica Chem-Tech, da Pulsafeeder, com vazão máxima de  $9,5 \text{ L}\cdot\text{h}^{-1}$ ;
- bomba de vácuo, Fabbe-Primar, modelo 141;
- bomba helicoidal Nemo NM003-11S, da Netzsch;
- 3 válvulas-solenóide da Asco, sendo uma normalmente fechada, outra normalmente aberta e uma de três vias;
- 2 tanques de 50 L;
- tanque de acrílico, com as extremidades em PVC, para separação do ar proveniente da linha de sucção;

- tanque de acrílico com volume útil de 4,4 L (volume do biorreator).

### **3.6.3 Instrumentação do sistema**

Os instrumentos para coleta de dados foram adquiridos de Cole-Parmer. Para medição da pressão transmembrana, foi selecionado o transdutor de pressão Cole-Parmer modelo 68848-26, com saída de 0-5 V, capaz de medir de -14,7 até 30 psig, com precisão de 1%. Para a vazão de permeado, foi escolhido um sensor tipo turbina, 101 Flo Sen, marca McMillan, de *ryton* para líquidos limpos, sem sólidos, para medição na faixa de 13 a 100 mL.min<sup>-1</sup>.

O controle de nível no tanque do biorreator foi feito através de uma bóia adaptada a uma chave-de-bóia eletromagnética, tipo RFI-1, marca Digimec, cujo sinal é enviado ao AVR que aciona a bomba peristáltica durante 35 s, quando acusa nível baixo.

O controle de nível no tanque separador de ar foi feito com dois módulos laser, modelo LRM 03/635, marca Laserline, com fonte para alimentação dos módulos e sensores de luz tipo diodos. Os módulos laser e os sensores foram posicionados do lado de fora do tubo de acrílico, visto que o tanque opera sob vácuo. O objetivo da instalação destes era manter o nível de líquido no tanque entre os dois feixes de laser, de modo a evitar danos às bombas helicoidal e de vácuo, pela entrada de ar na primeira e de líquido, na última. O nível era controlado pela interface, que utilizava operações de enchimento, para o caso de nível baixo, e de esvaziamento, para o caso de nível alto. Para identificação dos níveis, a tensão, em volts, do sinal detectado pelos sensores de luz, com ou sem a presença de água na frente do feixe, era comparado com valores pré-estabelecidos na interface.

A vazão de ar fornecido ao reator através do aerador é medida por um rotâmetro com flutuador do tipo esfera de vidro, modelo 044-40G, da Aalborg, com faixa de vazões entre 15 e 541 mL.min<sup>-1</sup>.

### **3.6.4 Construção do feixe de membranas**

Após a construção de alguns feixes de membranas para o biorreator, chegou-se à técnica de construção considerada ideal, com estrutura mecanicamente resistente e espaçamento entre as fibras suficiente para permitir a passagem de uma quantidade suficiente de ar, utilizado para remoção dos depósitos da superfície. A estrutura do feixe foi construída a partir de uma união de 1" e metade de um *niple* de PVC de 1", incluindo a região sextavada para aperto com chave, para as extremidades do feixe, e uma haste de

acetato, com 10 mm de diâmetro e aproximadamente 30 cm de comprimento, como é mostrado na Figura 3-7.



**Figura 3-7 – Fotografia do feixe de membranas.**

Na etapa de colagem das fibras, estas são mantidas espaçadas por uma tela de plástico com abertura de 1,5 mm. A rosca da peça de PVC é protegida por uma fita de teflon e envolto em um filme de polietileno transparente, que forma um envelope para conter a resina que é injetada por uma seringa.

À temperatura ambiente, o tempo regular de corte da resina é de cerca de 8 horas. Neste trabalho, os feixes foram levados a uma estufa mantida a 60°C durante 30 minutos, para acelerar o processo de cura. Após o resfriamento ao ar por cerca de 10 a 15 minutos, é possível cortar a resina contendo as fibras, deixando os orifícios das membranas abertos.

A colagem da outra extremidade é realizada da mesma maneira que a primeira. No entanto, uma das extremidades é mantida selada com resina, visto que este trabalho prevê a retirada de permeado por apenas uma das extremidades.

Durante a etapa de colagem, uma haste de acetato foi inserida no centro das peças de PVC para garantir o espaçamento entre elas e a estabilidade mecânica do conjunto. Junto às extremidades do feixe, onde as fibras estão coladas com uma resina epóxi com características vítreas, foi depositada uma camada fina de vinil-metil-polisiloxano, fabricado por GE Silicones, General Electric Company, para amortecer a movimentação das fibras quando o ar é injetado na etapa de retrolavagem.

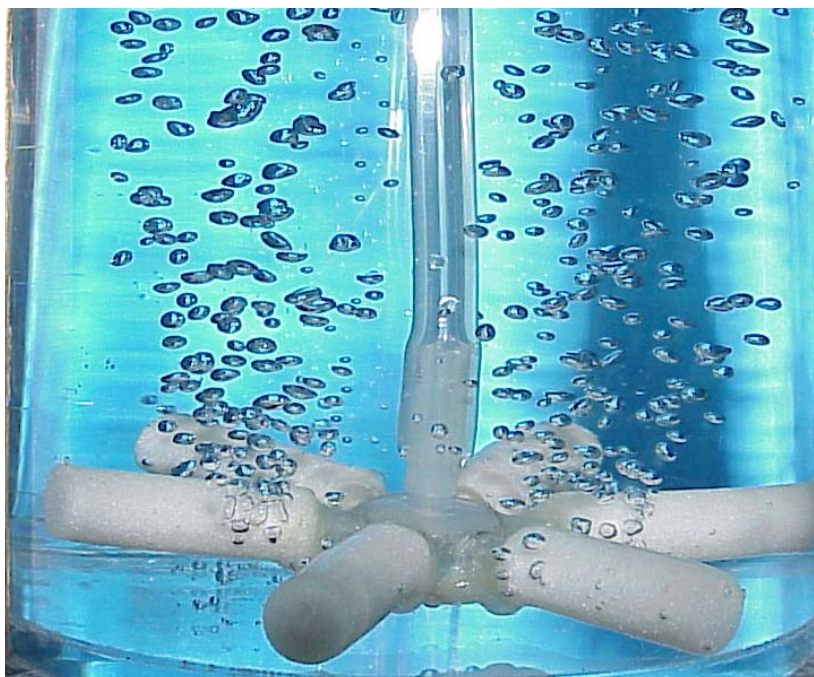
A Tabela 3-3 apresenta uma relação dos feixes de membranas utilizados em cada uma das etapas da operação contínua do SMBR, bem como a área de permeação de cada feixe.

**Tabela 3-3 – Relação dos feixes utilizados e suas áreas, em cada etapa da operação contínua do SMBR.**

Etapa	Feixe	Área (x 10 <sup>2</sup> m <sup>2</sup> )
Permeação/retrolavagem com ar	F50	2,79
	F29	1,59
TRH	F100	5,72
	F53	3,29
	F99	5,66
	F29	1,59
Experimento de longa duração	F53	3,29
	F49	3,01
	F48	2,75
	F52A	3,09
	F52B	2,74
	F99BRE	6,17

### 3.6.5 Construção do aerador

O aerador utilizado foi construído a partir de 6 pedras porosas cilíndricas, com 11,10 mm de diâmetro e 34,15 mm de comprimento, coladas radialmente à extremidade de uma seringa de 10 mL cortada na região próxima ao bico injetor, como é mostrado na Figura 3-8. Esta foi perfurada radialmente para encaixe das pedras porosas, que foram fixadas com a mesma resina epóxi utilizada na construção dos feixes de membrana.



**Figura 3-8 – Fotografia do aerador construído para o biorreator com membrana.**

Para acelerar o processo de cura da resina, a peça foi colocada em estufa mantida a 60°C durante cerca de 20 minutos. Utilizou-se a mesma cola para o fechamento da seção transversal da seringa e, após a cura da mesma foi feito o acabamento final da peça.

### **3.7 Caracterização hidrodinâmica do reator e do sistema de aeração**

O reator utilizado neste trabalho é um tanque cilíndrico, fabricado em acrílico, com 12 cm de diâmetro e 45 cm de altura, com volume útil de 4,4 L.

Antes do início da operação contínua do reator, alguns testes preliminares foram realizados para avaliar o tamanho das bolhas produzidas pelo aerador, bem como pelas membranas, os níveis de aeração e o tempo de mistura. Estes experimentos foram efetuados com água, sem a presença de biomassa.

#### **3.7.1 Caracterização das bolhas**

A aeração é responsável pela turbulência que promove a mistura do meio reacional, pelo suprimento de oxigênio para a biomassa e, ainda, por remover a camada de partículas depositadas na superfície das membranas. O tamanho das bolhas envolvidas no processo é

de fundamental importância, uma vez que influencia a transferência de oxigênio, bem como o transporte das partículas dentro do reator.

A determinação dos diâmetros médios e das distribuições de tamanho de bolhas foi feita através de análise de imagens, utilizando-se o programa *Tnimage*, versão 3.2.0 (Nelson, 2000). As bolhas foram fotografadas e sua área foi determinada com base em uma escala de papel milimetrado, que estava na mesma distância focal das bolhas. O programa quantifica o número de pontos em uma área delimitada na imagem. Em cada fotografia, foram selecionadas diferentes regiões de uma mesma área na imagem da escala, obtendo-se os respectivos números de pontos, cuja média foi adotada como calibração da área para aquela foto. Em seguida, foi medida a área de cada bolha, delimitando-se o contorno visível de cada uma delas, o que permitiu a determinação do diâmetro equivalente do círculo de mesma área. Para cada condição experimental, foram analisadas, pelo menos, 400 bolhas, possibilitando a obtenção de distribuições de tamanho significativas do ponto de vista estatístico, conforme relatado por Ribeiro e Lage (2004).

Para quantificar o erro de paralaxe em função da curvatura da coluna de acrílico e às diferenças entre os índices de refração do acrílico e do ar, utilizou-se o mesmo procedimento já descrito para a determinação do diâmetro de uma esfera de aço. As fotografias foram tiradas com a esfera posicionada no centro, a meio raio e junto à parede da coluna. O diâmetro real da esfera foi medido ( $4,77 \pm 0,01$  mm), com auxílio de um micrômetro, definindo-se um fator de correção para o erro de paralaxe, igual à razão entre o valor real da área da seção transversal da esfera e o valor médio obtido por medição das imagens. Os fatores de correção calculados para a esfera posicionada no centro, a meio raio e junto à parede da coluna foram de  $0,648 \pm 0,026$ ,  $0,684 \pm 0,036$  e  $0,696 \pm 0,056$ , respectivamente. Tendo em vista que as faixas dos três valores são coincidentes, assumiu-se a média destes três valores para o valor do fator de correção para todas as posições. A validade desta técnica de medida foi comprovada por Ribeiro e Lage (2004).

### 3.7.2 Determinação do $K_{La}$

Os coeficientes volumétricos de transferência de oxigênio ( $K_{La}$ ) foram determinados para diversas vazões de ar, em ausência de biomassa. É importante salientar que a determinação do  $K_{La}$ , sem a presença de biomassa serve como valor de referência, visto que a concentração de sólidos e o consumo de oxigênio, pela biomassa, afetariam os valores obtidos na presença de biomassa.

Adotou-se o método da reaeração, utilizando sulfito de sódio ( $160 \text{ mg.L}^{-1}$ ) e cloreto de cobalto ( $2 \text{ mg.L}^{-1}$ ), conforme descrito por Ramalho (1991). A concentração de oxigênio dissolvido no sistema foi medida com oxímetro WTW modelo Oxi 538.

### **3.7.3 Determinação do tempo de mistura**

A determinação do tempo de mistura foi realizada empregando-se água e um pulso do tipo  $\delta$  de Dirac de traçador salino (NaCl) no sistema aerado. A evolução da concentração de sal no reator foi avaliada por meio de medições da condutividade elétrica do sistema. Cabe salientar que a solução de traçador foi injetada no fundo do reator e a condutividade foi medida no topo, por um condutivímetro Orion, modelo 115, na posição diametralmente oposta ao ponto de injeção. A condutividade foi relacionada à concentração de NaCl através de uma curva de calibração determinada previamente, utilizando soluções do sal de concentrações conhecidas. Esta curva é apresentada no Apêndice C.

O aerador foi mantido em operação durante todo o período de realização do experimento, com vazão de ar fixada em  $2,27 \pm 0,05 \text{ L.min}^{-1}$ . Foram utilizadas 5 g de NaCl diluídas em cerca de 25 mL de água. Esta solução foi adicionada ao fundo do reator através de um funil conectado a um tubo de silicone.

A presença de bolhas na região de medição do sensor altera significativamente o resultado, permitindo a medição de uma condutividade correspondente a apenas 50% da concentração de sal presente no sistema. Para evitar a interferência do borbulhamento nas medidas de condutividade, um pedaço de tecido não-tecido perfurado foi adaptado à extremidade do eletrodo.

## **3.8 Técnicas analíticas**

As técnicas utilizadas na caracterização e na avaliação do desempenho do sistema, bem como das limpezas químicas estão descritas a seguir.

### **3.8.1 Microscopia ótica**

As observações da biomassa foram feitas utilizando um microscópio ótico, marca Hund Wetzlar, modelo H500. As amostras foram coletadas do biorreator e as observações

foram feitas a fresco. As imagens foram capturadas por uma câmera Nikon Coolpix 4500 com resolução de 4 Megapixel.

### **3.8.2 Avaliação da biodegradação e das condições do biorreator**

Para avaliar a biodegradação do efluente sintético, foram utilizadas, conforme já comentado, as técnicas de determinação da demanda química de oxigênio (DQO), pelo método do refluxo fechado, de acordo com a metodologia descrita em APHA (1998) e de medida do carbono orgânico total (COT) utilizando um analisador de carbono da Shimadzu – TOC 5000. A análise do carbono orgânico é feita pela combustão catalítica da amostra, a 680°C, e quantificação do CO<sub>2</sub> produzido através de um detector de infravermelho.

A medida do carbono orgânico é dependente de diversos compostos orgânicos em vários estados de oxidação. Alguns destes compostos podem ser oxidados em processos químicos e/ou biológicos e quantificados pelas técnicas de DQO, DBO e carbono orgânico assimilável. No entanto, a técnica de COT é mais conveniente para expressar o teor de carbono orgânico do que as demais, visto que o COT é independente do grau de oxidação da matéria orgânica e não inclui outros elementos das moléculas, como N e H, que podem contribuir para a DQO e a DBO.

As amostras da alimentação e do permeado foram coletadas todos os dias, acidificadas a pH menor do que 2 e congeladas. A acidificação das amostras impossibilita a análise de carbono inorgânico, pois esta fração do carbono é convertida a H<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>, que escapa da fase líquida.

Além destas, as amostras da alimentação e do permeado foram analisadas quanto ao pH, de acordo com APHA (1998), diariamente.

O teor de oxigênio dissolvido (OD) do reator foi medido através de um medidor de oxigênio dissolvido YSI, modelo 58.

Os teores de sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV) do biorreator foram determinados diariamente segundo a técnica descrita em APHA (1998). Além disso, utilizou-se um método simplificado para determinação do resíduo sedimentado por centrifugação (RSC), que foi correlacionado ao conteúdo de SSV, conforme relatado por Barbosa (2004). O RSC foi quantificado através da centrifugação de amostras de 13 mL, durante 15 minutos, em centrífuga da marca Quimis, com velocidade angular de 2600 rpm. Esta centrífuga possui 4 braços pendulares com 8 posições para tubos, que giram na horizontal. Os tubos utilizados eram graduados, com fundo cônico e capacidade para 15 mL. Os resultados de RSC foram expressos em % v/v.



### 3.8.3 *Análise da incrustação gerada por adsorção*

A incrustação gerada por adsorção foi avaliada em função de quantificações de substâncias poliméricas extracelulares (EPS). Os EPS no lodo podem ser classificados em dois grupos: os extraíveis, que envolvem as células, e os exopolímeros, que estão dissolvidos na solução (sobrenadante). A determinação dos teores de proteínas e polissacarídeos foi realizada com o objetivo de avaliar o potencial de incrustação do sobrenadante do biorreator. Estas análises não foram realizadas após extração da biomassa, pois se assumiu que as EPS ligadas aos flocos são parte integrante destes e, por isso, considerados como fração dos sólidos.

As análises de polissacarídeos livres foram realizadas de acordo com a técnica de Dubois *et al.* (1956), e de proteínas, pelo método de Bradford (1976). Para isso, amostras de lodo ativado foram coletadas e centrifugadas, durante 15 min, a 2600 rpm. O sobrenadante foi separado. Uma fração deste foi congelada para a análise de proteínas e outra foi acidificada a pH menor que 2 e congelada para determinação do teor de polissacarídeos.

O procedimento para obtenção da curva de calibração para determinação do teor de polissacarídeos livres foi realizado conforme descrito por Dubois *et al.* (1956), usando diluições de uma solução de d-glicose de  $50 \text{ mg.L}^{-1}$ , como padrões, no comprimento de onda de 490 nm. A curva de calibração para polissacarídeos está mostrada no Apêndice B.

O método de Bradford foi escolhido para a determinação de proteínas, visto que o método de Lowry modificado por Peterson (1979) sofre influência de muitos interferentes. Segundo Zaia *et al.* (1998), além de proteínas, o método de Lowry modificado expressa uma ampla variedade de compostos como se proteínas fossem. A curva de calibração para determinação do teor de proteínas foi feita novamente sempre que as análises de proteínas foram executadas, pois é procedimento necessário, para corrigir variações nos resultados, causadas pela variação da solução de corante, sugerido no método. Uma curva de calibração típica para esta análise está apresentada no Apêndice B.

### 3.9 Limpezas Químicas

Uma membrana é considerada limpa quando a permeabilidade é semelhante à de uma membrana nova. No entanto, recuperar a permeabilidade de uma membrana ao seu valor inicial é quase impossível. Assim, um bom critério para uma limpeza bem sucedida é a obtenção de permeabilidade próxima àquela medida algumas horas depois da instalação ou após a limpeza anterior.

Embora a fibra oca utilizada neste trabalho já esteja bem caracterizada, pouco se conhece sobre a interação da membrana com a biomassa e as técnicas de limpeza mais adequadas para a recuperação de permeabilidade das fibras quando empregadas em MBR. Por isso, no período em que foram realizados os ensaios curtos, com duração de 5 dias, sempre que foi necessário recuperar a permeabilidade de um feixe, procedia-se a uma limpeza química por imersão em solução de NaOCl, 1% em volume, durante 24h e posterior lavagem com água.

As limpeza químicas foram realizadas, posteriormente, por imersão em NaOCl a 1% em volume, para recuperar a permeabilidade das membranas, após a utilização no MBR. Também foi testada a limpeza feita por circulação de solução de NaOCl, na mesma concentração, em uma unidade construída especificamente para este fim. Para que não fosse necessário interromper a operação do MBR, o feixe sujo era substituído por um limpo e procedia-se à limpeza química na unidade de lavagem, cujo esquema é apresentado na Figura 3-9.

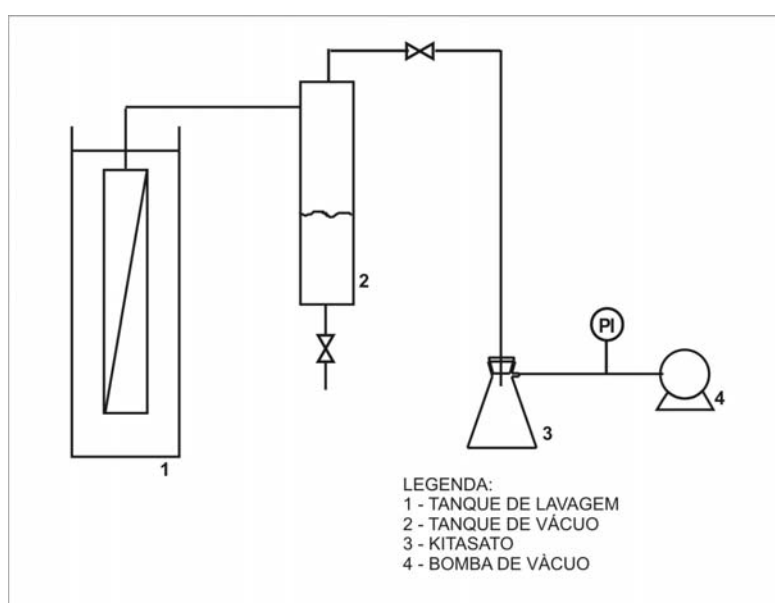


Figura 3-9 – Esquema da unidade de lavagem dos feixes de membrana.

Nesta unidade, o fluido circula no mesmo sentido da retirada de permeado do MBR, ou seja, de fora para dentro das fibras.

Uma vez tendo-se verificado que a circulação produziu resultados semelhantes aos obtidos ao se deixar o feixe de molho em uma solução com o agente de limpeza, foram avaliados diversos tempos para a etapa do molho: de 1 a 48 horas para NaOCl a 1% em volume. Após o molho, os feixes permaneceram imersos em água e, posteriormente, foram submetidos à lavagem com água na unidade de lavagem. Em seguida, a permeabilidade hidráulica foi determinada para verificar a recuperação de fluxo.

## 4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 4.1 Caracterização hidrodinâmica do reator e do sistema de aeração

A caracterização hidrodinâmica do reator e do sistema de aeração foi feita pela determinação do tamanho das bolhas produzidas pelas membranas e pelo aerador, bem como pela avaliação do  $K_{La}$  e do tempo de mistura.

#### 4.1.1 Caracterização das bolhas

A partir das fotografias das bolhas geradas pela membrana, nas pressões de 3 e 4 bar, e pelo aerador, nas vazões de 2,51, 5,77 e 9,23 L.min<sup>-1</sup> correspondentes a  $u_g$  de 13,31, 30,61 e 48,97 m.h<sup>-1</sup>, respectivamente. Os diâmetros médios numérico ( $\bar{d}_{10}$ ), volumétrico ( $\bar{d}_{30}$ ) e de Sauter ( $\bar{d}_{32}$ ), foram respectivamente calculados pelas equações (4.1) a (4.3):

$$\bar{d}_{10} = \frac{\sum_{i=1}^N d_i}{N} \quad (4.1)$$

$$\bar{d}_{30} = \sqrt[3]{\frac{\sum_{i=1}^N d_i^3}{N}} \quad (4.2)$$

$$\bar{d}_{32} = \frac{\sum_{i=1}^N d_i^3}{\sum_{i=1}^N d_i^2} \quad (4.3)$$

Os resultados dos diâmetros médios de bolha, calculados pelas equações 4.1 a 4.3, para cada condição de operação das membranas e do aerador são mostrados na Tabela 4-1. As distribuições de tamanhos estão apresentadas no Apêndice D.

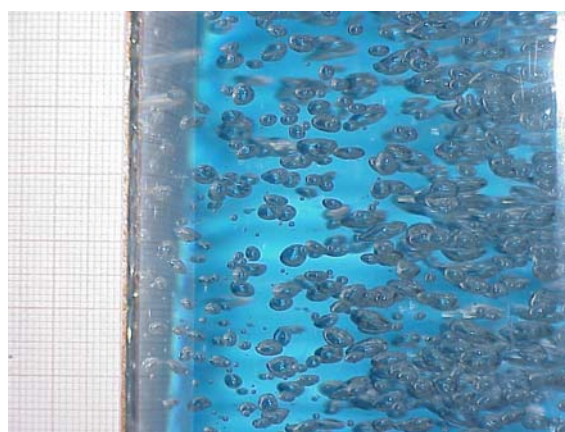
**Tabela 4-1 – Diâmetros médios de bolha obtidos para as membranas e para o aerador.**

	Membrana		Aerador		
	3 bar	4 bar			
$u_g$ (m/h)	1,21	27,46	13,32	30,61	48,97
$\bar{d}_{10}$ (mm)	0,906±0,032	2,082±0,079	2,848±0,123	3,042±0,122	3,258±0,142
$\bar{d}_{30}$ (mm)	1,071±0,038	2,261±0,085	3,076±0,133	3,249±0,130	3,506±0,153
$\bar{d}_{32}$ (mm)	1,271±0,225	2,454±0,461	3,312±0,715	3,457±0,691	3,766±0,823

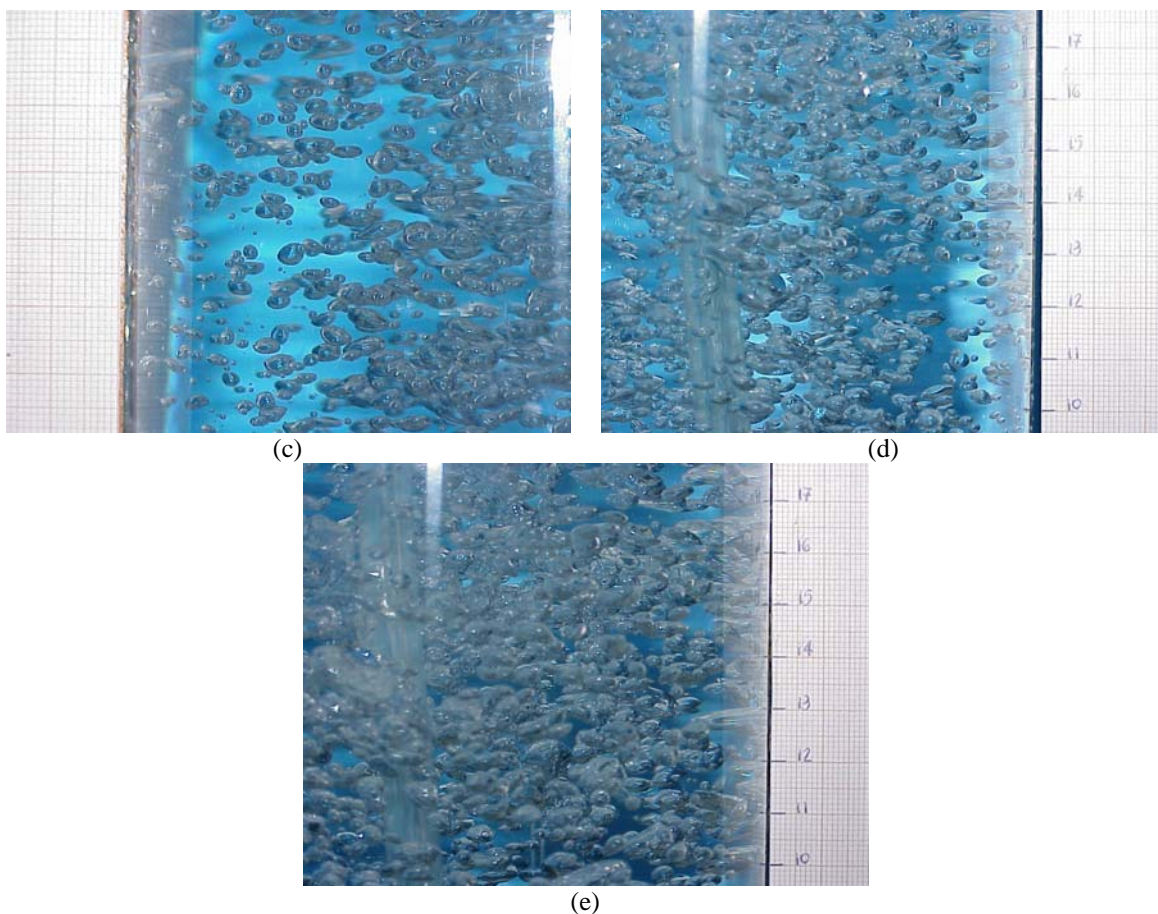
Observa-se que  $\bar{d}_{10}$ ,  $\bar{d}_{30}$  e,  $\bar{d}_{32}$  para cada condição avaliada, não podem ser diferenciados, pois estão em faixas coincidentes, com exceção dos diâmetros calculados para as bolhas produzidas pela membrana na pressão de 3 bar. No entanto, para a transferência de oxigênio, deve-se considerar  $\bar{d}_{32}$ , visto que é representativa da razão entre o volume de gás e a área interfacial na mistura bifásica. As fotografias para cada condição analisada são mostradas na Figura 4-1. Nestas é possível visualizar as diferenças dos tamanhos obtidos para cada condição, bem como a semelhança das bolhas produzidas na pressão de 4 bar, para a qual os poros encontram-se livres de líquido com as bolhas produzidas pelo aerador.



(a)



(b)



**Figura 4-1 – Fotografias das bolhas produzidas pela membrana nas pressões de 3 (a) e 4 bar (b) e pelo aerador, para  $u_g$  iguais a 13,31 (c), 30,61 (d) e 48,97 m/h (e).**

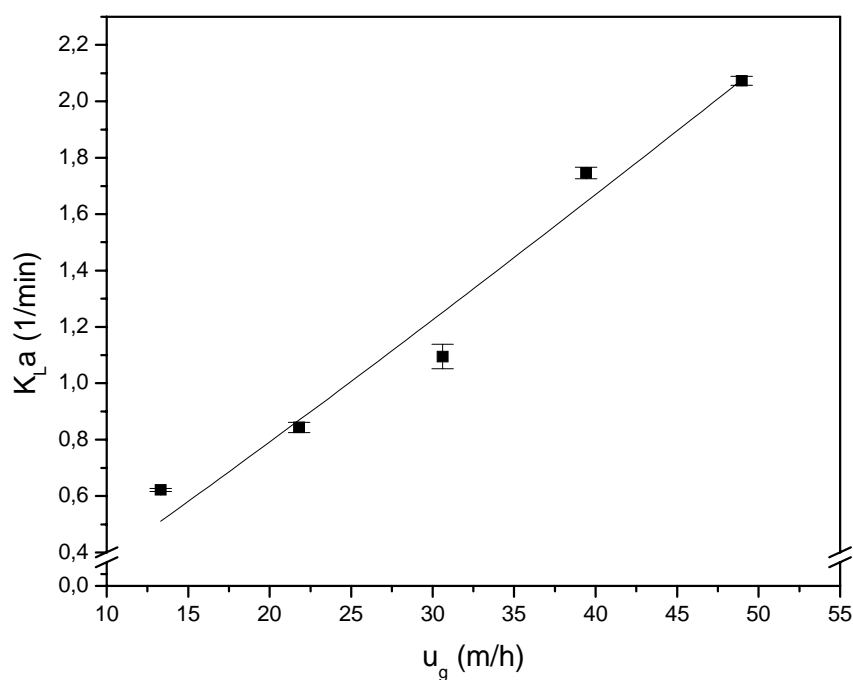
De acordo com a Figura 4-1 e com os dados dos diâmetros de bolha produzidos tanto pela membrana quanto pelo aerador, verificou-se a formação de bolhas elipsoidais com tamanho variando entre 2,5 e 3,8 mm. De acordo com Cui *et al.* (2003), bolhas com esta geometria são preferidas pelos projetistas de SMBR tanto pela transferência de oxigênio quanto pelo arraste que elas promovem. Além disso, aparentemente, a turbulência gerada pelas bolhas, nas velocidades de escoamento investigadas é suficiente para manter os bio-sólidos em suspensão, mesmo quando se opera com altas concentrações de biomassa. A única condição de geração de bolhas que não atende a essas condições foi o borbulhamento produzido pela membrana, na pressão de 3 bar. No entanto, é preciso ressaltar que as membranas podem funcionar como agentes auxiliares na transferência de oxigênio, visto que produzem bolhas menores, com alta área específica.

#### 4.1.2 Determinação de $K_La$

Os valores de  $K_La$  foram obtidos para as vazões de ar de 2,51, 4,11, 5,77, 7,43 e 9,23 L/min. O teste foi realizado três vezes para cada vazão e estes resultados estão apresentados no Apêndice E. A Figura 4-2 mostra os resultados de transferência de oxigênio, para os quais os coeficientes  $K_La$  foram corrigidos para a temperatura de 20°C, segundo a equação de Bewtra:

$$K_La_T = K_La_{20^\circ C} \cdot 1,024^{(T-20)} \quad (4.4)$$

$K_La$  e  $K_La_{20^\circ C}$  são os coeficientes volumétricos de transferência de oxigênio nas temperaturas T e 20°C, respectivamente.



**Figura 4-2 – Resultados da transferência de oxigênio: dependência do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio da velocidade superficial do ar.**

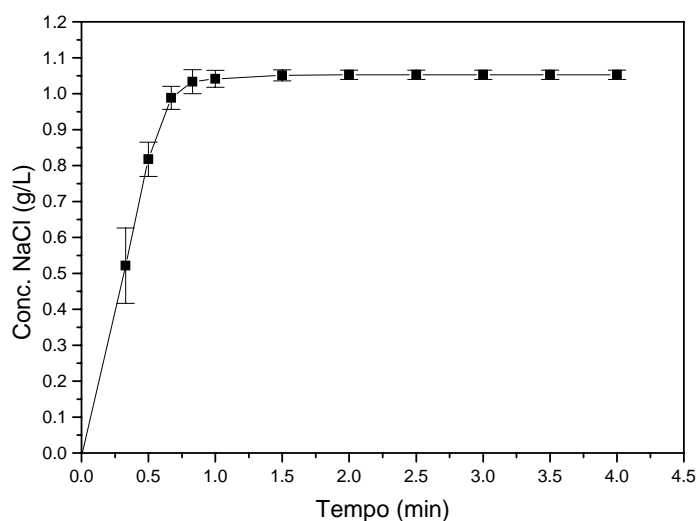
No gráfico apresentado na Figura 4-2,  $K_La$  foi representado como uma função da velocidade superficial do gás ( $u_g$ ), ajustada pela seguinte equação:

$$K_La = 0,0315 \cdot u_g^{1,08} \quad (4.5)$$

Neste caso,  $K_{La}$  é expresso em  $\text{min}^{-1}$  e  $u_g$ , em  $\text{m.h}^{-1}$ . Os valores dos desvios para os parâmetros angular e de potência foram 0,016 e 0,14, respectivamente.

#### 4.1.3 Determinação do tempo de mistura

A capacidade de mistura do reator foi avaliada através da determinação do tempo de mistura. O teste foi realizado em triplicata e os resultados são mostrados na Figura 4-3.



**Figura 4-3 – Variação da concentração de sal no interior do reator em função do tempo: injeção de sal feita instantaneamente no tempo zero.**

Observa-se que para se atingir 95% da concentração de NaCl, o tempo necessário foi de 0,61 min, ou seja, 37 segundos. Este resultado evidencia que o reator apresentava elevada capacidade de homogeneização.

#### 4.2 Seleção da membrana

A seleção da membrana utilizada na construção dos feixes para o biorreator foi feita através de ensaios de permeação de ar através da membrana submersa em água microfiltrada. O objetivo destes testes foi verificar a viabilidade de utilização de pulso de ar por dentro das fibras, como técnica de manutenção do fluxo permeado. Nestes ensaios, foram utilizadas fibras ocas de poli(éter-imida) (PEI), produzidas no Laboratório de Processos com Membranas (PAM), e de polipropileno (PP), conforme mostrado na Tabela



4-2. Vale ressaltar que todos os testes foram realizados com, pelo menos, dois feixes, com quatro fibras.

**Tabela 4-2 – Características das fibras utilizadas nos testes de pulso de ar no lúmen, com as fibras submersas.**

Membrana	Diâmetro de poro ( $\mu\text{m}$ )	Material da membrana
PAM-0,2	0,2	PEI
PP	0,2	PP
PAM-1,0	1,0	PEI

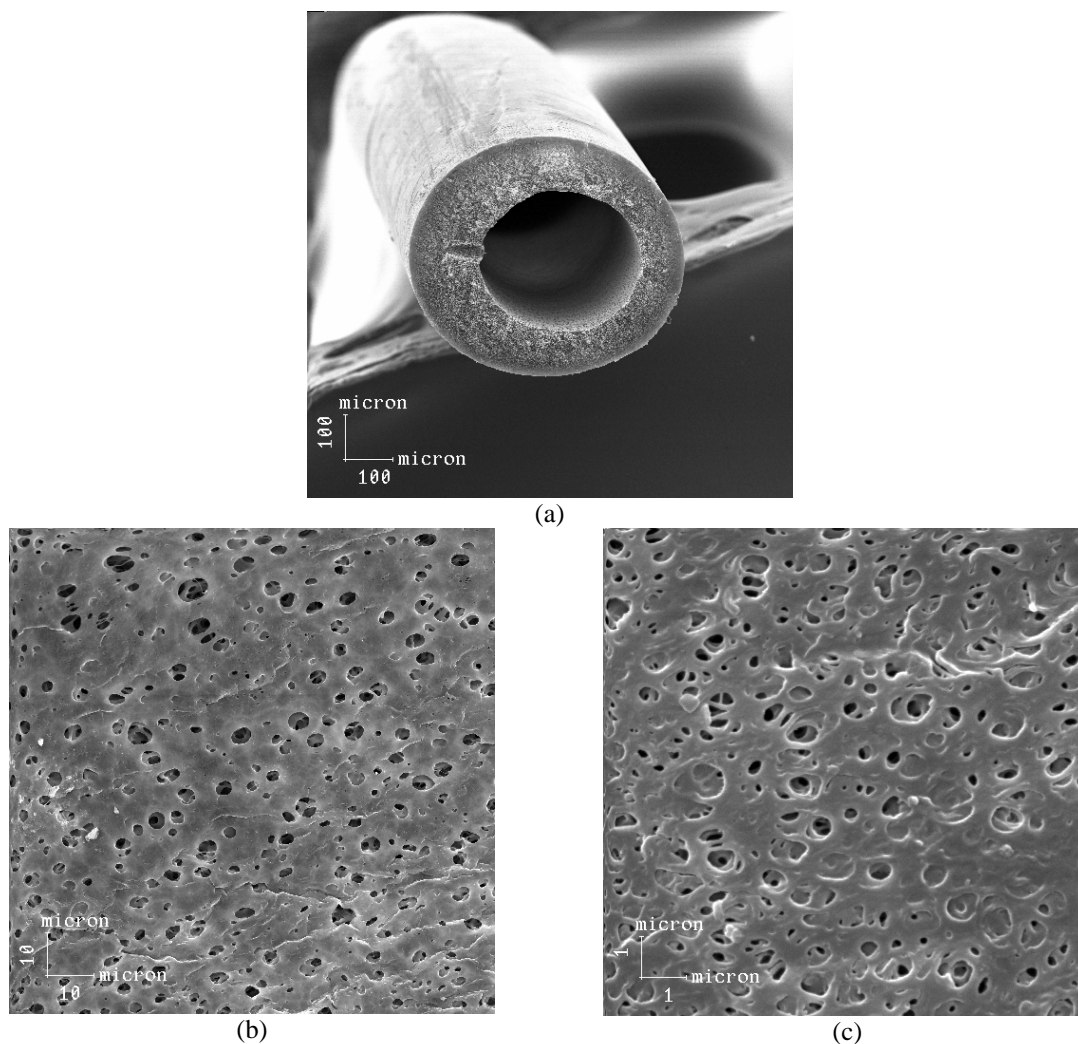
As fibras foram testadas com ar comprimido em pressões na faixa de 1 a 6 bar.

Para as fibras de PEI, com tamanho de poro nominal de 0,2  $\mu\text{m}$ , observou-se a permeação do ar pelos poros maiores, apenas. Na pressão de 2 bar, houve a formação de pequenas bolhas nas superfícies das fibras. Com o aumento da pressão do ar até 6 bar, as bolhas tornaram-se maiores, porém não o suficiente para que se soltassem da superfície. Idealmente, as bolhas seriam formadas nos poros e ascenderiam em um fluxo de bolhas ao longo das superfícies das membranas, arrastando material aderido à superfície e às paredes dos poros.

Nos testes com fibras de PP não se observou a presença de bolhas no frasco. Segundo relatório do PAM (1994), o tamanho de poro destas membranas é da ordem de 0,2  $\mu\text{m}$  e, de acordo com a equação de Laplace (4.1), com tensão superficial ( $\gamma$ ) entre água/ar de  $72,3 \times 10^{-3} \text{N.m}^{-1}$  (Mulder, 1996), para  $r_p$  igual a 0,2  $\mu\text{m}$  e admitindo que o ângulo de contato  $\theta$  seja igual a zero, a pressão de ar a ser aplicada deveria ser de aproximadamente 7,2 bar para que houvesse borbulhamento.

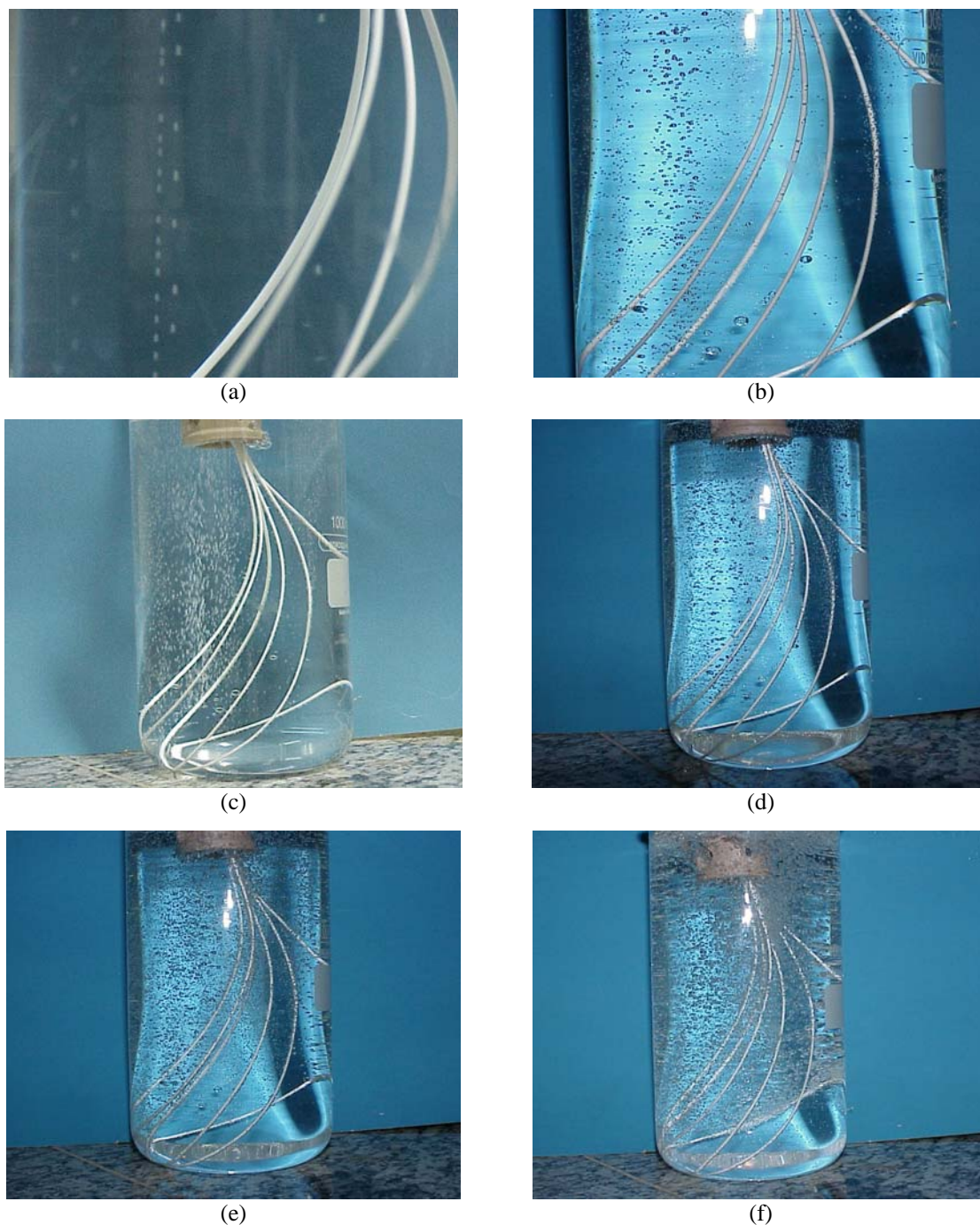
Para as membranas de PEI, com tamanho de poro de 1,0  $\mu\text{m}$ , utilizou-se ar comprimido até a pressão de 3 bar. Para este tamanho de poro, segundo a equação 5.1, o ponto de bolha é da ordem de 3 bar (pressão em que a primeira bolha de ar passa pela membrana). O ponto de bolha é uma técnica de determinação do tamanho de poro máximo, que consiste em deixar um lado da membrana em contato com um líquido e injetar ar do outro, forçando a passagem do ar através dos poros. Verificou-se que as fibras produziram bolhas em fluxo contínuo, nessa faixa de pressão, porém não de modo uniforme ao longo de toda a superfície das membranas, de onde surgiu a necessidade da utilização de fibras mais abertas para a aplicação em biorreator com membrana, considerando a operação com pulso de ar periódico para desobstrução dos poros das fibras. As fotomicrografias destas

fibras, mostradas na Figura 4-4, foram obtidas para posterior comparação com a membrana selecionada.



**Figura 4-4 – Fotomicrografias da fibra de PEI, com tamanho de poro de 1,0  $\mu\text{m}$ : (a) seção transversal (100x), (b) superfície interna (1000x), (c) superfície externa (10000x).**

Com isso, novas membranas foram produzidas, nas condições de fiação descritas na seção 3.3, escolhidas com o objetivo de produzir fibras com maior porosidade. Novos feixes foram construídos com 3 fibras destas membranas, em formato de “U”, com resina epóxi-poli-mercaptana de secagem rápida. Os resultados dos testes com as novas fibras, injetando-se ar comprimido pelo lúmen foram bastante satisfatórios, como se pode verificar nas fotografias mostradas na Figura 4-5.



**Figura 4-5 - Teste de borbulhamento: bolhas produzidas pela membrana nas pressões de (a) 1,5, (b) 2,0, (c) 2,5, (d) 3,0, (e) 3,5 e (f) 4,0 bar.**

A Figura 4-5 mostra que as fibras produzidas geravam fluxos de bolhas de modo uniforme ao longo das fibras, adequados para a remoção de depósitos da superfície filtrante, em pressões de ar relativamente baixas.

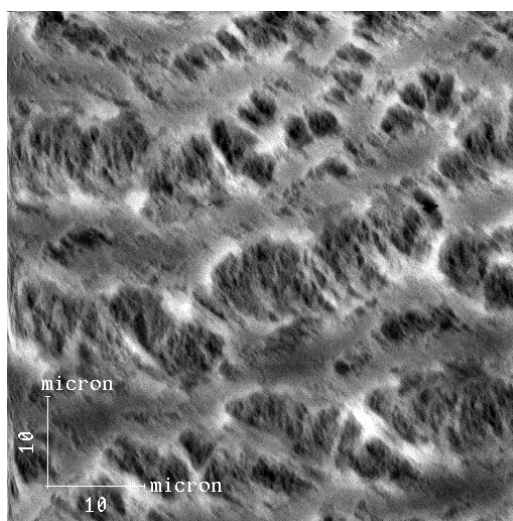
### 4.3 Caracterização da membrana selecionada

Após a seleção da membrana, esta foi caracterizada por MEV e por ensaios de permeação. As fotografias obtidas por MEV permitiram a determinação do tamanho de poro médio, bem como da porosidade superficial das membranas. Nas fotos das seções transversais, observou-se a formação de macrovazios e o descolamento da superfície interna da membrana, como se pode observar na Figura 4-6. Isso não afeta os resultados da filtração, uma vez que é a superfície externa que permanece em contato com a biomassa.



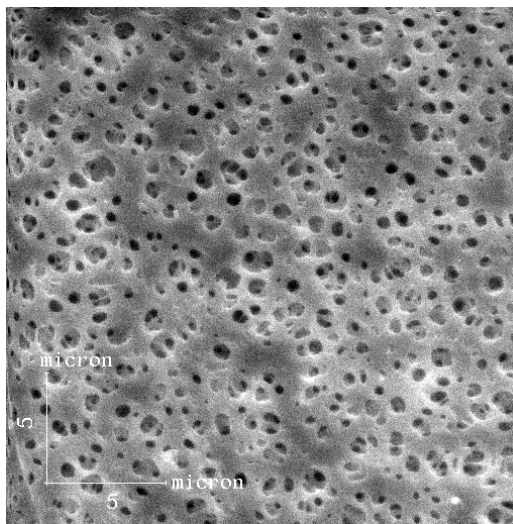
**Figura 4-6 – Seção transversal da membrana de PEI selecionada, com aumento de 150 x.**

Ainda com relação à superfície interna, verificou-se a formação de uma rede, conforme mostrado na Figura 4-7.



**Figura 4-7 – Superfície interna da membrana de PEI selecionada, com aumento de 2000 x.**

A fotografia de superfície externa da membrana, apresentada na Figura 4-8, mostra a existência de poros que têm, aparentemente, diâmetro médio maior do que os poros da membrana utilizada anteriormente. No entanto, observa-se que a porosidade aparenta ser maior do que a das membranas mostradas na Figura 4-4, como era esperado, em função das condições de fiação, cujo intuito foi obter fibras mais porosas. Com essa maior porosidade, foram obtidos os resultados de permeação de ar com membrana submersa mostrados nas fotografias da Figura 4-5.

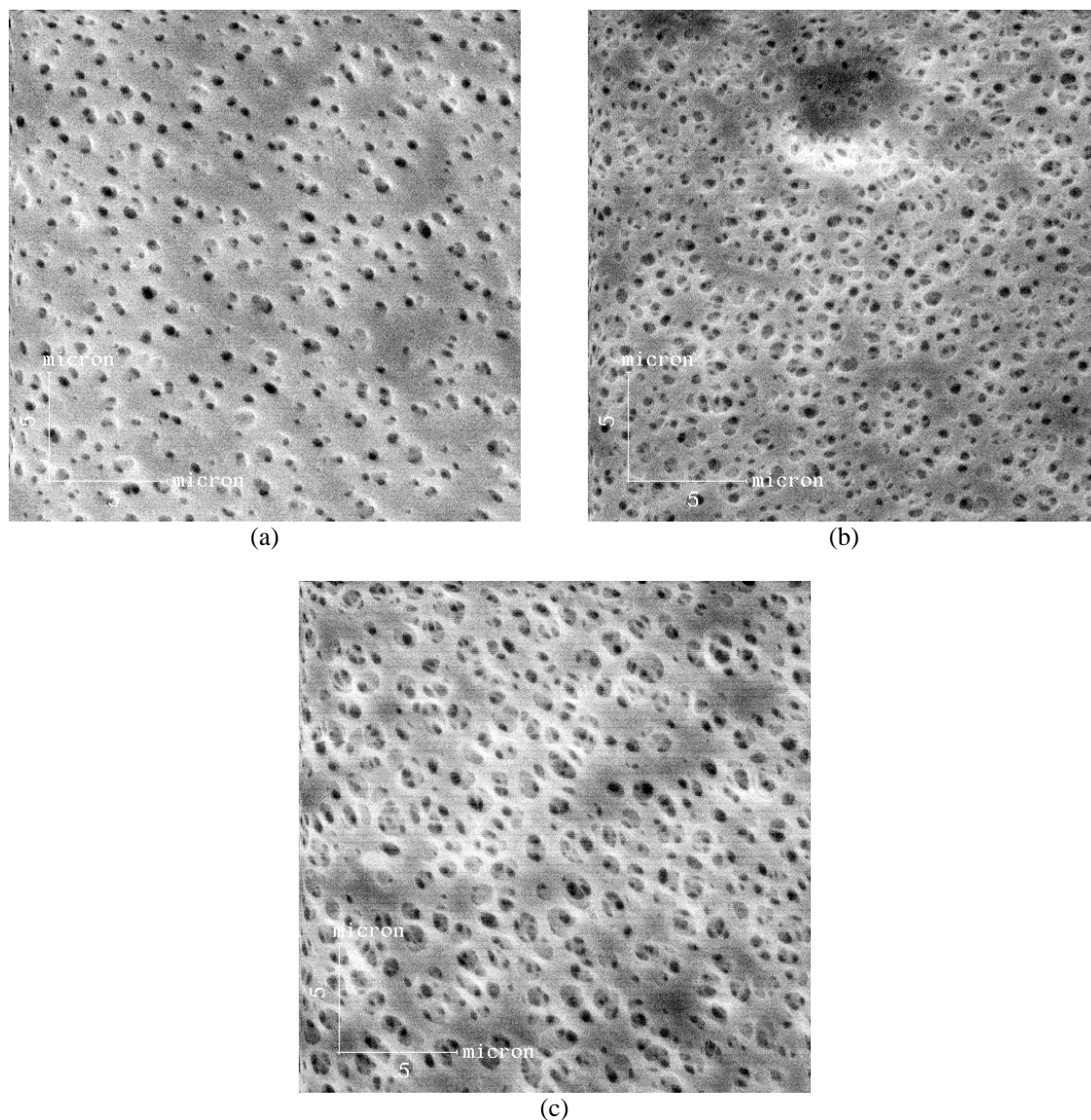


**Figura 4-8 – Superfície externa da membrana de PEI selecionada, com aumento de 5000 x.**

#### ***4.3.1 Caracterização do diâmetro médio de poro e da porosidade***

A partir de fotomicrografias da superfície externa da membrana foram determinados os diâmetros médios de poro e a porosidade.

A porosidade foi calculada por determinação da área total de vazios, em cada fotografia, com relação à área da imagem. Os resultados dos diâmetros médios e das porosidades foram obtidos para as fotografias mostradas na Figura 4-9 e são mostrados na Tabela 4-3.



**Figura 4-9 – Fotomicrografias da superfície externa das membranas de PEI, com aumento de 5000 x, utilizadas na determinação do tamanho médio de poro e porosidade.**

As fotomicrografias apresentadas na Figura 4-9 foram tomadas como sendo representativas das membranas. Cabe salientar que várias imagens da superfície externa da membrana foram obtidas no MEV; estas foram comparadas e divididas em três grupos, dos quais, as mostradas neste trabalho são amostras que foram avaliadas por análise de imagens, conforme o procedimento descrito na seção 3.4.2.

**Tabela 4-3 – Valores dos diâmetros médios de poro e porosidades e seus respectivos desvios-padrões calculados para as fotomicrografias mostradas na Figura 4-9.**

	(a)	(b)	(c)	Todos os dados
$\bar{d}_{10}$ ( $\mu\text{m}$ )	0,59±0,06	0,61±0,06	0,83±0,06	0,66±0,06
$\bar{d}_{30}$ ( $\mu\text{m}$ )	0,62±0,05	0,64±0,05	0,89±0,06	0,72±0,06
$\bar{d}_{32}$ ( $\mu\text{m}$ )	0,65±0,28	0,68±0,30	0,94±0,30	0,79±0,30
$\varepsilon$ (%)	19,25±0,01	32,39±0,01	39,69±0,01	30,44±11,20

A partir dos dados da Tabela 4-3 e das imagens apresentadas na Figura 4-9, obtidas para a primeira batelada de fiação, pode-se constatar que os diâmetros de poro médios das figuras (a) e (b) não foram significativamente diferentes. Porém, os resultados para a coluna (c) mostram diâmetros médios bem maiores. Os valores mostrados na última coluna foram calculados levando-se em consideração todos os poros medidos em todas as imagens analisadas e o resultado da porosidade é a média dos valores mostrados nas outras colunas. Tanto nas imagens, quanto nos resultados de porosidade mostrados na Tabela 4-3, verifica-se que a porosidade superficial varia bastante para uma mesma batelada de fiação e isso justifica o desvio padrão de 11,20% para a porosidade média.

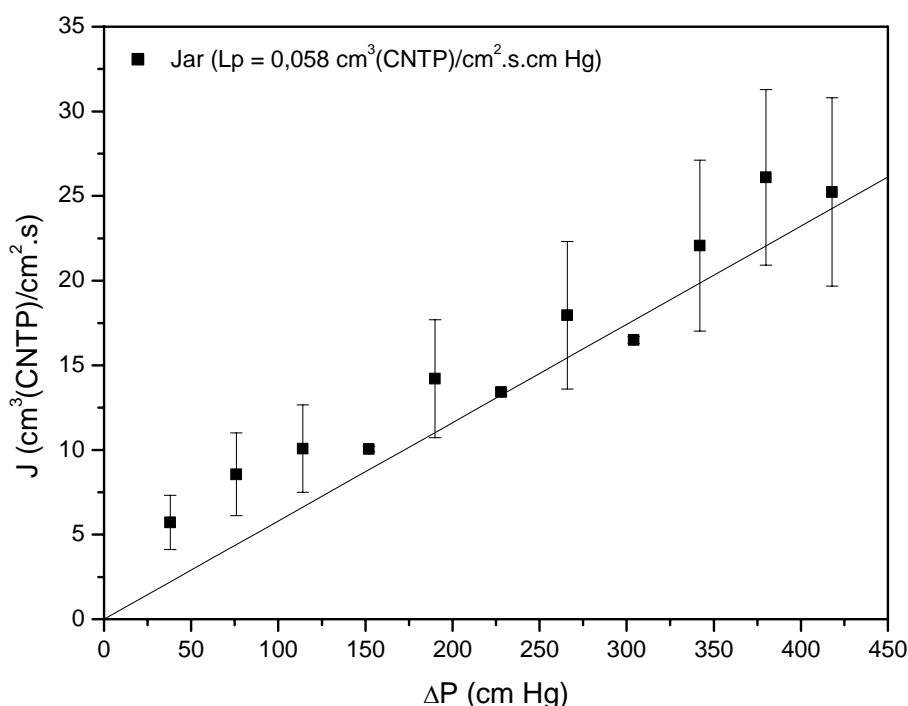
### **4.3.2 Resultados dos testes de permeação**

Nesta seção, são apresentados os resultados obtidos nos testes de permeação, que tiveram por objetivo a caracterização da membrana utilizada na construção dos feixes. Foram obtidos dados importantes ao projeto e operação do equipamento, como a pressão do ar a ser utilizada na retrolavagem, o tempo necessário para desobstrução dos poros, quando da injeção de ar, e o fluxo permeado de água.

#### **4.3.2.1 Testes de permeação de ar**

Os testes de permeação de ar foram realizados com ar comprimido em pressões variando de 0,5 a 6 bar (45 a 450 cm Hg). Os resultados de fluxo permeado de ar em função da pressão apresentados na Figura 4-10 mostram que há uma grande variabilidade das fibras utilizadas na confecção dos módulos, embora todas sejam produzidas na mesma

batelada. Esta variabilidade é natural do processo de fabricação e justifica o tamanho das barras de erro mostradas no gráfico.



**Figura 4-10 – Fluxo de ar permeado em função da pressão.**

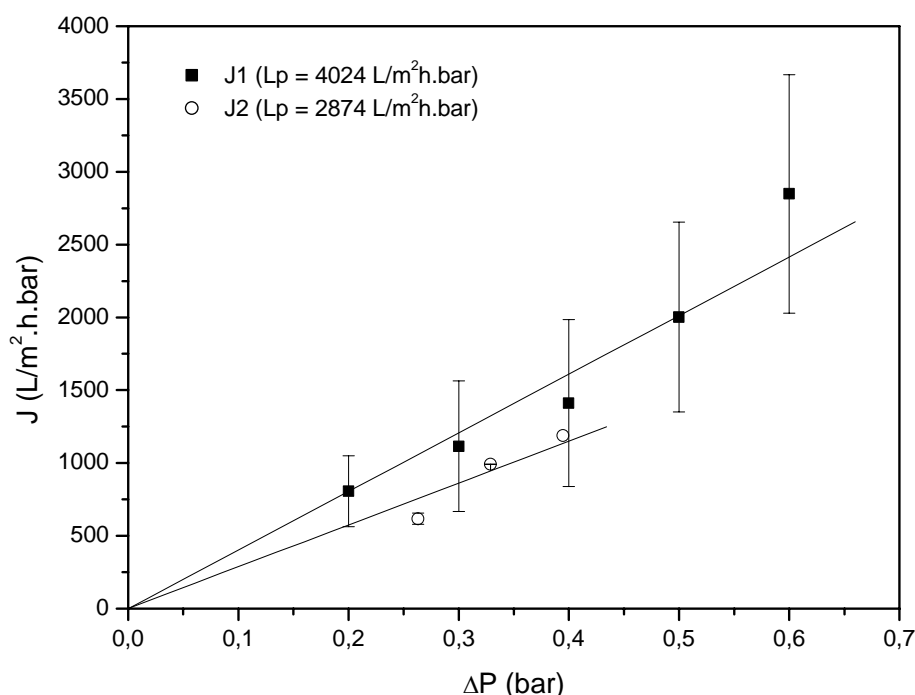
A permeabilidade ao ar, para a primeira batelada de membranas produzidas, foi de  $0,058 \pm 4 \times 10^{-4} \text{ cm}^3(\text{CNTP}).\text{cm}^{-2}.\text{s}^{-1}.\text{cm}^{-1} \text{ Hg}$ . O distanciamento dos pontos experimentais com relação ao ajuste que, necessariamente, passa pela origem pode ser uma consequência da imprecisão do manômetro, na faixa de baixas pressões, visto que este ensaio foi realizado diversas vezes, com vários módulos de membrana.

#### 4.3.2.2 Testes de permeação de água

No início do trabalho, os testes de permeação de água foram efetuados com retirada de permeado pelo lúmen através de sucção, utilizando o aparato experimental esquematizado na Figura 3-2, e, para isso, foram construídos três feixes com as fibras arranjadas em “U”, com área aproximada de  $5 \times 10^{-4} \text{ m}^2$ . Para a segunda batelada de membranas, utilizou-se o sistema representado na Figura 3-9, para lavagem dos feixes, e um feixe construído na mesma configuração utilizada no MBR, com 99 fibras com comprimento de cerca de 30 cm, cuja área era de  $6,17 \times 10^{-2} \text{ m}^2$ .



O resultado dos testes de permeação de água é apresentado na Figura 4-11, que indica as permeabilidades hidráulicas ( $L_p$ ) para as duas bateladas de membranas produzidas neste trabalho.



**Figura 4-11 – Resultado do teste de permeação de água: variação do fluxo permeado em função da pressão transmembrana.**

Como era esperado, os erros experimentais foram grandes, em função da variabilidade das fibras. Para a primeira batelada, os dados apresentados no gráfico correspondem a médias de 4 a 10 repetições com fibras diferentes, enquanto para a segunda, apenas um experimento de determinação de permeabilidade foi realizado, com apenas três pontos e suas réplicas, uma vez que o modelo de permeabilidade já é bem conhecido. Apesar da discrepância entre os valores das permeabilidades hidráulicas para as duas bateladas, verificou-se que o valor da  $L_p$  da segunda batelada está compreendido pela região das barras de erro do ensaio para a primeira batelada, o que permite afirmar que os resultados dos ensaios não são significativamente diferentes.

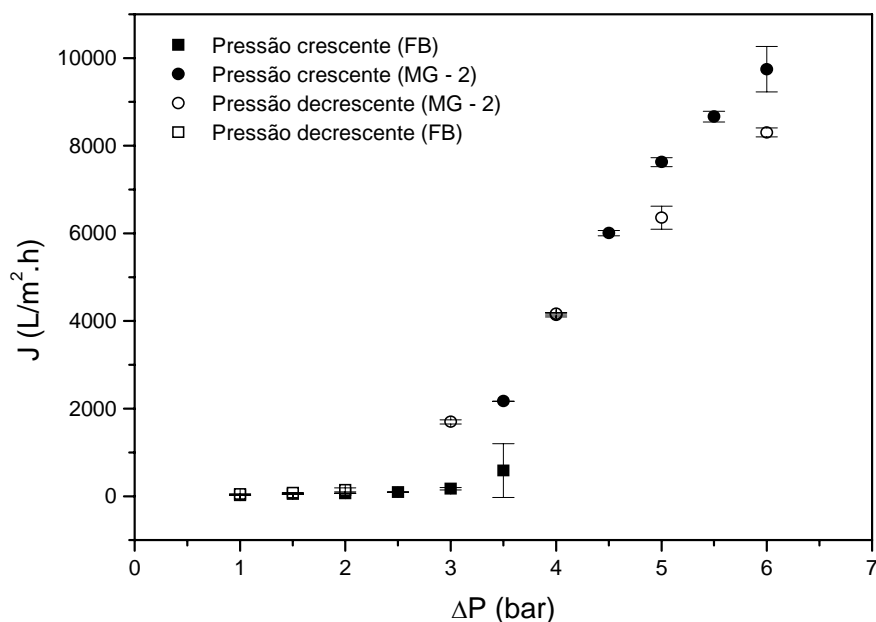
#### 4.3.2.3 Testes de permeação de ar com a membrana submersa em água

Para verificar o comportamento do sistema com relação ao borbulhamento, com a resistência da água nos poros da membrana, foram realizados testes de permeação do ar através de membranas com poros molhados. Para tanto, foram construídos módulos com as fibras arranjadas em forma de “U”, em uma carcaça de acrílico com 50 cm de

comprimento, também com roscas adaptadas às extremidades. O uso de comprimentos maiores para a carcaça do módulo surgiu da necessidade de operar um sistema capaz de conter água, sem que houvesse arraste para o medidor de gás. Foi mantido, porém, o mesmo diâmetro, o qual se mostrou inadequado para o objetivo do teste, pois ainda houve arraste de água pelas bolhas grandes (*slugs*) e as medições tiveram de ser interrompidas. Mesmo com o uso de um tubo com o dobro do comprimento para a confecção da carcaça verificou-se o mesmo comportamento devido à coalescência.

O sistema foi substituído por um feixe de fibras, também arranjadas em “U”, porém sem carcaça, imersas em água dentro de um kitasato de 2 L, para permitir a operação em pressões maiores e sem arraste de água. O frasco foi fechado com uma rolha, cujo orifício foi vedado com cola de silicone. O ar borbuhlado foi coletado por um tubo, conectado à abertura lateral do frasco, e a vazão medida através de fluxímetro de bolhas (FB) e de gasômetro (MG-2).

Da mesma maneira que para o teste anterior, a coleta de dados foi realizada da pressão mais baixa para a mais alta, com incremento de 0,5 bar. Porém, foi possível atingir pressões mais altas, como é mostrado no gráfico da Figura 4-12.



**Figura 4-12 – Efeito da pressão sobre o fluxo de ar e a liberação dos poros.**

Os resultados da Figura 4-12 mostram que, para as membranas utilizadas neste ensaio, os poros começaram a ser liberados na pressão de 3,5 bar. Nesta pressão, foram tomados pontos com os dois medidores e observou-se uma discrepância bastante

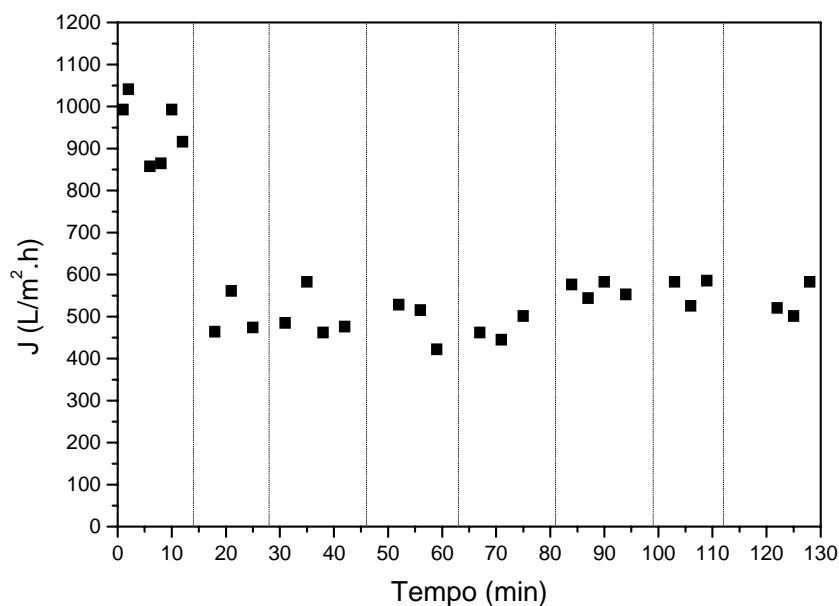
significativa entre os resultados. No entanto, de modo geral, os erros experimentais são pequenos, mostrando boa repetibilidade das medidas. Os pontos escuros do gráfico referem-se aos dados de fluxo tomados em pressões crescentes, enquanto os pontos claros, em pressões decrescentes; FB e MG correspondem aos pontos medidos com o fluxímetro de bolhas e com o gasômetro, respectivamente. Era esperado que a curva obtida em pressões decrescentes apresentasse maiores resultados de fluxo do que a de pressões crescentes, mostrando a liberação do líquido do interior de todos os poros da membrana.

De acordo com a equação (4.1), o diâmetro de poro determinado pela técnica de ponto de bolha para a  $P_{TM}$  de 3,5 bar, como realizado no teste cujo gráfico é mostrado na Figura 4-12, é de 0,4  $\mu\text{m}$ . Este resultado é significativamente diferente do obtido pela técnica de análise de imagens, cujo valor foi de  $0,66 \pm 0,06 \mu\text{m}$ . Provavelmente, a diferença esteja relacionada ao tipo de técnica utilizada para determinação do tamanho de poro, visto que a análise de imagens permite apenas a medição do tamanho de poro na superfície, enquanto que a técnica do ponto de bolha define o tamanho de poro em função da resistência ao escoamento de ar, imposta pela tensão superficial do líquido no interior dos poros.

Para a implementação da retrolavagem com ar, para o ciclo de limpeza hidráulica, é necessário que a pressão do ar seja igual ou superior a 3,5 bar para que os poros sejam desobstruídos.

#### 4.3.2.4 Testes do ciclo de permeação/retrolavagem com ar sem biomassa

Estes testes tiveram caráter exploratório, visando observar o comportamento do sistema com relação à repetição dos ciclos. Foram realizados dois testes com períodos de retirada de permeado alternados com períodos de injeção de ar. Durante o período de sucção, manteve-se a pressão transmembrana em 0,2 bar. O pulso de ar teve duração de 2 min e a pressão do ar foi mantida em 4 bar. Os resultados são mostrados na Figura 4-13 e as linhas verticais representam os pulsos de ar.

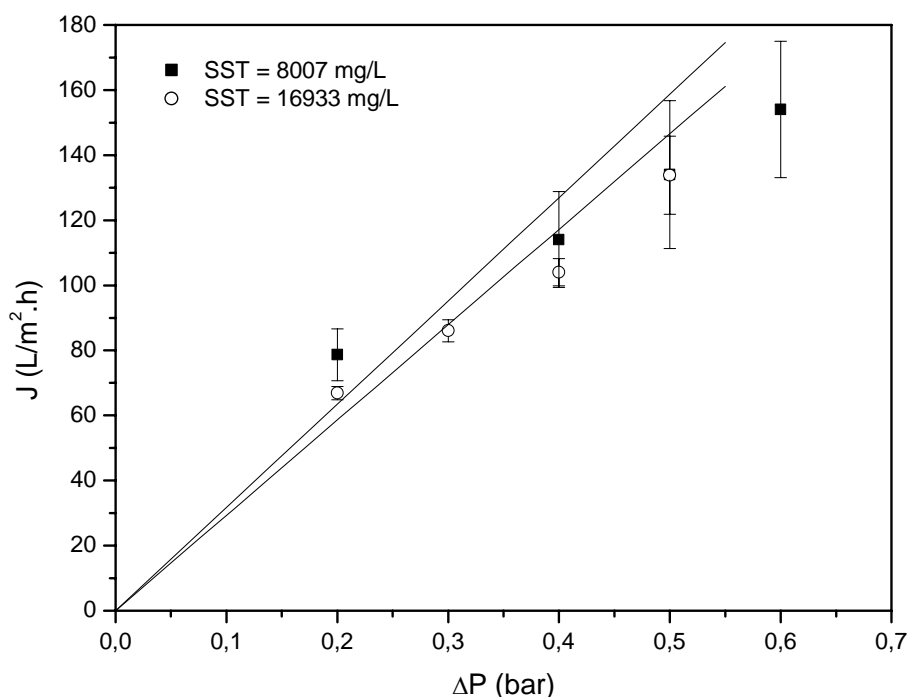


**Figura 4-13 – Comportamento do fluxo permeado com o tempo, em teste de permeação ( $\Delta P = 0,2\text{bar}$ ), com ciclos de retrolavagem com ar ( $P_{\text{ar}} = 4\text{ bar}$ ).**

Da Figura 4-13, verifica-se que o fluxo permeado é da ordem de  $950\text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$  no início da operação, ou seja, antes da primeira injeção de ar. A partir do primeiro pulso, o valor do fluxo reduz-se bruscamente para cerca de  $500\text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ . Este comportamento não foi observado no primeiro teste, provavelmente em função da injeção de ar no início do experimento, a qual produziu, rapidamente, o fluxo constante. Isso indica um provável efeito de compactação mecânica, causado pela alta pressão de ar comprimido utilizada na etapa de retrolavagem com ar. A diferença dos fluxos permeados no estado estacionário, entre os dois testes, é resultado da utilização de apenas três fibras, com cerca de 30 cm de comprimento, na construção de cada feixe. Em função da variabilidade das membranas quanto à permeabilidade, este efeito seria reduzido, se um número maior de fibras fosse utilizado em testes semelhantes.

#### **4.3.3 Testes de permeação com lodo ativado**

Embora os testes de permeação de lodo ativado tenham sido realizados com lodos coletados em dias diferentes e, em função de uma parada na ETE da Penha, o lodo utilizado para o segundo teste teve um aumento bastante expressivo na concentração de sólidos suspensos com relação ao anterior, não foram observadas diferenças significativas nos valores de permeabilidade para os dois testes. Os gráficos de fluxo em função da  $P_{TM}$  para estes ensaios são mostrados na Figura 4-14.



**Figura 4-14 – Resultados da permeação de amostras de lodo ativado com diferentes teores de sólidos.**

Os ajustes mostrados no gráfico da Figura 4-14 foram ponderados pelas barras de erro. As permeabilidades ao lodo com SST de 8007 e 16933 mg.L<sup>-1</sup> foram  $317 \pm 23$  e  $293 \pm 6$  mg.L<sup>-1</sup>, respectivamente. Embora estes valores sejam uma ordem de grandeza menores do que os resultados obtidos para a permeabilidade hidráulica, foram considerados adequados, pois, com essas características, as membranas foram capazes de produzir fluxos permeados cerca de 2 a 3 vezes maiores do que os valores encontrados na literatura.

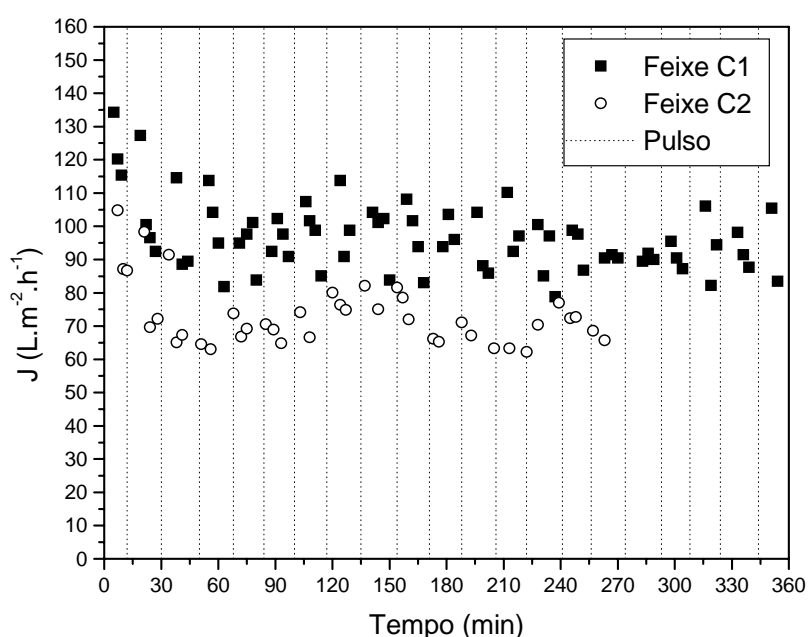
De acordo com os resultados obtidos, a permeabilidade ao lodo não é dependente apenas da concentração de sólidos no reator. Isso indica que outras frações do lodo ativado, como EPS, podem ser importantes para a incrustação das membranas.

Para os ensaios realizados com lodo ativado, foram medidas a DQO residual e turbidez do permeado, com o intuito de avaliar sua qualidade. A turbidez permaneceu sempre dentro da faixa de erro de leitura do equipamento (0,2 NTU) e os níveis de DQO encontrados estavam na faixa de 4 a 24 mg.L<sup>-1</sup>, indicando a produção de permeado de boa qualidade, em especial, considerando-se os teores de SST do lodo, apresentados na seção 3.5.2.

A análise de sólidos do permeado foi realizada apenas uma única vez, pois os teores de sólidos observados foram baixos (SST = 37 mg.L<sup>-1</sup> e SSV = 10 mg.L<sup>-1</sup>).

#### 4.3.3.1 Testes do ciclo de permeação/retrolavagem com ar com biomassa

Para melhor prever o comportamento do reator quando em operação contínua, foram realizados dois testes de filtração com ciclo de permeação/retrolavagem com ar, com lodo ativado, por períodos relativamente longos, acompanhando-se a evolução do fluxo permeado com o tempo de operação. Foram utilizados dois feixes novos, identificados por C1 e C2, com áreas de permeação iguais a  $10,48 \times 10^{-3}$  e  $12,26 \times 10^{-3} \text{ m}^2$ , respectivamente. Os resultados para o teste com o feixe C1 e lodo com SST igual a  $16933 \text{ mg.L}^{-1}$  e para o teste com o feixe C2 com lodo concentrado (SST =  $15800 \text{ mg.L}^{-1}$ ) são apresentados na Figura 4-15.



**Figura 4-15 – Resultados dos testes de filtração de lodo com ciclo de limpeza hidráulica.**

Observa-se, na Figura 4-15, que o fluxo permeado permanece relativamente constante, para os feixes na faixa de  $95 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$  (C1) e em torno de  $70 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$  (C2), durante todo o período do teste. Embora fosse esperado que o fluxo permeado do teste realizado com o feixe C2 fosse um pouco maior do que o obtido com o feixe C1, em função da concentração de sólidos no sistema, isso não se verificou. Provavelmente, isso se deve ao erro associado à determinação da área de cada feixe.

#### 4.4 Operação do SMBR: avaliação do tempo do ciclo de permeação/retrolavagem com ar

Nesta etapa do trabalho, após a implementação de uma interface operacional, foram realizados ensaios com a finalidade de determinar a melhor condição de operação relativamente ao ciclo de permeação/retrolavagem. Em todos os experimentos, foram mantidos constantes alguns dos parâmetros fornecidos à interface. O tempo de recuperação da operação da unidade, em caso de falha de comunicação, foi fixado em 2 min e os tempos de enchimento e esvaziamento foram mantidos em 30 s. Além destes, o tempo utilizado na operação de descompressão da unidade, após a retrolavagem com ar, foi fixado em 4 s. Este foi estabelecido avaliando-se o tempo necessário para o fim da turbulência gerada no tanque separador de ar pela descompressão.

Nesta etapa do trabalho, o efeito do tempo de permeação, mantendo-se o tempo de retrolavagem constante, foi avaliado. Para tanto, foram testados ciclos de permeação/retrolavagem de 10:30, 15:30, 20:30 e 30:30, sendo que estes valores referem-se aos tempos de permeação (em min)/retrolavagem (em s). O valor de TRH no biorreator, para estes experimentos, foi fixado em 5 h.

Para o experimento 10:30, a vazão de ar no difusor foi de 2,51 L.min<sup>-1</sup>, enquanto que para os demais experimentos, a vazão foi aumentada para 3,3 L.min<sup>-1</sup> para garantir que o nível de oxigênio dissolvido permanecesse acima de 2,0 mg.L<sup>-1</sup>. A Tabela 4-4 mostra as demais condições de operação para os ensaios realizados.

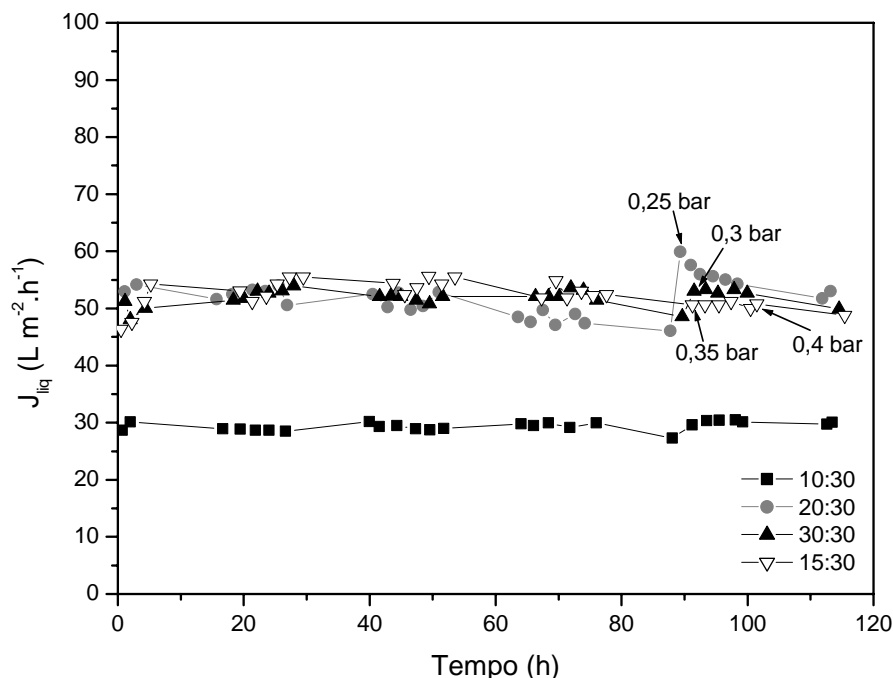
**Tabela 4-4– Condições de operação dos experimentos com teste do ciclo de filtração/retrolavagem (RL).**

Experimento	Tempo (filtração/RL)	$\Delta P_i$ (bar)	SSV (mg/L)	OD (mg/L)	Par (bar)
10:30	10:30	0,2	10607-11993	~1,5	4,0
20:30	20:30	0,2	8445-10137	5,6-7,1	3,5
30:30	30:30	0,25	10638-11625	5,7-6,5	4,0
15:30	15:30	0,3	10831-11869	5,6-6,2	4,0

O primeiro ensaio foi realizado com um feixe de membranas contendo 50 fibras, identificado como F50, com área de  $2,79 \times 10^{-2} \text{ m}^2$ . Os demais experimentos desta fase do trabalho foram feitos com o feixe F29, com área de  $1,59 \times 10^{-2} \text{ m}^2$ , em função da ruptura de uma fibra e da necessidade de substituição do feixe anterior, para evitar a interrupção do experimento. É importante salientar que, entre os experimentos, o feixe foi submetido à lavagem com água. As fibras foram lavadas com jato d'água, para remoção do material

aderido à superfície. Após esta operação, o feixe foi acondicionado em um tanque com solução de azida de sódio (biocida).

A Figura 4-16 mostra os resultados obtidos para o fluxo líquido em função do tempo.



**Figura 4-16– Fluxo líquido em função do tempo para os experimentos realizados com diferentes ciclos de permeação/retrolavagem (TRH = 5h).**

Observa-se, na Figura 4-16, que a retrolavagem com ar foi eficiente para a manutenção do fluxo permeado; nos experimentos 20:30, 30:30 e 15:30 verifica-se que os efeitos de incrustação/polarização de concentração são mais severos a partir das 90 horas de operação, quando é requerido um ligeiro aumento na  $P_{TM}$ , de 0,05 bar, para se manter o fluxo permeado e, conseqüentemente, o TRH no valor pré-fixado.

O teor de sólidos, mantendo-se a alimentação constante, tende a estabilizar-se, não sendo requerida, necessariamente, a retirada de lodo. Em todos os ensaios, o conteúdo de SSV tendeu a  $12000 \text{ mg.L}^{-1}$ , como se pode observar nos gráficos das Figura F.7 e F.8, do Apêndice F, que mostram a evolução dos teores de sólidos no reator bem como dos valores de RSC. O gráfico da Figura F-5 apresenta um crescimento mais acentuado da biomassa, quando comparado com os demais, referentes aos teores de sólidos, devido a um transbordamento de lodo ocorrido naquele experimento, causado por falha na bóia controladora do nível.

Com relação aos níveis de degradação, pode-se observar, na Tabela 4-5, que a remoção média de DQO para todos os ensaios foi de 98%, atingindo valores de até 100%.



A DQO residual do permeado manteve-se em níveis bastante baixos, muitas vezes inferiores a  $10 \text{ mg.L}^{-1}$ , como está mostrado nos gráficos das Figura F.8 a F.11 do Apêndice F. Esses gráficos também apresentam os valores de DQO da alimentação bem como os de remoção de DQO.

**Tabela 4-5 – Valores de DQO e COD da alimentação e do permeado e valores de remoção de DQO e COD obtidos nos experimentos de avaliação do ciclo de filtração/retrolavagem.**

Experimento	DQO (mg/L)				COD (mg/L)			
	Alim	Perm	Remoção (%)		Alim	Perm	Remoção (%)	
			Faixa	Média			Faixa	Média
10:30	535-599	<10-19	97-99	98	183-217	11-15	93-95	94
20:30	595-644	<10-59	80-100	95	207-224	8-49	78-96	93
30:30	593-657	<10-46	92-100	98	200-227	8-28	87-96	94
15:30	546-664	<10-24	96-99	98	181-221	7-14	92-96	95

Os níveis de remoção de COD também foram bastante elevados, para todos os experimentos, com médias entre 93-95%, como indicado na Tabela 4-5. Os gráficos das Figura F.12 a F.15 do Apêndice F mostram os resultados de COD para a alimentação e para o permeado, além da remoção de COD.

Os valores de remoção de DQO e COD mais baixos, observados para o experimento 20:30, podem estar relacionados à redução da quantidade de biomassa, para menos do que  $10000 \text{ mg.L}^{-1}$  de SSV, por efeito do transbordamento de lodo, ocorrido neste experimento.

O critério utilizado para escolha do melhor ciclo de permeação/retrolavagem foi a vazão efetiva do processo, que foi calculada a partir do volume acumulado no tanque de permeado e do tempo total de processo. Essa vazão efetiva depende do fluxo permeado bruto, mas também é influenciada pelos tempos de retrolavagem e descompressão, bem como do número de vezes que cada uma dessas etapas ocorre, no intervalo de uma hora. A Tabela 4-6 apresenta os valores das  $P_{TM}$  iniciais e finais para cada experimento, bem como o volume de permeado acumulado e o tempo total de operação, além do rendimento.

**Tabela 4-6 – Dados operacionais e vazão efetiva obtida em cada experimento de avaliação do ciclo de filtração/retrolavagem.**

Experimento	Feixe	Tempo (filt/RL)	$\Delta P_i$ (bar)	$\Delta P_f$ (bar)	V (L)	Tempo operação (h)	Vazão efetiva (L/h)
10:30	F50	10:30	0,20	0,20	77,75	103,38	0,75
20:30	F29	20:30	0,20	0,25	78,55*	112,97	0,70
30:30	F29	30:30	0,25	0,30	87,90	110,46	0,80
15:30	F29	15:30	0,30	0,45	88,25	106,92	0,83

\*perda de permeado.

Com base nestes resultados, o ciclo de permeação/retrolavagem de 15:30, por apresentar o maior resultado de vazão efetiva combinado com elevada eficiência de remoção de DQO e COD, foi escolhido para utilização na etapa seguinte, para operação com lodo ativado com SSV entre 8000 – 11000 mg.L<sup>-1</sup>. Vale registrar que nas condições investigadas houve pouca diferença entre os resultados de rendimento e remoção de matéria orgânica.

#### 4.5 Operação do SMBR: avaliação do tempo de retenção hidráulica

Na segunda etapa do trabalho, foram investigados diferentes tempos de retenção hidráulica (TRH) e seus efeitos no processo de tratamento do efluente sintético. Nos experimentos realizados nesta etapa, foram mantidas constantes as demais condições de operação da unidade, nominalmente, a vazão de ar (3,3 L.min<sup>-1</sup>), a pressão do ar de retrolavagem (3,5-4 bar), bem como o tempo do ciclo de permeação/retrolavagem (15 min/30s). Os valores de TRH avaliados foram 2, 3 e 4 h e os resultados foram comparados com os obtidos na etapa anterior para o TRH de 5 h, nas mesmas condições operacionais. A Tabela 4-7 apresenta algumas características de cada um dos ensaios e a Tabela 4-8, os valores de pH, OD e SSV observados durante a realização dos experimentos.

**Tabela 4-7 – Características dos experimentos realizados com diferentes valores de TRH.**

Experimento	Feixe	A (m <sup>2</sup> x 10 <sup>2</sup> )	P <sub>ar</sub> (bar)	TRH (h)	Tempo de operação (h)
TRH2	F100	5,72	3,5	2	90
TRH3	F53	3,29	4	3	63
TRH3B	F99	5,66	3,5	3	91
TRH4	F53	3,29	4	4	93
TRH5	F29	1,59	4	5	92

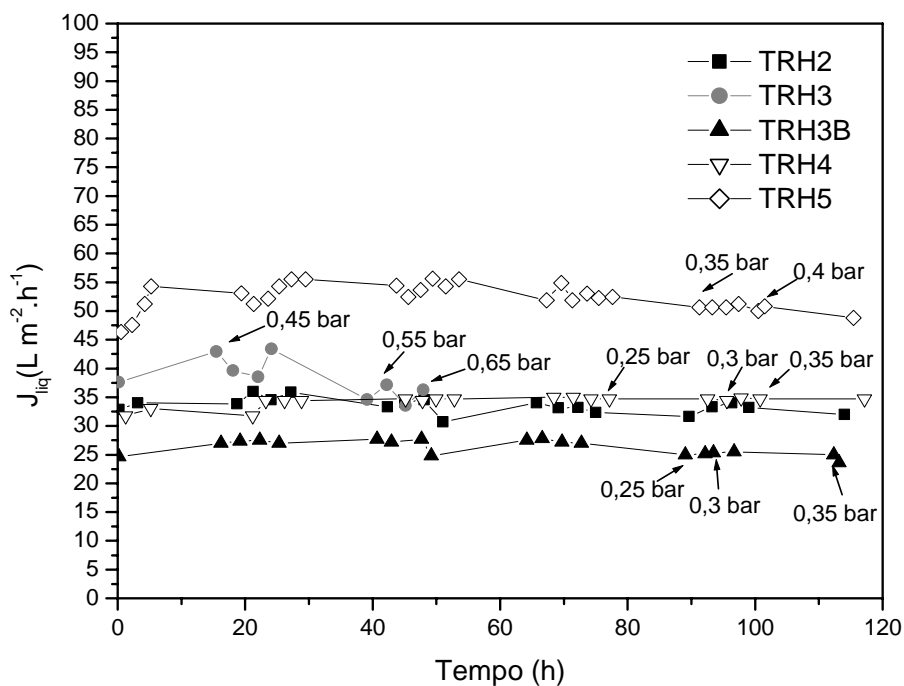
**Tabela 4-8 – Valores de pH, OD e SSV observados durante os experimentos com diferentes valores de TRH.**

Experimento	pH alim	pH perm	OD (mg/L)	SSV (mg/L)
TRH2	6,00-7,10	5,57-7,69	2,5-3,6	10100-16900
TRH3	6,25-6,87	4,82-6,50	2,0-2,9	17600-18800
TRH3B	6,00-6,82	7,52-8,50	5,4-6,7	5600-10800
TRH4	6,70-7,05	6,00-7,11	3,9-6,2	10200-13200
TRH5	6,00-6,91	5,54-5,64	5,6-6,2	10800-11900

Nos experimentos TRH2 e TRH3B foi necessário reduzir a pressão do ar de retrolavagem para evitar que o lodo transbordasse, uma vez que a área de membrana era bem maior do que para os outros experimentos e, com isso, tinha capacidade de gerar maior quantidade de bolhas.

No experimento TRH2 não foi necessário aumentar a  $P_{TM}$  para manter o fluxo permeado, como pode-se observar na Figura 4-17, provavelmente devido à utilização de um feixe com área consideravelmente maior do que os demais. O feixe F99 é o mesmo feixe F100 após o rompimento de uma fibra. Para recuperar o feixe, foi necessário submetê-lo à limpeza química (imersão em solução de NaOCl 1%, durante 24 h e posterior enxágüe), troca de solvente, para secagem, e novamente colagem com resina epóxi para vedar a extremidade da fibra rompida e borracha de silicone para recobrir a superfície epóxi. Na Figura 4-17 verifica-se, ainda, que a utilização deste feixe, com área maior, possibilitou operar o reator sem que fosse necessário aumentar a  $P_{TM}$ , por um tempo maior do que o observado para os demais feixes.

O experimento TRH3 entrou em colapso rapidamente, como pode-se observar na Figura 4-17, devido ao elevado teor de sólidos no reator (Tabela 4-9). O experimento TRH3B é a repetição deste ensaio, porém com outro feixe. Do mesmo modo que para o experimento TRH2, este feixe praticamente não foi afetado pelas condições operacionais e só necessitou de aumento na  $P_{TM}$  a partir de 90 horas de operação.

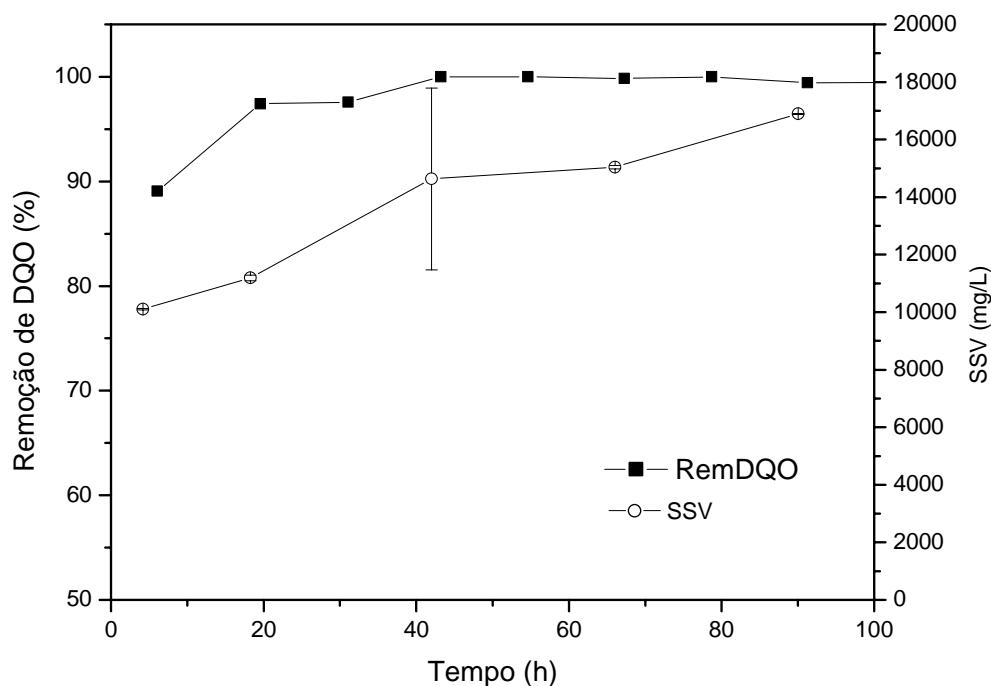


**Figura 4-17 - Fluxo líquido em função do tempo para os experimentos realizados com diferentes valores de TRH.**

O experimento TRH4 foi realizado com o mesmo feixe empregado no teste TRH3, após limpeza química. Observa-se que, com concentrações de sólidos menores no reator (Tabela 4-9), foi possível iniciar a operação com  $P_{TM}$  mais baixa (0,2 bar) (ao contrário do que ocorreu com este mesmo feixe no teste TRH3), requerendo intervenção na  $P_{TM}$  apenas a partir das 75 horas de operação. Havia uma expectativa de que não seria possível a reutilização deste feixe, após o experimento TRH3, que empregou  $P_{TMS}$  bastante altas, forçando os sólidos e solutos na direção da membrana e favorecendo a ocorrência de incrustação. No entanto, essa hipótese não se confirmou após a limpeza química, o que vem a confirmar a eficiência desse procedimento.

O experimento TRH5 foi realizado na etapa anterior do trabalho e teve valores de fluxo um pouco maiores do que dos demais experimentos realizados nessa etapa, possivelmente em função da variabilidade das membranas ou mesmo da imprecisão na medida da área de filtração.

A Figura 4-18 mostra resultados típicos de remoção de DQO e da evolução da concentração de SSV ao longo dos experimentos; neste caso, o gráfico representa os dados obtidos para o experimento TRH2.



**Figura 4-18 – Resultados de remoção de DQO e evolução da concentração de SSV com o tempo de operação, para o experimento TRH2.**

Para cada TRH, parece existir um valor de estabilização para a concentração de SSV, que aumenta durante todo o experimento até atingir a concentração máxima, ao passo que a remoção de DQO atinge valores estáveis rapidamente, logo no segundo dia de operação.

**Tabela 4-9 – Tempos de residência (TRH) testados e valores de SSV, OD e produção específica média de lodo (Y).**

Experimento	SSV <sub>i</sub> (mg/L)	SSV <sub>f</sub> (mg/L)	OD (mg/L)*	Y (mgSSV/mg DQO removida)
TRH2	10100	16900	2,8	0,051
TRH3	17600	18800	2,7	0,019
TRH3B	5600	10800	6,3	0,070
TRH4	10200	13200	5,0	0,051
TRH5	10800	11900	5,9	0,022

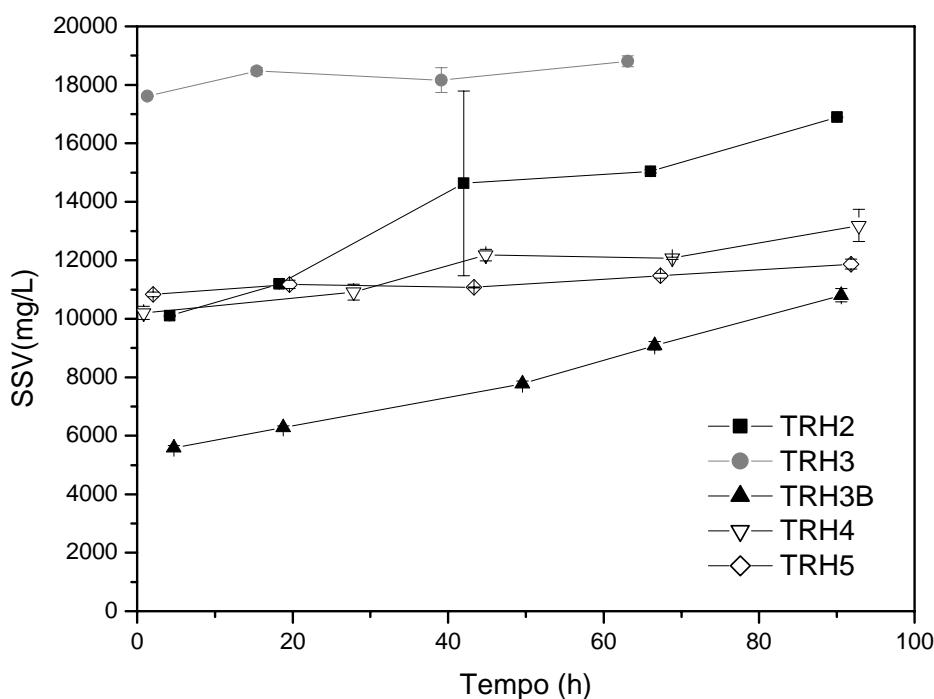
\* Valores médios

Os índices i e f referem-se ao início e ao final do experimento, respectivamente.

Os resultados referentes à produção específica média de lodo para o SMBR, em todas as condições de operação investigadas, foram considerados baixos em comparação com os resultados típicos obtidos em processos de lodos ativados convencionais (0,29 – 0,40 mg SSV.mg<sup>-1</sup> DQO removida, segundo Droste (1997)). De acordo com Stephenson *et*

al.(2000), a produção específica de lodo para MBR varia de 0,02 a 0,22 mg SSV.mg<sup>-1</sup> DQO removida e é dependente do tempo de retenção de sólidos.

Com relação aos teores de sólidos, mostrados na Tabela 4-9, observa-se que houve maior crescimento de lodo quando o experimento começou com menor concentração de biomassa. Estes resultados estão ilustrados, também, na Figura 4-19.



**Figura 4-19 – Evolução das concentrações de SSV com o tempo durante os ensaios de investigação do TRH.**

Pode-se concluir que o sistema investigado, para TRH menores (2-3 h), a concentração de SSV tendeu a se estabilizar em valores da ordem de 17000 - 18000 mg.L<sup>-1</sup> (Figura G. 5 e Figura G. 6 do Apêndice G) , enquanto que para TRHs mais altos (5h), tendeu a valores de 11000 - 12000 mg.L<sup>-1</sup> (Figura F.7, Apêndice F). Comparando-se com os gráficos dos demais experimentos (Figura G. 7 e Figura G. 8), confirma-se esta tendência, visto que os testes TRH2 e TRH4 apresentaram crescimento moderado de SSV, uma vez que ambos partiram de teores de SSV próximos de 10000 mg.L<sup>-1</sup>, com Y de cerca de 0,05 mg SSV.mg<sup>-1</sup> DQO removida. Apesar disso, o crescimento de lodo para o experimento TRH2, como pode-se verificar na Figura G. 5, comparativamente com o gráfico mostrado na Figura G. 8, referente ao experimento TRH4, foi ligeiramente mais pronunciado, de acordo com as expectativas, pois TRHs menores favorecem a produção de

biomassa, uma vez que o aporte de matéria orgânica (carga orgânica) é maior nessas condições do que na operação com TRH maior.

Já o experimento TRH3 apresentou crescimento de biomassa mais acentuado, em função da menor concentração de microorganismos no início da operação.

Avaliando os gráficos da Figura F.7 e da Figura G. 6, que mostram a variação da concentração de sólidos em função do tempo, verifica-se que, para os experimentos TRH5 e TRH 3, os teores de SSV mantiveram-se praticamente estacionários, com produção de sólidos,  $Y$ , da ordem de  $0,02 \text{ mg SSV.mg}^{-1} \text{ DQO removida}$ . Em ambos os casos, a carga orgânica do reator (razão F/M) estava restrita por se empregar uma vazão menor, no caso do experimento TRH5, e por maior concentração de biomassa, no experimento TRH3.

O teor de OD no reator foi sempre suficiente para atender às necessidades do processo, mantendo-se acima de  $2,5 \text{ mg.L}^{-1}$  em todas as condições investigadas. Com relação aos níveis de degradação de DQO e COD, não foram observados efeitos significativos relativos ao TRH, como pode-se verificar na Tabela 4-10.

**Tabela 4-10 - Resultados de DQO e COD da alimentação e do permeado e valores de remoção de DQO e COD obtidos com diferentes TRH.**

Experimento	DQO (mg/L)				COD (mg/L)			
	Alim	Perm	Remoção (%)		Alim	Perm	Remoção (%)	
			Faixa	Média			Faixa	Média
TRH2	646-725	<10-72	89-100	99	190-224	8-51	76-96	96
TRH3*	645-694	<10-19	97-99	99	184-208	7-13	94-96	96
TRH3B	569-609	<10-90	84-99	97	189-204	10-49	74-95	94
TRH4	549-648	<10-28	95-99	97	184-211	6-11	94-96	96
TRH5	546-664	<10-24	96-99	98	181-221	7-14	92-96	95

\*Experimento com duração de 70h.

Tal como observado nos experimentos realizados durante a avaliação do tempo do ciclo de permeação/retrolavagem, os níveis de degradação alcançados nesta etapa do trabalho foram bastante altos. Os níveis médios de remoção de DQO mantiveram-se sempre iguais ou superiores a 97%, enquanto que os de remoção de COD sempre foram iguais ou maiores do que 94%. De modo geral, os valores mais baixos da remoção de DQO e COD foram observados ao início da operação, quando o sistema ainda não havia operado por tempo suficiente para entrar em regime. De modo geral, costuma-se considerar que um sistema está operando em regime após 3 tempos de retenção hidráulica, de forma que o primeiro ponto de cada experimento com remoção de DQO e COD mais baixas, corresponde à adaptação da unidade às condições operacionais e não foi utilizado no cálculo da remoção média apresentada na Tabela 4-10.

Apesar disso, observou-se que a partida com altas concentrações de biomassa, para valores mais baixos de TRH, parece favorecer a entrada em regime como se pode verificar, comparando o primeiro valor de remoção de DQO (97%), e também de COD (94%), do ensaio TRH3 com os pontos correspondentes do experimento TRH3B (84 e 74%, respectivamente).

#### **4.6 Operação do SMBR: ensaio de longa duração**

Nesta seção, são analisadas mais detalhadamente alguns dos resultados obtidos e procedimentos realizados durante a realização do ensaio longo, a saber: fluxo permeado, teores de sólidos, microscopia ótica do lodo, eficiência de remoção, EPS e limpezas químicas.

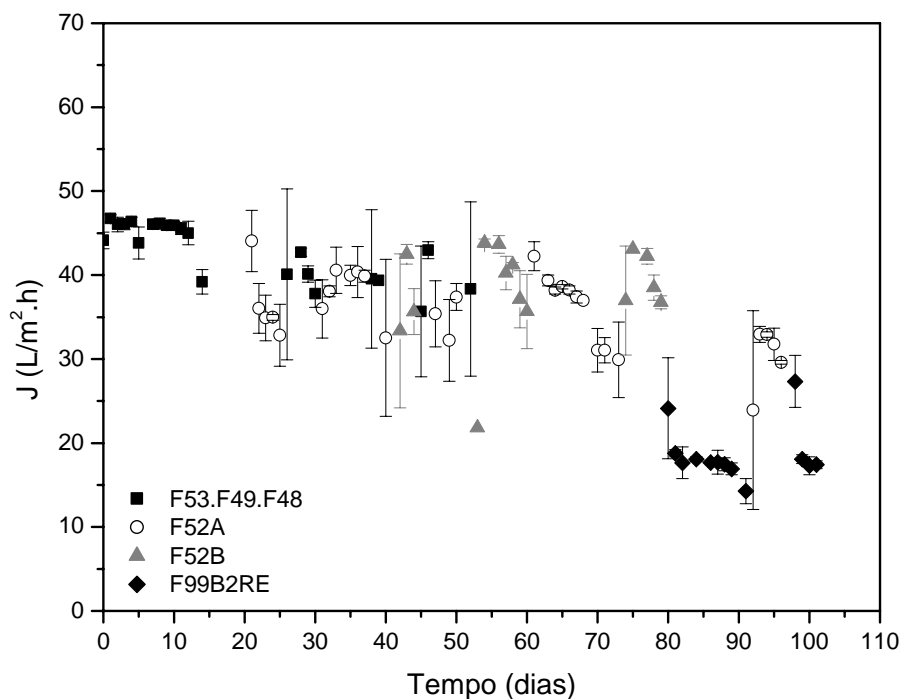
##### **4.6.1 Fluxo permeado**

Os resultados do experimento mostraram que é possível operar o SMBR, com membrana de microfiltração, a fluxo constante e sem aumento da  $P_{TM}$  enquanto esta for suficientemente baixa. Disso pode-se concluir que, nessas circunstâncias a tendência à incrustação é pequena ou negligenciável. No entanto, após algum tempo de operação, é necessário aumentar a  $P_{TM}$  e quando isso ocorre, o aumento da incrustação é observado mais rapidamente e, para a manutenção do fluxo permeado, é preciso aumentar novamente a pressão transmembrana, visto que o fluxo decresce mais rapidamente quanto maior for a  $P_{TM}$ .

A operação em fluxos menores do que o fluxo crítico é preferível, pois a tendência à incrustação é menor e, com isso, a necessidade de limpezas químicas ou mesmo de substituições do feixe é menos freqüente.

O fluxo permeado das membranas foi medido de 2 a 4 vezes por dia, para verificar o comportamento da unidade quanto à incrustação e a conseqüente redução de fluxo ao longo do tempo, além de controlar o TRH do sistema. Os resultados médios das medidas de fluxo são mostrados na Figura 4-20.





**Figura 4-20 – Fluxo líquido para os feixes F53.F49.F48, F52A, F52B e F99B2RE utilizados no MBR durante o ensaio de longa duração.**

Durante a operação, a substituição do feixe foi realizada sempre que a pressão transmembrana atingiu 0,4 bar. A legenda F53.F49.F48 refere-se a um feixe construído com 53 fibras e que, devido à ruptura de fibras, mudou de denominação após o conserto.

Nos primeiros 15 dias de operação, o fluxo foi ligeiramente mais alto do que para o restante da operação, pois o valor de TRH foi fixado em 3 h. Observou-se que o fluxo manteve-se praticamente constante durante este período. A seguir, o TRH foi aumentado para 4 h, uma vez que, com TRH de 3 h, era necessário preparar e estocar volumes bastante grandes de efluente sintético.

Na Figura 4-20 pode-se constatar a queda de fluxo permeado causada pela incrustação para todos os feixes empregados no MBR. Algumas das medidas têm grandes erros associados devido ao menor número de coletas (2 vezes) e a ajustes na pressão transmembrana para manter o fluxo relativamente constante.

Alguns feixes, após a limpeza química, permaneceram em operação por pouco tempo, às vezes, até menos do que um dia, em função da incrustação, que ocorreu rapidamente. Estas substituições mais frequentes podem estar associadas ao teor de polissacarídeos no sobrenadante do reator. Entre os dias 38 e 42, foram feitas 3 trocas de feixes e, neste período, a concentração de polissacarídeos ficou acima de  $50 \text{ mg.L}^{-1}$ , como

relatado na seção 4.6.5, referente à avaliação de EPS, sendo que o mesmo ocorreu no dia 62.

No dia 47, o feixe F53.F49.F48 começou a dar mostras de término de sua vida útil, pois as condições de operação não foram diferentes das dos demais feixes e o teor de polissacarídeos não foi maior do que  $50 \text{ mg.L}^{-1}$ . Apesar disso, foi necessário aumentar a pressão transmembrana com maior frequência e, posteriormente, substituir o feixe. No dia 52, fez-se uma nova tentativa de reintroduzir o mesmo feixe no MBR, porém sem sucesso, procedendo-se à sua troca no dia seguinte. É importante salientar que este feixe, além de operar neste experimento, já tinha sido utilizado extensivamente nos ensaios das etapas anteriores.

No período entre os dias 77 e 80 da operação, avaliou-se o uso de relaxação como técnica de manutenção do fluxo permeado. Conforme mostrado na Figura 4-20, não foram constatadas diferenças substanciais entre os fluxos observados durante o período de uso de relaxação, em comparação com a operação com retrolavagem. Contudo, o tempo de teste com relaxação foi suficiente para que se observasse que, em longo prazo, poderia ocorrer crescimento acentuado de biofilme, em função do acúmulo de biomassa na região próxima das membranas, como mostra a Figura 4-21.



**Figura 4-21 – Fotografia do feixe de membranas no biorreator após ligeira sedimentação da biomassa, durante o período de teste do uso de relaxação.**

Este acúmulo de biomassa acaba por reduzir a área útil de membrana e sem a retrolavagem com ar pode levar à substituição do feixe. Esta observação está de acordo com as observações de Hong *et al.* (2002), que concluíram que apesar da eficiência da relaxação, ela pode não ser economicamente viável para unidades em grande escala.

O objetivo do uso de um feixe com área superdimensionada foi investigar a possibilidade de operação com  $P_{TM}$  mais baixas, por um período de tempo mais longo, e com menor frequência de substituição de feixes. O novo feixe permitiu a operação com fluxo constante por 13 dias, sendo que nos primeiros 11 dias, não houve necessidade de aumento da  $P_{TM}$ . Nos dois últimos dias de operação com este feixe, a  $P_{TM}$  foi acrescida de 0,05 bar por 3 vezes, atingindo o limite especificado para troca de feixe.

Contudo, não se pode desconsiderar o efeito da densidade de empacotamento na operação a longo prazo. Se, por um lado, o aumento da quantidade de fibras traz a vantagem de permitir a operação por mais tempo em  $P_{TM}$  mais baixas, por outro lado há maior probabilidade de retenção da biomassa nas extremidades do feixe, pois as fibras estão bem mais próximas nessa região. Com isso, gera-se uma região propícia à adesão de biofilme que, apesar da retrolavagem, poderia propagar-se ao longo das fibras. A Figura 4-22 mostra uma fotografia do feixe F99B2RE após o uso.



**Figura 4-22 – Fotografia do feixe F99B2RE logo após a retirada da unidade, para limpeza.**

Na superfície das membranas há o depósito de uma fina camada de biofilme, suficiente para reduzir o fluxo permeado a ponto de requerer o uso de  $P_{TM}$  entre 0,35 e 0,4 bar no momento da retirada do feixe da unidade. Sendo a camada de biofilme muito fina, não foi possível tomar amostras para observação ao microscópio ou mesmo para avaliação

das concentrações de proteínas e polissacarídeos, sem que houvesse risco de danificar as membranas. Esse biofilme foi observado em todos os feixes utilizados, no momento de sua substituição.

É importante ressaltar que, possivelmente, a frequência de substituição dos feixes de membranas pode ser menor, melhorando o desempenho do sistema durante o tratamento de esgoto real, pois, de acordo com Le-Clech *et al.* (2005), o efluente sintético tem maior propensão à incrustação. No entanto, é importante ressaltar que a composição do efluente sintético, bem como os componentes utilizados em sua preparação contribuem para o potencial de incrustação da membrana. Além disso, este trabalho foi conduzido com uma membrana cujo tamanho de poro é relativamente grande e, de acordo com Hong *et al.* (2002), membranas com poros maiores sofrem maior influência do bloqueio de poros no fluxo permeado. Com isso, apesar das condições adversas para operação, os resultados com relação ao desempenho das membranas foram bastante satisfatórios. Contudo, o desempenho das membranas no SMBR não pode ser atribuído somente às suas características; fatores como a hidrodinâmica do reator também contribuíram para este resultado, principalmente, as bolhas grandes produzidas pelo aerador, que propiciaram a elevada turbulência do meio reacional, mesmo para concentrações de biomassa acima de 17000 mg.L<sup>-1</sup>.

#### **4.6.2 Teores de Sólidos**

Durante o período do ensaio de longa duração, ensaios de determinação dos teores de SST e SSV foram feitos diariamente. Até o 12º dia de operação, permitiu-se que o conteúdo de sólidos no reator aumentasse livremente, quando foi necessário controlar a quantidade de biomassa através de drenagens de lodo ativado, para evitar a redução total do fluxo permeado por efeito do excesso de partículas e solutos no reator. Pode-se verificar, na Figura 4-23 que a retirada de biomassa não teve o resultado esperado, nos dias 12 e 14 da operação, pois o volume do reator foi completado com efluente sintético. Isso produziu um aumento no conteúdo de sólidos, uma vez que a razão F/M foi aumentada. Com isso, nas retiradas de lodo ativado subsequentes, o volume drenado do reator foi completado com água microfiltrada para reduzir o excessivo crescimento microbiano.

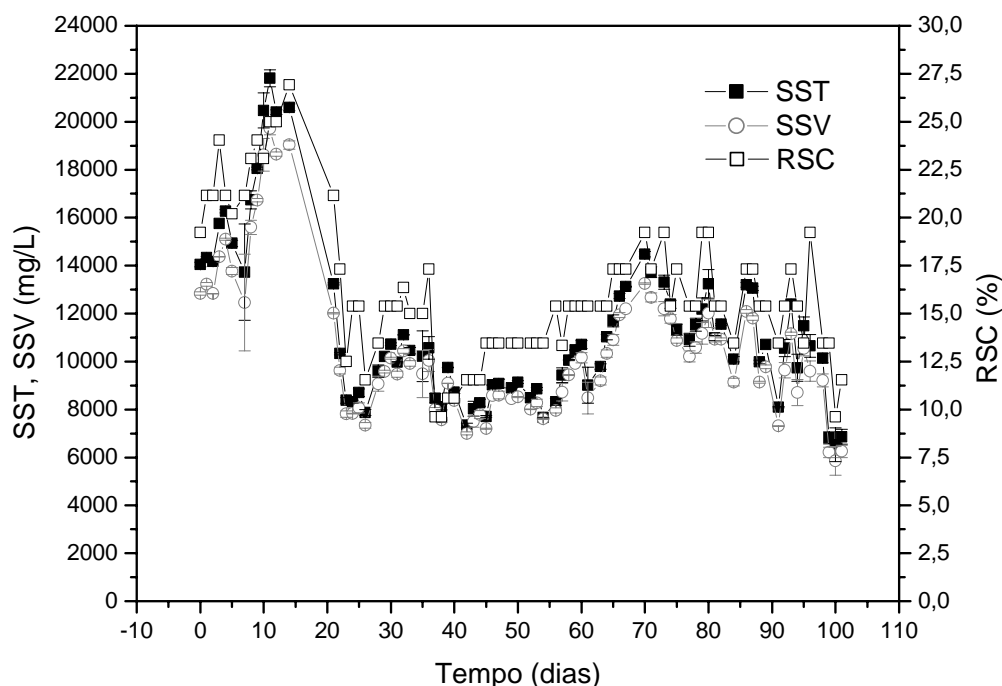


Figura 4-23 - Teores de SST e SSV , em  $\text{mg.L}^{-1}$ , e de RSC, em % do SMBR.

Do dia 22 ao 65, o teor de SSV no reator foi mantido entre  $8000$  e  $10000 \text{ mg.L}^{-1}$ , sendo que do dia 22 ao 38, a quantidade de biomassa foi controlada através de retiradas de lodo. No dia 38 da operação, o feixe de membranas foi substituído rapidamente. Com isso, o feixe que estava armazenado foi lavado com água, no entanto, sem permanecer imerso em água microfiltrada durante algumas horas antes da inserção no reator. Possivelmente, os poros das membranas ainda continham resíduos de solução de azida de sódio, que é usada como biocida na preservação dos feixes de membrana, fazendo com que o teor de sólidos no reator permanecesse relativamente constante. Para confirmar essa observação, as substituições dos feixes, no período entre o 38º e o 61º dia de experimento, foram executadas sem a imersão em água filtrada. Durante todo esse período, o nível de SSV permaneceu dentro da faixa prevista, sem a drenagem de biomassa do reator.

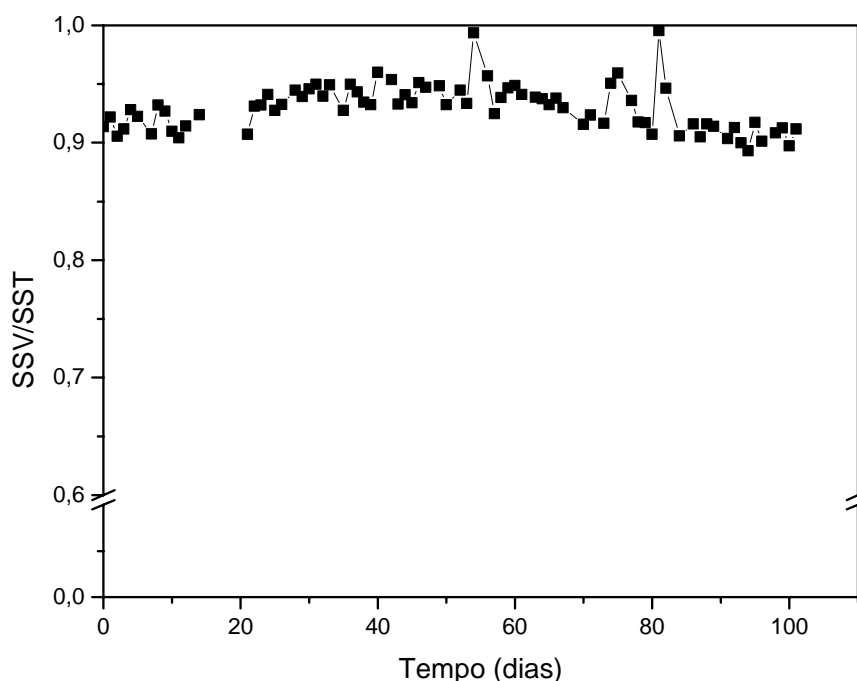
A partir do 61º dia de operação, os feixes foram substituídos após um período de molho de, pelo menos, 4 horas em água microfiltrada, trocando-se a água a cada 1 h, para que a azida fosse removida dos poros das membranas. Na Figura 4-23, observa-se que, a partir desta substituição do feixe, a biomassa cresceu significativamente até cerca de  $13000 \text{ mg.L}^{-1}$ , reuendo sua a retirada, que foi realizada no 73º dia. Isso indica que a biomassa recupera-se rapidamente dos choques causados pela azida.

No período de operação com relaxação (do dia 77 ao 80), o aumento do teor de sólidos não apresentou diferenças significativas, em comparação com o crescimento observado durante a operação com retrolavagem com ar.

A partir do 80º dia de operação, o objetivo foi manter o teor de sólidos entre 10000 e 14000 mg.L<sup>-1</sup> e foram realizadas drenagens de biomassa nos dias 87 e 93. No 99º dia de experimento, houve transbordamento do conteúdo do reator em consequência da formação de depósito de biomassa sobre a bóia controladora de nível do reator; tal fato ocorreu, pois a bóia indicava nível baixo em função do peso do biofilme. Com isso, os níveis de sólidos diminuíram bastante na última etapa da operação, visto que a limpeza da bóia, durante o experimento é uma operação complicada. Apesar disso, foi possível observar o comportamento do reator em uma condição ainda não explorada, com baixo teor de sólidos voláteis, em torno de 6.000 mg.L<sup>-1</sup>, durante 3 dias.

Não foi possível estabelecer uma relação entre as substituições dos feixes e os níveis de SSV no reator. Isso indica que, provavelmente, a concentração de sólidos no sistema não é fator preponderante à incrustação e, conseqüentemente, à troca dos feixes.

A Figura 4-24 ilustra os resultados da relação entre SSV e SST.



**Figura 4-24 – Relação entre SSV e SST no SMBR, para o ensaio longo.**

Da Figura 4-24, observa-se que a relação entre SSV e SST manteve-se praticamente estável ao longo de todo o experimento e, com isso, verifica-se que a mineralização do

lodo não foi acentuada. De acordo com Motta (1995) e Distler (1995), valores típicos ao tratamento de esgoto doméstico para esta relação situam-se entre 0,75 e 0,85.

De acordo com o gráfico da Figura 4-23, há uma correspondência entre o teor de sólidos suspensos e o resíduo sedimentado por centrifugação, como observado por Barbosa (2004). Observa-se no gráfico da Figura 4-25 que há uma relação linear entre SSV e RSC.

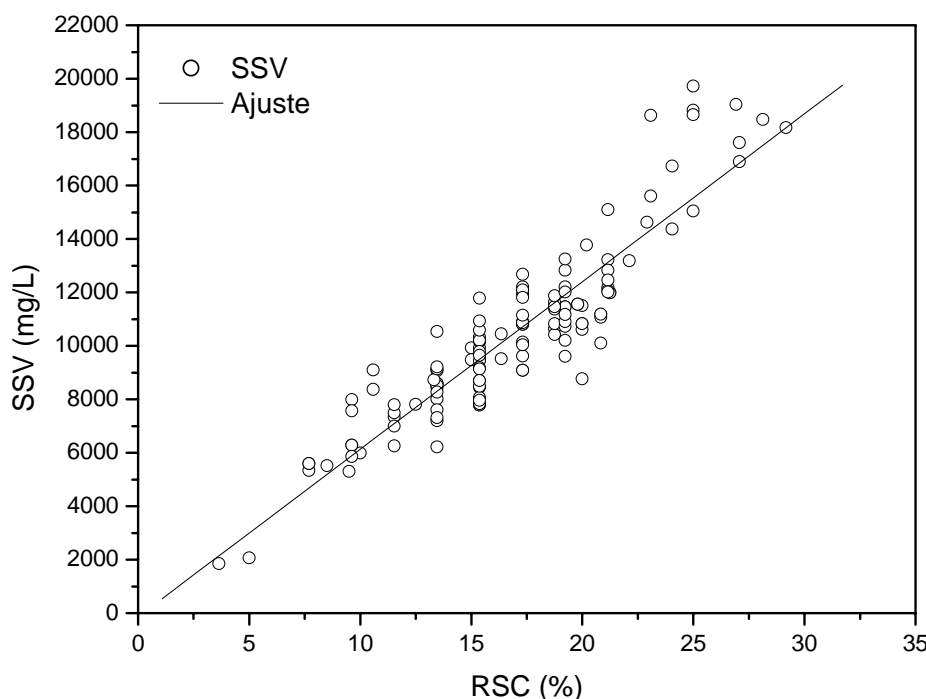


Figura 4-25– Teor de SSV, em mg.L-1, como função do RSC, %.

A reta representada no gráfico tem como equação:

$$SSV = 627,42 \cdot RSC - 144,10 \quad (4.1)$$

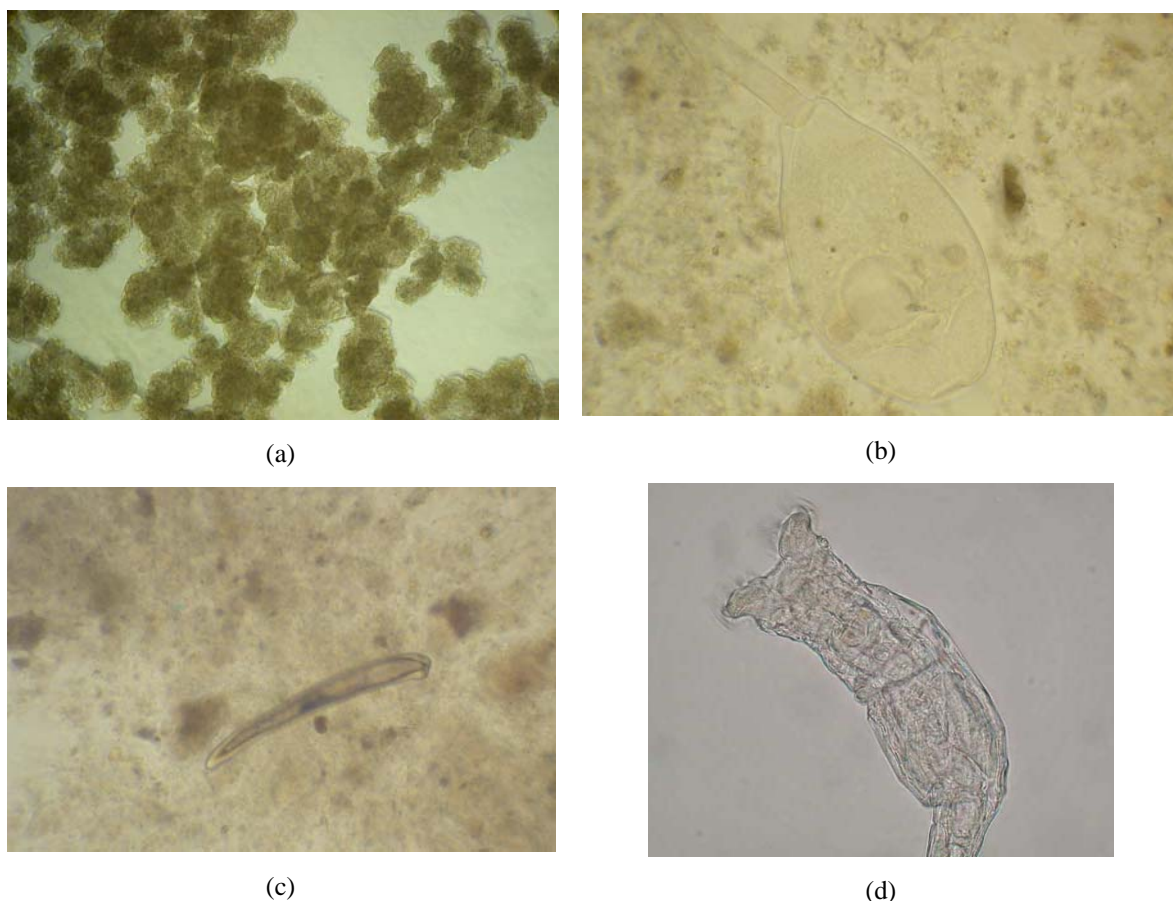
O cálculo de SSV, a partir da equação 4.1, pode apresentar um desvio de 6 a 15%, em função do espalhamento dos pontos experimentais. O método do RSC é uma alternativa bastante rápida para avaliar o teor de sólidos de lodos ativados, mas, evidentemente menos precisa.

#### 4.6.3 Observações microscópicas do lodo

O lodo ativado foi examinado, semanalmente, ao microscópio ótico para verificar a diversidade de protozoários e metazoários, a formação dos flocos e a presença de filamentos. Em todas as observações foi identificada a presença de rotíferos,

aparentemente, duas espécies, pedunculados, ciliados livres natantes e amebas. Esporadicamente, constatou-se a presença de nematódeos.

Em concentrações de sólidos altas, maiores do que  $10000 \text{ mg.L}^{-1}$ , os flocos apresentaram estrutura bem definida e coesa, como é mostrado na Figura 4-26.



**Figura 4-26 –Observações por microscopia ótica, com aumento de 40x: (a) flocos de lodo ativado, (b) protozoário pedunculado, (c) nematódeo, (d) rotífero.**

Em todas as condições operacionais, observou-se que o lodo de amostras do biorreator apresentava flocos visualmente maiores do que os flocos de amostras de estações de tratamento de esgoto convencionais. Além disso, os flocos do SMBR apresentavam aparência gelatinosa, o que, como se observa na Figura 4-26, reduz a presença de partículas no sobrenadante.



#### 4.6.4 Avaliação da eficiência de remoção de matéria orgânica

##### 4.6.4.1 Remoção de DQO

Nos primeiros 15 dias de operação, o reator operou com TRH de 3 h e observou-se um aumento na remoção de DQO possivelmente associado ao crescimento de sólidos e à entrada em regime de operação, como pode-se observar na Figura 4-27.

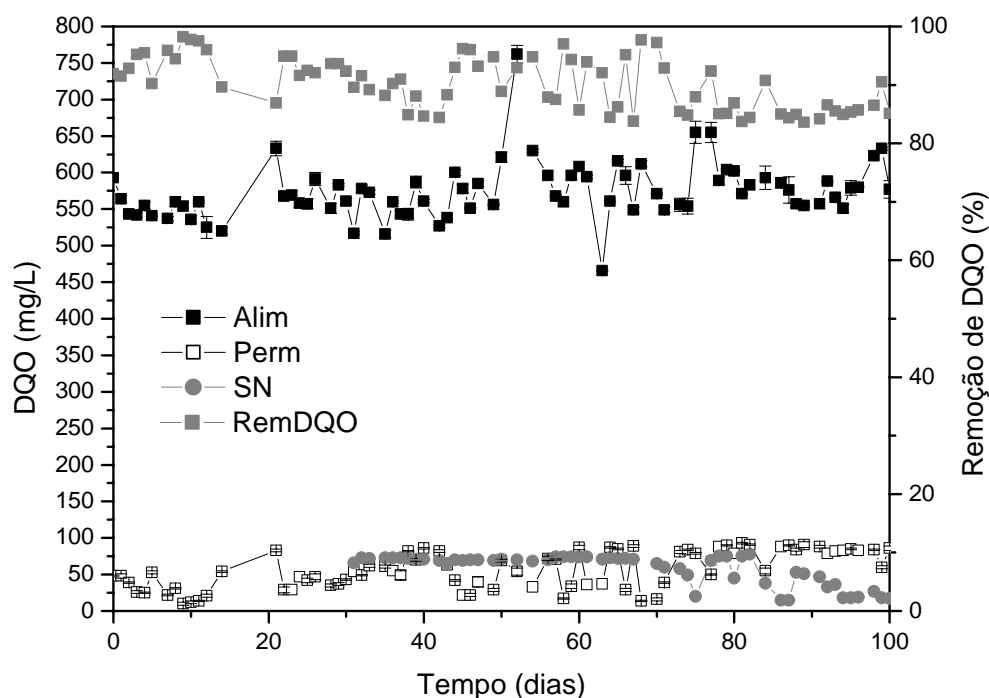


Figura 4-27 – Análise de DQO da alimentação, do permeado, do sobrenadante (SN) e remoção de DQO durante o ensaio de longa duração.

Entre o 21º e o 37º dias de operação, a remoção média de DQO ficou na faixa de 90%, com TRH de 4 h. Neste período foram feitas retiradas de lodo do reator nos dias 22, 23, 30, 33 e 36, sendo que nas duas primeiras foram retiradas maiores quantidades de biomassa.

No 38º dia percebeu-se o efeito das substituições rápidas dos feixes: houve uma redução significativa na remoção de DQO, em comparação com os valores obtidos nas etapas anteriores; a média de remoção de DQO, no período em que foram efetuadas as substituições rápidas dos feixes, foi de 92%. Da mesma forma, observou-se que a remoção de DQO foi de cerca de 91% no período de recuperação da biomassa, após os choques

causados pelas trocas rápidas de feixes. Este resultado não foi esperado, visto que, no período entre os dias 60 e 70, o teor de SSV cresceu cerca de  $4000 \text{ mg.L}^{-1}$ .

Durante o estudo da relaxação, não houve variação significativa na remoção de DQO; também não se observou influência das paradas da unidade ou dos transbordamentos do reator por problemas com a bóia.

No dia 84, houve parada da unidade de 27,5 horas, que coincidiu com a redução da DQO do sobrenadante, enquanto a do permeado manteve-se na mesma faixa observada antes da parada. Isso pode ser um indício de que, na falta de alimentação ao reator, a biomassa degradou a matéria orgânica disponível no sobrenadante e/ou do acúmulo de EPS na superfície da membrana. Possivelmente, estes seriam os responsáveis pelos teores de DQO encontrados no permeado, através de sua extração dos poros da membrana, pelo vácuo.

A leve queda na remoção de DQO no período deste ensaio não tem justificativa clara; entre as causas possíveis estão a introdução de um feixe contendo azida de sódio, que acabou por afetar a atividade microbiana, a modificação do estado fisiológico da biomassa ou a presença de interferentes na análise do permeado. No entanto, se considerado o período de operação do SMBR com TRH de 4 h, a remoção média de DQO foi de 92%, valor considerado elevado.

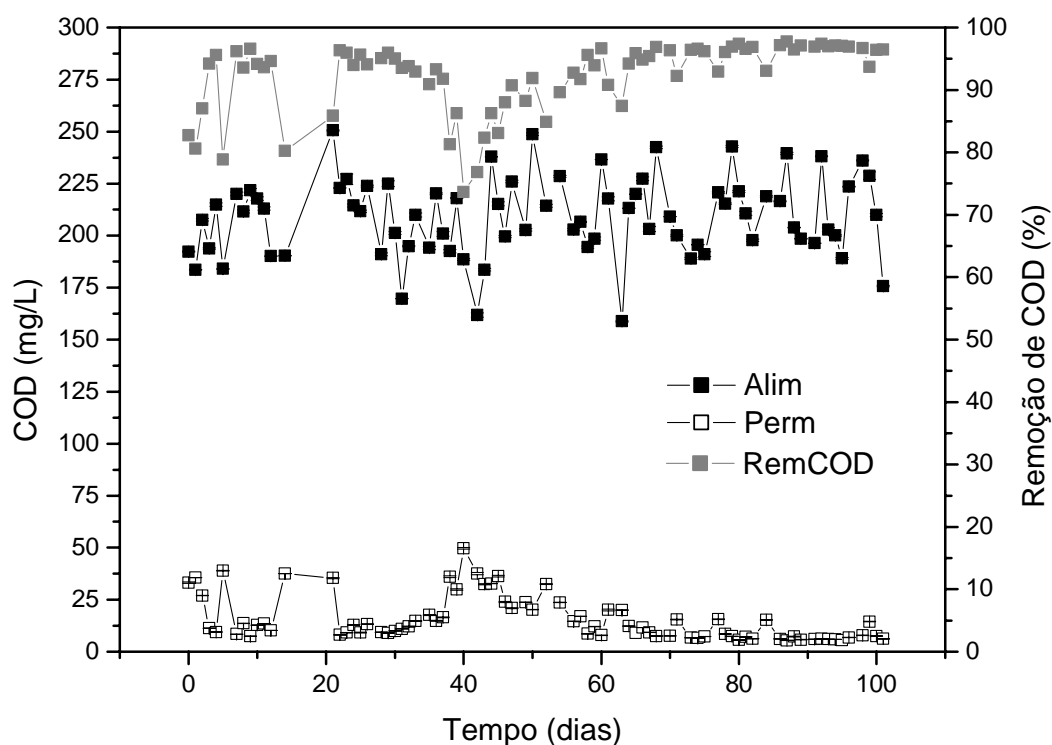
#### 4.6.4.2 Remoção de COD

Avaliando-se a remoção de COD ao longo do experimento, observa-se que a remoção foi afetada por fatores como paradas na unidade e substituições do feixe de membranas, sem o período de imersão em água microfiltrada para remoção da azida de sódio, utilizada na conservação dos feixes. Fora os períodos em que essas situações ocorreram, a eficiência de remoção de COD foi bastante elevada, como ilustrado na Figura 4-28.

O teor de COD médio do efluente sintético, simulando esgoto doméstico, foi de aproximadamente  $210 \text{ mg.L}^{-1}$  e o valor médio encontrado para o efluente tratado foi de cerca de  $15 \text{ mg.L}^{-1}$ , o que representa uma redução média em torno de 93% no valor deste parâmetro. É importante ressaltar que este valor corresponde à média de todo o período de experimento, em que também foram incluídos os resultados obtidos nos períodos em que

houve paradas na unidade, retiradas de lodo ativado, bem como trocas rápidas do feixe de membranas.

No entanto, raramente, a retirada de lodo ativado do reator influenciou a remoção de COD. Como se pode verificar no gráfico da Figura 4-28, no 14º dia, houve queda na remoção de COD em função de uma drenagem de lodo ativado do reator; neste dia, o volume do reator foi completado com efluente sintético, o que pode ter contribuído para que a degradação ocorresse em menor extensão. No 21º dia, a remoção de COD foi relativamente baixa em função da coleta em reinício de processo.



**Figura 4-28– Análise de COD da alimentação, do permeado e remoção de COD durante o ensaio de longa duração.**

A substituição rápida de feixes de membrana afetou bastante o desempenho do reator, com relação à degradação de COD, nos dias 38, 40, 52 e 61 da operação. No 40º e no 52º dias, o efeito da substituição foi mais pronunciado, requerendo alguns dias para a recuperação do processo. A influência da inserção rápida de feixes foi tão pronunciada que os valores de remoção de COD obtidos durante a operação do equipamento foram da ordem de 96%, após o 61º dia de operação. Neste período final da operação, os valores de COD para o permeado ficaram sempre abaixo de  $10 \text{ mg.L}^{-1}$ .

O ligeiro efeito de paradas da unidade sobre a remoção de COD, por falta de energia ou travamento do computador, foi verificado apenas em situações cuja duração foi maior do que 20 h.

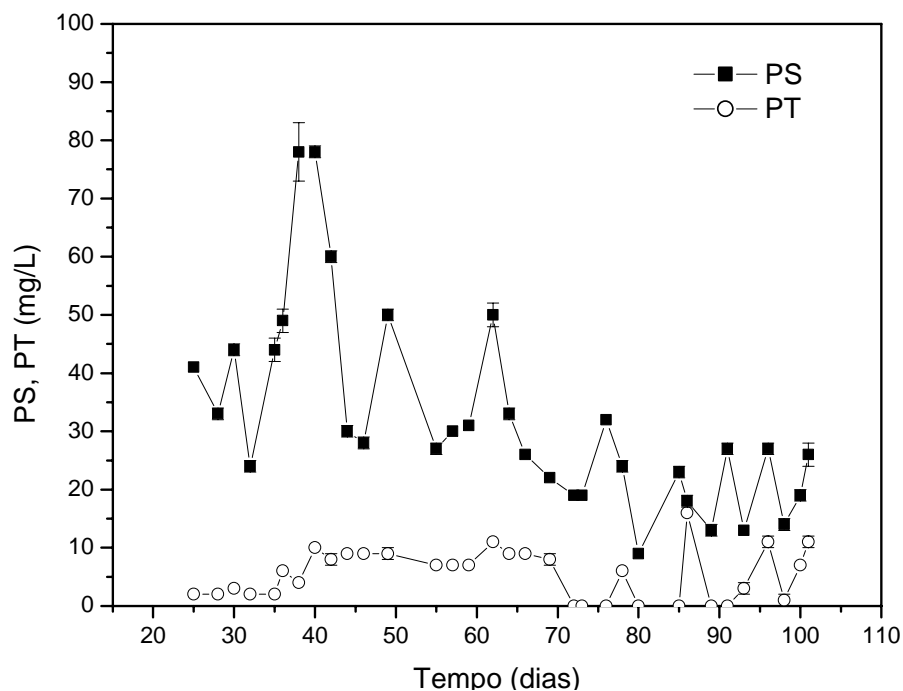
O uso de relaxação como técnica de manutenção do fluxo permeado não produziu efeito no desempenho da degradação, avaliado pelo COD.

#### 4.6.5 EPS

Para avaliar o potencial de incrustação causada por EPS (adsorção), foram determinados os teores de polissacarídeos e proteínas no sobrenadante do meio reacional. Em certas condições, as bactérias produzem quantidades excessivas de EPS, que aumentam a viscosidade do lodo. Além disso, os EPS que não estão firmemente presos aos flocos são facilmente excretados no sobrenadante. Devido à diversidade e a numerosas causas, é difícil definir um fator responsável pelo estímulo à produção de EPS.

De modo geral, verificou-se que os polissacarídeos estão presentes em maiores concentrações e são suscetíveis aos impactos causados por substituições dos feixes, por retiradas de lodo e por paradas na unidade, ao contrário das proteínas.

Via de regra, os teores de proteínas ficaram abaixo de  $10 \text{ mg.L}^{-1}$ , com uma única exceção no dia 86, como está mostrado no gráfico da Figura 4-29. No entanto, este valor mais alto pode ser atribuído à imprecisão da análise, visto que as concentrações de proteína no sobrenadante foram muito baixas, normalmente, abaixo de  $15 \text{ mg.L}^{-1}$ . Esta constatação está de acordo com as observações de Rojas *et al.* (2005), que afirmaram que o teor de proteínas permanece abaixo de  $30 \text{ mg.L}^{-1}$ , no sobrenadante, independentemente do valor de  $\theta_c$ , após 20 dias de operação.



**Figura 4-29 – Concentrações de polissacarídeos e proteínas do sobrenadante do MBR no ensaio de longa duração.**

Como se pode observar na Figura 4-29, não há evidência de uma relação entre as concentrações de proteínas (PT) e de polissacarídeos (PS). Entre os 25 e 61 dias de operação, a concentração de polissacarídeos oscilou entre 25 e 80 mg.L<sup>-1</sup> devido a modificações impostas ao sistema. Já no período de 64 a 101 dias, os teores de PS variaram de 15 a 30 mg.L<sup>-1</sup>, mostrando uma relativa estabilização também observada por Ji e Zhou (2005), após 77 dias de operação.

O período de operação compreendido entre 25 e 61 dias mostrou que logo após a troca dos feixes, a concentração de polissacarídeos diminuiu. Isso indica que, quando as membranas começaram a desenvolver bioincrustação, assim como relatado por Lee *et al.* (2001), que retém os polissacarídeos no reator e, nestas situações, registrou-se níveis de polissacarídeos maiores do que 50 mg.L<sup>-1</sup> no sobrenadante. Com isso, verificou-se também que, neste período, os altos teores de polissacarídeos podem levar à troca dos feixes com maior frequência. Estas observações estão de acordo com as conclusões de Le-Clech *et al.* (2005), que sugerem que a incrustação está associada à hidrofobicidade e/ou à fração de carboidratos solúveis, isto é, presentes no sobrenadante.

Aparentemente, as paradas longas da unidade, maiores do que 24 h, observadas nos dias 75 e 84, tendem a ser acompanhadas por um aumento na concentração de polissacarídeos, o que não acontece com o teor de proteínas. Já as retiradas de lodo dos

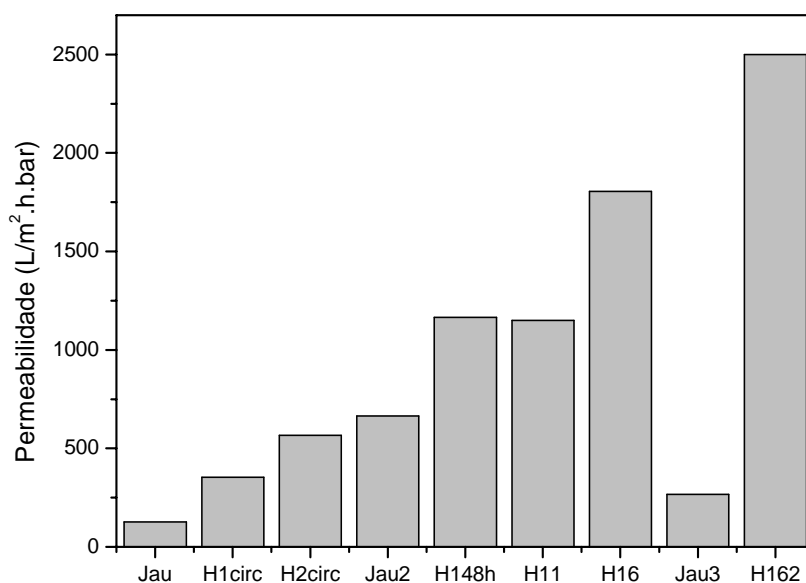
dias 70, 73 e 87 parecem ter o efeito inverso, embora também não interfiram na concentração de proteínas.

No final do período da utilização de relaxação, que foi aplicada como técnica de manutenção do fluxo permeado do dia 77 ao 80, registrou-se a concentração mais baixa de polissacarídeos em todo o experimento, quando foi necessário substituir o feixe de membranas. Diferentemente dos casos anteriores, o feixe instalado nesta situação era novo, o que pode indicar o potencial de incrustação dos polissacarídeos, pois não havia a restrição do biofilme nos poros para impedir a passagem destes compostos através das membranas; mesmo após as lavagens, as membranas não voltam a ter a permeabilidade inicial, tanto por modificações na sua estrutura quanto pela presença de material incrustante não removido na limpeza.

#### **4.6.6 Limpezas químicas**

A permeabilidade hidráulica da membrana nova foi comparada com as permeabilidades obtidas após as limpezas químicas dos feixes. O critério de parada da unidade para substituição e limpeza do feixe foi o momento em que se fez necessário aumentar a  $P_{TM}$  até 0,4 bar. Nesta seção, são avaliados os resultados das limpezas químicas para três dos feixes utilizados; o critério usado para considerar o procedimento de limpeza adequado foi a obtenção de permeabilidades maiores do que  $1200 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$ , o que corresponde à permeabilidade hidráulica obtida após uma corrida com o feixe, depois de uma limpeza química com NaOCl 1% em volume.

A Figura 4-30 mostra os resultados das permeabilidades hidráulicas obtidas antes e depois de cada limpeza química para o feixe F52A, que foi o feixe usado mais intensivamente no ensaio longo.



**Figura 4-30 – Permeabilidades hidráulicas do feixe F52A obtidas após o uso do feixe e após as limpezas químicas.**

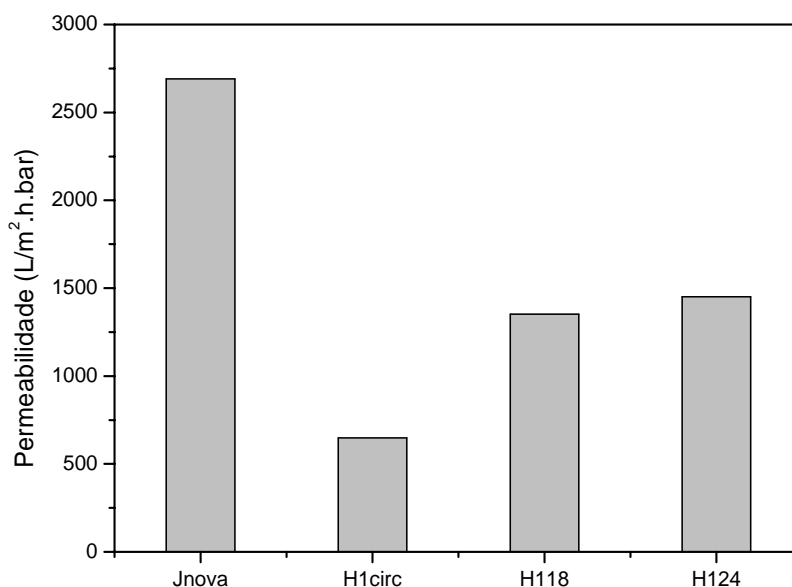
Na legenda inserida no gráfico, Jau corresponde aos fluxos obtidos após o uso no MBR, enquanto que H1circ e H2circ representam os fluxos medidos após a limpeza por circulação de NaOCl 1% em volume, durante 1 h e durante 2 h, respectivamente. O aumento do tempo de circulação de 1 para 2 horas foi feito seqüencialmente, sem que o feixe voltasse à operação no MBR, em função do resultado insatisfatório da permeabilidade hidráulica ( $L_p$ ) atingida em H1circ.

Após o reuso do feixe no sistema, a permeabilidade foi determinada para o feixe sujo (Jau2). A seguir, o feixe foi submetido a um período de molho em solução de NaOCl, com a mesma concentração utilizada nas lavagens por circulação, durante 48 h (H 148h), ao final do qual o feixe foi considerado adequado para nova utilização no biorreator, com permeabilidade hidráulica de  $1165 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$ .

A permeabilidade não foi avaliada após o uso subsequente; realizou-se a limpeza química com NaOCl, nas mesmas condições, porém com tempo de imersão na solução de limpeza de 1h. O resultado da  $L_p$  obtida após esta limpeza está representado no gráfico por H11, com valor de  $1150 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$ . Para comparar o efeito da variação do tempo de exposição de 1 para 6 horas, obteve-se a permeabilidade representada por (H16). A recuperação da permeabilidade nesta condição foi aceitável, atingindo  $1805 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$ . A permeabilidade hidráulica medida após o uso (Jau3) decresceu até  $353 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$  e a limpeza subsequente, por imersão em NaOCl 1% em volume, durante 16 h, produziu a permeabilidade de  $2500 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$  (H162), com a melhor recuperação de fluxo por limpezas químicas realizadas com este feixe.

Nestes experimentos, verificou-se que a recuperação da permeabilidade em lavagens com circulação do agente de limpeza teve resultados inferiores aos resultados obtidos variando-se o tempo de exposição ao NaOCl 1 % em volume.

A Figura 4-31 mostra os resultados das permeabilidades hidráulicas antes do uso e após as limpezas químicas do feixe F52B. Jnova representa os fluxos para a membrana nova, antes do uso, com  $L_p$  de  $2690 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$ .

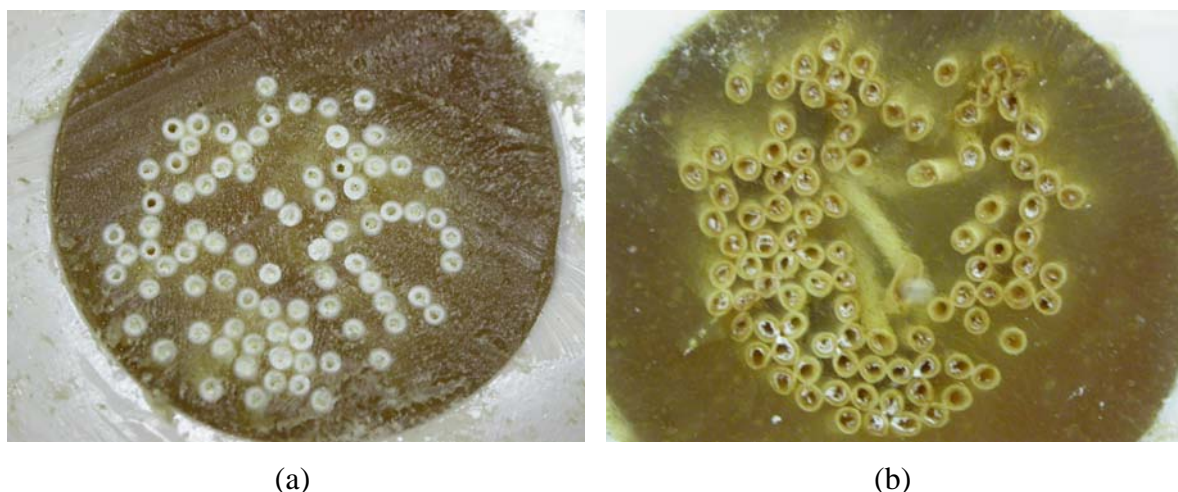


**Figura 4-31 - Permeabilidades hidráulicas do feixe F52B obtidas antes do uso do feixe e após as limpezas químicas.**

Após o uso, repetiu-se a lavagem por circulação com solução de NaOCl 1% em volume e obteve-se a permeabilidade de  $649 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$  que, mais uma vez, indica que este procedimento não é adequado para a recuperação da permeabilidade hidráulica. Procedeu-se, então, à limpeza por imersão na mesma solução de NaOCl por 18 h, após a qual, a permeabilidade atingiu  $1352 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$  (H118), como é apresentado na Figura 4-31. Para investigar o efeito de 24 h de molho, o feixe foi inserido na solução de limpeza por mais 6 h, o que produziu um aumento de apenas  $100 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$  na permeabilidade (H124).

As fotografias da Figura 4-32 mostram lúmen do feixe, antes e após o uso. É importante ressaltar que, mesmo após as limpezas químicas, a aparência do lúmen permaneceu a mesma, sem voltar à condição original.

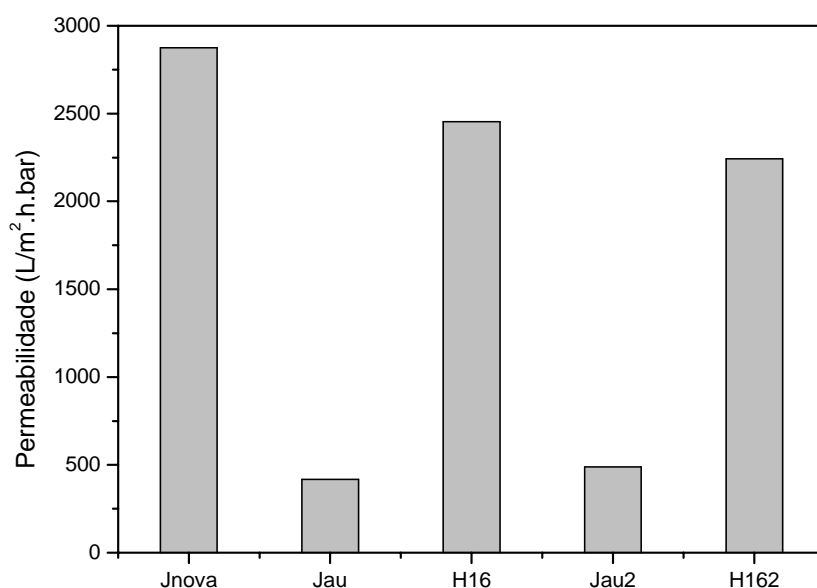




**Figura 4-32 – Fotografias do lúmen das membranas: (a) lúmen do feixe de membranas novas; (b) lumen do feixe de membranas após o uso.**

A observação da camada gelatinosa é particularmente interessante, pois é indício de formação de biofilme na membrana apesar da retrolavagem com ar, que tem como função remover a camada de torta sobre a membrana. Aparentemente, o biofilme pode ter sido gerado pela adesão de EPS nas fibras e, posterior adesão de biomassa à camada de EPS. De fato, de acordo com um estudo realizado por Park *et al.*(2000), a quantidade de EPS influencia a aderência inicial do lodo ativado.

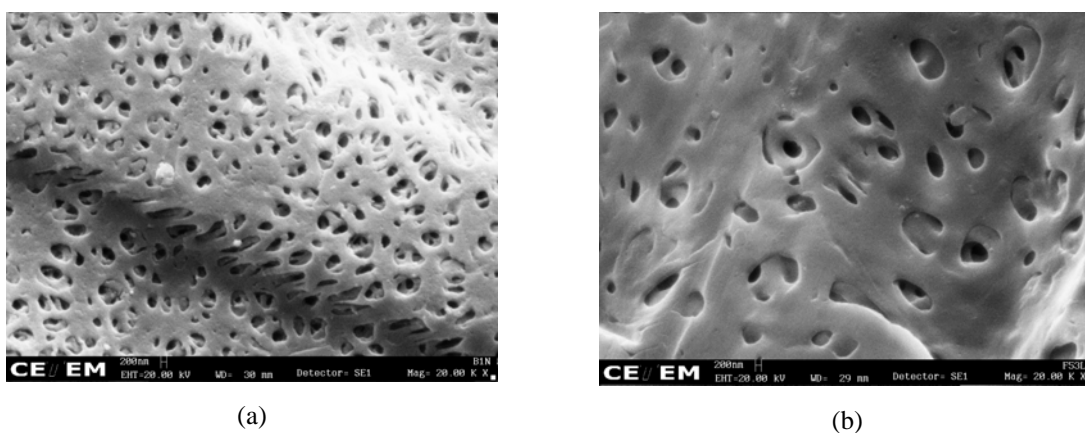
Na Figura 4-33, verifica-se que as permeabilidades hidráulicas do feixe de membranas após o uso, representadas no gráfico por Jau e Jau2, caíram a valores correspondentes a 14-17% da permeabilidade das membranas novas (Jnova).



**Figura 4-33 – Gráficos das permeabilidades hidráulicas medidas antes do uso, depois do uso e após as limpezas químicas para o feixe F99B2RE.**

O feixe de membranas foi submetido à limpeza com NaOCl, por 6 h, e a recuperação da permeabilidade foi da ordem de 85%, em comparação com o valor obtido para a membrana nova. Este resultado está representado no gráfico por H16. Esta recuperação de permeabilidade foi suficiente para considerar a membrana limpa e pronta para nova inserção no reator.

Após a segunda utilização deste feixe no reator, foi feita a limpeza com NaOCl, por 6 h, em que a recuperação de permeabilidade foi 78% da permeabilidade hidráulica inicial, com o que o feixe foi considerado limpo. O uso de NaOCl a 1% em volume demonstrou que remove os depósitos da superfície das membranas, conforme mostrado na Figura 4-34, recuperando, suficientemente, a permeabilidade hidráulica. É importante salientar que, embora possam produzir boas recuperações da permeabilidade, os oxidantes fortes, como o NaOCl, podem atacar a o material das membranas, reduzindo a vida útil das mesmas. Por isso, um estudo mais aprofundado sobre as limpezas químicas com oxidantes, bem como seus efeitos sobre a vida útil e alterações das membranas seria de fundamental importância em trabalhos futuros.



**Figura 4-34 – Fotomicrografia de uma membrana nova (a) e uma usada, após o procedimento de limpeza química com NaOCl 1% em volume, durante 6h (b).**

A Figura 4-34 apresenta fotografias das superfícies externas das membranas nova e usada, após a limpeza química com NaOCl 1% em volume, por 6 h. Observa-se que não há resíduos na superfície da membrana.

A partir dos valores de permeabilidade obtidos após as lavagens dos diferentes feixes de membranas utilizados no SMBR, verificou-se que o melhor tempo de exposição à solução de NaOCl (1% em volume) é de 6 h, uma vez que tempos maiores do que este não

apresentam um ganho muito mais significativo em termos de recuperação de fluxo. Além disso, nesta concentração, o NaOCl aparentemente não danifica a estrutura da membrana, como mostra a Figura 4-34, mesmo após diversas lavagens químicas.

#### **4.6.7 Comentários finais**

Ao final da operação do SMBR no ensaio de longa duração, observou-se que o TRH, na faixa estudada, entre 2 e 5 h, não teve efeito significativo na remoção de matéria orgânica. De acordo com o gráfico apresentado na Figura 4-27, não se verificaram diferenças significativas entre os resultados de DQO do permeado e do sobrenadante (SN) por quase todo o período de operação do reator no experimento de longa duração.

Possivelmente, os valores obtidos para a DQO do sobrenadante são resultado do acúmulo de EPS na membrana. Apesar disso, o efluente final apresentou valores de DQO e de COD inferiores a  $95 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $50 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente, embora os valores típicos, depois dos choques com azida, após a recuperação da biomassa (a partir do dia 61), tenham sido de cerca de  $72 \text{ mg.L}^{-1}$  para DQO e de  $9 \text{ mg.L}^{-1}$  para COD.

Verificou-se que a concentração de SSV no reator não afetou o desempenho do processo biológico, nas concentrações avaliadas no ensaio de longa duração. Também não se observou relação entre os teores de sólidos suspensos e de EPS, o que indica que a geração de EPS pode estar relacionada a outras variáveis de processo.

O período de operação mais longa sem troca do feixe de membranas foi de 14 dias; considerando que o teor de sólidos suspensos não é o fator determinante na incrustação e associando aos resultados obtidos nas análises de EPS, juntamente com as datas das trocas de feixes de membranas, pode-se inferir que os teores de polissacarídeos presentes no sobrenadante podem ser um indicativo do potencial de incrustação do meio reacional. Além disso, os curtos tempos de permanência dos feixes no reator devido à incrustação, apontam para deficiências da membrana, possivelmente, em função de interações fortes entre ela e os EPS.

A estratégia de limpeza química utilizada foi eficiente, na utilização de feixes construídos com as membranas de PEI, mas pode vir a tornar-se impraticável, dada a necessidade freqüente de intervenções deste tipo no processo, caso a incrustação ocorra rapidamente.

## 5 CONCLUSÕES E SUGESTÕES

A membrana de microfiltração com tamanho de poro de 0,66  $\mu\text{m}$  selecionada para utilização em SMBR foi considerada adequada, tanto do ponto de vista da permeabilidade, quanto da viabilidade de uso de retrolavagem com ar como técnica de manutenção do fluxo permeado. As permeabilidades obtidas em ensaios com lodo ativado atingiram valores de cerca de  $300 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$ , com concentrações de biomassa de 8000 e 17000  $\text{mg.L}^{-1}$ . Com estas características, as fibras produziram fluxos permeados de 2 a 3 vezes maiores do que os valores encontrados na literatura. Durante o ensaio de longa duração, operando a fluxo constante, foram observadas permeabilidades variando entre 100 e 300  $\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$ . Com relação ao uso de retrolavagem com ar, pressões de ar superiores a 3,5 bar foram indicadas para garantir o fluxo de bolhas na superfície das membranas.

No estudo da operação com diversos valores de TRH, concluiu-se que a remoção de matéria orgânica do efluente utilizado não sofreu influência dessa variável na faixa investigada (de 2 a 5 h). Para cada tempo de retenção avaliado, uma concentração limite de biomassa parece ser atingida em função do aporte de nutrientes ao reator, sendo que para valores de TRH mais baixos, houve tendência dos níveis de SSV se estabilizarem em valores mais altos. Considerando este fato, no processamento de efluente com DQO na faixa de 550 a 600  $\text{mg.L}^{-1}$  pode ser mais interessante operar com TRH mais altos, pois o crescimento de lodo é menor, reduzindo o custo de descarte e aeração, visto que a manutenção de altas concentrações de biomassa no reator demanda maior suprimento de oxigênio.

Os resultados médios de remoção da matéria orgânica foram considerados bastante elevados; as remoções médias de DQO e COD, durante o ensaio de longa duração, foram de 92% e 93%, respectivamente. No entanto, após os choques com azida de sódio e posterior recuperação da biomassa, foram obtidos valores de remoção média de DQO de 91% e, de COD de 96%. Da comparação dos resultados obtidos nas análises de DQO do permeado e do sobrenadante do reator, verificou-se que não houve diferença significativa entre estes valores, o que indica que a membrana atuou como retentora de biomassa.

A relaxação não teve influência significativa sobre o fluxo, em comparação com a retrolavagem com ar, durante o período de teste. No entanto, é preciso considerar que, a longo prazo, pode haver crescimento de biofilme entre as fibras, pois, sem a retrolavagem,

há acúmulo de flocos de lodo na região próxima às fibras. Além disso, a relaxação não remove partículas dos poros, o que poderia levar à substituição prematura de feixes.

Mesmo com o uso de retrolavagem com ar houve formação de uma camada fina de biofilme sobre as membranas, sob a forma de depósito gelatinoso que só foi removido com limpeza química.

As análises de EPS do sobrenadante apontaram que as concentrações de proteínas no meio reacional foram muito baixas, enquanto que as de polissacarídeos, mais altas, pareceram contribuir para a formação de membrana dinâmica sobre as fibras, conseqüentemente, de incrustação. Os teores de EPS não se correlacionaram com a concentração de sólidos no sistema; observou-se que tanto polissacarídeos quanto proteínas não apresentaram relação com o teor de SSV no reator, o que sugere uma relação mais complexa entre EPS e variáveis de processo.

A partir do estudo dos fatores que propiciam a incrustação e dos procedimentos de manutenção do fluxo permeado e de limpeza, observou-se que a limpeza mecânica, especificamente, a circulação de fluido na região próxima às membranas, promovida por aeração, a relaxação e a retrolavagem são responsáveis pela remoção dos sólidos aderidos à superfície das membranas.

As bolhas elipsoidais geradas pelo aerador foram capazes de gerar turbulência suficiente no biorreator não só para manter a biomassa em suspensão, mesmo em altas concentrações, como para homogeneizar o meio, garantindo a mistura quase instantânea do efluente alimentado. A transferência de oxigênio no reator também foi bastante eficiente, pois não foram registradas concentrações de oxigênio dissolvido inferiores a  $2,5 \text{ mg.L}^{-1}$  durante os ensaios, mesmo com concentrações de SSV acima de  $17000 \text{ mg.L}^{-1}$ .

Embora não se tenha investigado a operação em vazões de aeração menores do que  $2,5 \text{ L.min}^{-1}$ , acredita-se que, na condição estudada, o borbulhamento de ar sob as membranas tenha contribuído para a redução da formação de torta na superfície das mesmas.

A retrolavagem com ar atingiu o objetivo proposto, mantendo o fluxo permeado constante por alguns dias. No entanto, aparentemente, a membrana apresentou tendência à adesão de solutos, como verificada na operação de longo prazo e necessidade de limpezas químicas com relativa freqüência. Apesar disso, a limpeza com NaOCl 1% em volume, durante um período de molho de 6 h, mostrou ser eficiente na remoção da camada gelatinosa que se observou sobre as fibras ao final das corridas com cada feixe. Embora a limpeza química com o produto comercial Vanish tenha eventualmente atingido resultados

similares aos obtidos com NaOCl, o custo operacional seria proibitivo, pois seriam necessárias concentrações bem maiores do que as de NaOCl, de um produto com custo mais alto.

Com vistas à continuidade deste trabalho, são feitas as seguintes sugestões:

- Estudar o comportamento de membranas com tamanhos de poros menores do que o utilizado neste trabalho e com outras características, para avaliar a variação de fluxo durante o processo, bem como a extensão da incrustação de membranas que possivelmente terão menor probabilidade de bloqueio de poros.

- Investigar a operação do sistema no processamento de efluente com menor concentração de matéria orgânica, avaliando a evolução da incrustação associada aos teores de EPS, durante os ensaios.

- Avaliar, concomitantemente com a operação, as contribuições das frações de sólidos e EPS à incrustação, em células agitadas de membrana plana, para caracterizar a resistência de cada fração.

- Identificar a melhor densidade de empacotamento das fibras, com vistas à melhoria da hidrodinâmica na região mais próxima das membranas, pois feixes com alta densidade de empacotamento provavelmente beneficiam-se menos das bolhas, pelo impedimento espacial. Além disso, seria interessante investigar a relação área de membrana/volume do reator através de modificações das dimensões do reator para facilitar a utilização de feixes com diferentes áreas de filtração.

- Estudar, comparativamente, o uso de outros agentes de limpeza, como NaOH, por exemplo, na recuperação da permeabilidade de membranas utilizadas em MBR e seu impacto na resistência e vida útil das membranas.

## 6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AKITA, K., YOSHIDA, F., Bubble Size, Interfacial Area, and Liquid Phase Mass Transfer Coefficient in Bubble Columns, *Industrial and Engineering Chemistry, Process Design and Development*, 13, 1 (1974) 84 – 91.

ALBASI, C., BESSIERE, Y., DESCLAUX, S., REMIGY, J. C., Filtration of Biological Sludge by Immersed Hollow-Fiber Membranes: Influence of Initial Permeability Choice of Operating Conditions, *Desalination*, 146 (2002) 427 – 431.

APHA, AWWA, WPCF, *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* 20<sup>th</sup> edition, American Public Health Association, American Water Works Association, Water Pollution Control Federation, Washington, D.C., 1998.

BAKER, R. W., CUSSLER, E. L., EYKAMP, W., KOROS, W. J., RILEY, R. L., STRAHTMANN, H., *Membrane Separation Systems – Recent Developments and Future Directions*, Noyes Data Corporation, USA (1991).

BARBOSA, R. A., *Contribuição ao Desenvolvimento de Ferramentas de Controle Operacional do Sistema de Lodos Ativados*, Tese de DSc, PEQ/COPPE/UFRJ, 2004.

BOUHABILA, E. H., AÏM, R. B., BUISSON, H., Microfiltration of Activated Sludge using Submerged Membrane with Air Bubbling (Application to Wastewater Treatment), *Desalination*, 118 (1998) 315-322.

BOUHABILA, E. H., AÏM, R. B., BUISSON, H., Fouling Characterization in Membrane Bioreactors, *Separation and Purification Technology*, 22-23 (2001) 123-132.

BRADFORD, M. M., A Rapid and Sensitive Method for the Quantification of Microgram Quantities of Protein Utilizing the Principle of Protein Dye-Binding, *Analytical Biochemistry*, 72 (1976) 248 – 254.

- BRINDLE, K., STEPHENSON, T., The Application of Membrane Biological Reactors for the Treatment of Wastewaters, *Biotechnology and Bioengineering*, 49 (1996) 601 – 610.
- CABASSUD, C, LABORIE, S., LAINÉ, J. M., How Slug Flow can Improve Ultrafiltration Flux in Organic Hollow Fibres, *Journal of Membrane Science* 128 (1997) 93-101.
- CAMMAROTA, M. C., *Produção de Exopolissacarídeos e Adesão Microbiana*, Tese de DSc, Instituto de Química, UFRJ.
- CHANG, I. S., LEE, C. H., Membrane Filtration Characteristics in Membrane-Coupled Activated Sludge System – The Effect of Physiological States of Activated Sludge on Membrane Fouling, *Desalination*, 120 (1998) 221 – 233.
- CHANG, I. S., BAG, S. O., LEE, C. H., Effects of Membrane *Fouling* on Solute Rejection during Membrane Filtration of Activated Sludge, *Process Biochemistry* 36 (2001) 855-860.
- CHANG, I. S., JUDD, S. J., Air Sparging of Submerged MBR for Municipal Wastewater Treatment, *Process Biochemistry*, 37 (2002) 915-920.
- CHERYAN, M., *Ultrafiltration and Microfiltration Handbook*, Technomic Publishing Company, Inc. USA (1998).
- CHO, B. D., FANE, A. G., Fouling Transients in Nominally Sub-Critical Flux Operation of a Membrane Bioreactor, *Journal of Membrane Science*, 209 (2002) 391 – 403.
- CHO, J., SONG, K-G, AHN, K-H, The Activated Sludge and Microbial Substances Influences on Membrane Fouling in Submerged Membrane Bioreactor: Unstirred Batch Cell Test, *Desalination*, 183 (2005) 425 – 429.



- CHOI, J. G., BAE, T. H., KIM, J. H., TAK, T. M., RANDALL, A. A., The Behaviour of Membrane *Fouling* Initiation on the Crossflow Membrane Bioreactor System, *Journal of Membrane Science*, 203 (2002) 103-113.
- CHOI, H., ZHANG, K., DIONYSIOU, D. D., OERTHER, D. B., SORIAL, G. A., Effect of Activated Sludge Properties and Membrane Operation Conditions on Fouling Characteristics in Membrane Bioreactors, *Chemosphere* (2005) in press.
- CHUA, H. C., ARNOT, T. C., HOWELL, J. A., Controlling Fouling in Membrane Bioreactors Operated with Variable Throughput, *Desalination*, 149 (2002) 225 - 229.
- COPPEN, J., Advanced Wastewater Treatment Systems, Projeto de conclusão do curso de Engenharia Civil da University of Southern Queensland, Austrália, (2004).
- CÔTÉ, P., BUISSON, H., POUND, C., ARAKAKI, G., Immersed Membrane Activated Sludge for the Reuse Municipal Wastewater, *Desalination*, 113 (1997) 189 - 196.
- CÔTÉ, P., BUISSON, H., PRADERIE, M., Immersed Membrane Activated Sludge Process Applied to the Treatment of Municipal Wastewater, *Water Science Technology*, v 38 n 4-5 (1998) 437 - 442.
- CUI, Z. F., CHANG, S., FANE, A. G., The Use of Gas Bubbling to Enhance Membrane Processes, *Journal of Membrane Science*, 221 (2003) 1- 35.
- DAVIES, W. J., LE, M. S., HEATH, C. R., Intensified Activated Sludge Process with Submerged Membrane Microfiltration, *Water Science Technology*, 38 (1998) 421 – 428.
- DEFRANCE, L., JAFFRIN, M. Y., Reversibility of Fouling Formed in Activated Sludge Filtration, *Journal of Membrane Science* 157 (1999) 73 – 84.

- DEFRANCE, L., JAFFRIN, M. Y., GUPTA, B., PAULLIER, P., GEUGEY, V., Contribution of Various Constituents of Activated Sludge to Membrane Bioreactor Fouling, *Bioreource Technology* 73 (2000) 105 – 112.
- DISTLER, G. A., *Tratamento de Esgoto Doméstico em Bio-Reator Aeróbio de Leito Fluidizado Trifásico*, Tese de M.Sc., PEC/COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ (1995).
- DROSTE, R. L., *Theory and Practice of Water and Wastewater Treatment*, John Wiley and Sons, Inc., New York, 1997, 800 pags.
- DUBOIS, M.; GILLES, K. A.; HAMILTON, J. K.; REBERS, P. A.; SMITH, F., Colorimetric Method for Determination of Sugars and related Substances, *Analytical Chemistry*, 28 3 (1956) 350-356.
- FANE, A. G., CHANG, S., CHARDON, E., Submerged Hollow Fibre Membrane Module – Design Options and Operational Considerations, *Desalination*, 146 (2002) 231-236.
- FANG, H. H. P., SHI, X., Pore Fouling of Microfiltration Membranes by Activated Sludge, *Journal of Membrane Science*, 264 (2005) 161 – 166.
- FARIA, L. F. F., Di LUCCIO, M., NOBREGA, R., BORGES, C. P., Development and Characterization of Microfiltration Hollow-Fiber Modules for Sterilization of Fermentation Media, *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, v. 19 n.2 (2002) 141-150.
- FIELD, R. W., WU, D., HOWELL, J. A., GUPTA, B. B., Critical Flux Concept for Microfiltration Fouling, *Journal of Membrane Science*, 100 (1995) 259 – 272.
- FLEMMING, H-C, GRIEBE, T., SCHAULE, G., Antifouling Strategies in Technical Systems – A Short Review, *Water Science Technology* 34 (1996) 517 – 524.

- FLEMMING, H-C, SCHAULE, G., GRIEBE, T., SCHMITT, J., TAMACHKIAROWA, A., Biofouling – The Achilles Heel of Membrane Processes, *Desalination* 113 (1997) 215 – 225.
- GANDER, M., JEFFERSON, B., JUDD, S. Aerobic MBRs for Domestic Wastewater Treatment: A Review with Cost Consideration, *Separation and Purification Technology* 18 (2000) 119 – 130.
- HENSHAW, W. J., MAHENDRAN, M., BEHMANN, H., Vertical Cylindrical Skin of Hollow Fiber Membranes and Methods of Maintaining Clean Fiber Surfaces, July 1998. USP 5,783,083
- HOLBROOK, R. D., MASSIE, K. A., NOVAK, J. T., A Comparison of Membrane Bioreactor and Conventional-Activated-Sludge Mixed Liquor and Biosolids Characteristics, *Water Environmental Research* 77 (2005) 323 – 330.
- HOLLER, S., TRÖSCH, W., Treatment of Urban Wastewater in a Membrane Bioreactor at High Organic Loading Rates, *Journal of Biotechnology*, 92 (2001) 95 – 101.
- HONG, S. P., BAE, T. H., TAK, T. M., HONG, S., RANDALL, A., Fouling Control in Activated Sludge Submerged Hollow Fiber Membrane Bioreactors, *Desalination* 143 (2002) 219 – 228.
- IBGE – INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA, *Indicadores de Desenvolvimento Sustentável, Brasil 2002 – Estudos e Pesquisas Informação Geográfica nº 2*, Dimensão Ambiental – Saneamento, Rio de Janeiro (2002) p.120-128.
- JI, L., ZHOU, J., Influence of Aeration on Microbial Polymers and Membrane Fouling in Submerged Membrane Bioreactors, *Journal of Membrane Science* (2005) – in press.

- JUDD, S. J., LE-CLECH, P., TAHA, T., CUI, Z.F., Theoretical and Experimental Representation of a submerged membrane bio-reactor system, *Membrane Technology* 135 (2001) 4-9.
- KOPP, C. V., STREETON, R. J. W., FABIG, M. J., WYATT, K., *Cleaning of Filters – USP 4,935,143*. Jun 19, 1990.
- LE-CLECH, P., JEFFERSON, B., JUDD, S. J., Impact of Aeration, Solids Concentration and Membrane Characteristics on the Hydraulic Performance of a Membrane Bioreactor, *Journal of Membrane Science*, 218 (2003) 117 – 129.
- LE-CLECH, P., JEFFERSON, B., JUDD, S. J., A Comparison of Submerged and Sidestream Tubular Membrane Bioreactor Configurations, *Desalination* 173 (2005) 113 – 122.
- LEE, J., AHN, W.Y., LEE, C. H., Comparison of the Filtration Characteristics between attached and Suspended Growth microorganisms in Submerged Membrane Bioreactors, *Water Research* v 35 n 10 (2001) 2435-2445.
- LEE, S. M., JUNG, J. Y., CHUNG, Y. C., Novel Method for Enhancing Permeate Flux of Submerged Membrane System in Two-Phase Anaerobic Reactor, *Water Research*, v 35 n 2 (2001) 471-477.
- LEE, W., KANG, S. SHIN, H., Sludge Characteristics and their Contribution to Microfiltration in Submerged Membrane Bioreactors, *Journal of Membrane Science*, 216 (2003) 217-227.
- LIAO, B. Q., BAGLEY, D. M., KRAEMER, H. E., LEPPARD, G. G., LISS, S. N., A Review of Biofouling and its Control in Membrane Separation Bioreactors, *Water Environmental Research*, 76 – 5 (2004) 425-436.
- LIU, R., HUANG, X., WANG, C., CHEN, L., QIAN, Y., Study on Hydraulic Characteristics in a Submerged Membrane Bioreactor Process, *Process Biochemistry* 36 (2000) 249-254

- LOWRY, O. H., ROSEBROUGH, N. H., FARR, A. L., RANDALL, R. J., Protein Measurements with the Folin Phenol Reagent, *Journal of Biological Chemistry*, 193 (1951) 265 - 275.
- MAHENDRAN, M., RODRIGUES, C. F. F., PEDERSEN, S. K., *Vertical Skein of Hollow Fiber Membranes and Method of Maintaining Clean Fiber Surfaces while Filtering a Substrate to Withdraw Permeate* – USP 5,639,373, 1997.
- MOTTA, S. L., *Tratamento de Esgoto Doméstico em Bio-Reator Aeróbio de Leito Fixo Submerso*, Tese de M.Sc., PEC/COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ (1995).
- MULDER, M., *Basic Principles of Membrane Technology*, Kluwer Academic Publishers, Dordrecht, Holanda, 1996.
- NELSON, T. J., Tnimage Scientific Image Analysis Software Transforming and Numeric Image Analysis System, <ftp://sunsite.unc.edu/pub/linux/apps/graphics/misc/> (versão Linux) (2000).
- NG, H. Y., HERMANOWICZ, S. W., Membrane Bioreactor Operation at Short Solids Retention Times: Performance and Biomass Characteristics, *Water Research*, 39 (2005) 981-992.
- NUENGJAMNONG, C., KWEON, J. H., CHO, J., POLPRASERT, C., AHN, K.H, Membrane Fouling Caused by Extracellular Polymeric Substances During Microfiltration Processes, *Desalination*, v. 179 (2005) 117-124.
- PAM – LABORATÓRIO DE PROCESSOS COM MEMBRANAS, *Relatório Final – Caracterização de Fibras Ocas Microporosas*, para Liquid Carbonic Indústrias S/A, 1994.
- PARAMESHWARAN, K., VISVANATHAN, C., AIM, R. B., Membrane as Solid/Liquid Separator and Air Diffuser in Bioreactor, *Journal of Environmental Engineering*, Sept. (1999) 825-833.

- PARAMESHWARAN, K., FANE, A. G., CHO, B. D., KIM, K. J., Analysis of Microfiltration Performance with Constant Flux Processing of Secondary Effluent, *Water Research*, v.35 n. 18 (2001) 4349-4358.
- PARK, Y. S., KIM, D. S., PARK, T. J., SONG, S. K., Effect of Extracellular Polymeric Substances (EPS) on the Attachment of Activated Sludge, *Bioprocess Engineering* 22 (2000) 1 – 3.
- PETERSON, G. L., Review of the Folin Phenol Protein Quantitation Method of Lowry, Rosebrough, Farr and Randall, *Analytical Biochemistry*, 100 (1979) 201 - 220.
- RAMALHO, R. S., *Tratamiento de Águas Residuales*, Editorial Reverté, Barcelona, 1991.
- REN, N., CHEN, Z., WANG, A., HU, D., Removal of Organic Pollutants and Analysis of MLSS – COD Removal Relationship at Different HRTs in a Submerged Membrane Bioreactor, *International Biodeterioration & Biodegradation* 55 (2005) 279 – 284.
- RIBEIRO, Jr., C. P., LAGE, P. L. C., Experimental Study on Bubble Size Distributions in a Direct Contact Evaporator, *Brazilian Journal of Chemical Engineering* v 21 n 1 (2004) 69-81.
- RIBEIRO, Jr., C. P., LAGE, P. L. C., Population Balance Modeling of Bubble Size Distributions in a Direct Contact Evaporator Using a Sparger Model, *Chemical Engineering Science* 59 (2004b) 2363 – 2377.
- ROJAS, M. E. H., VAN KAAM, R., SCHETRITTE, S., ALBASI, C., Role and Variations of Supernatant Compounds in Submerged Membrane Bioreactor Fouling, *Desalination* 179 (2005) 95 – 107.
- ROSENBERGER, S., KRAUME, M., Filterability of Activated Sludge in Membrane Bioreactors, *Desalination* 146 (2000) 373 – 379.

- ROSENBERGER, S., KRÜGER, U., WITZIG, R., MANZ, W., SZEWZYK, U., KRAUME, M., Performance of a Bioreactor with Submerged Membrane for Aerobic Treatment of Municipal Waste Water, *Water Research* 36 (2002) 413-420.
- SCOTT, J. A., NEILSON, D. J., LIU, W., BOON, P. N., A Dual Function Membrane Bioreactor System for Enhanced Aerobic Remediation of High-Strength Industrial Waste, *Water Science Technology*, v 38 n 4-5 (1998) 413-420.
- SHIMIZU, Y., URYU, K., OKUNO, Y., WATANABE, A., Cross-Flow Microfiltration of Activated Sludge using Submerged Membrane with Air Bubbling, *Journal of Fermentation and Bioengineering*, 81 (1996) 55 – 60.
- SOFIA, A., NG, W. J., ONG, S. L., Engineering Design Approaches for Minimum Fouling in Submerged MBR, *Desalination*, 160 (2004) 67 – 74.
- STEPHENSON, T., JUDD, S., BRINDLE, K., *Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment*, IWA Publishing, London (2000).
- TEIXEIRA, M. M. C. G. R., *Ultrafiltração no Tratamento de Águas para Consumo Humano*, Dissertação de Mestrado, Universidade Nova de Lisboa, Lisboa (2001).
- THOMAS, H., JUDD, S., MURRER, J., Fouling Characteristics of Membrane Filtration in Membrane Bioreactors, *Membrane Technology*, 122 (2000) 10-13.
- UEDA, T., HATA, K., KIKUOKA, Y., SEINO, O., Effects of Aeration on Suction Pressure in a Submerged Membrane Bioreactor, *Water Research* 31, n. 3, (1997) 489 – 494.
- VAN DER ROEST, H. F., LAWRENCE, D.P., VAN BENTEM, A. G. N., *Membrane Bioreactors for Municipal Wastewater Treatment – Water and Wastewater Practitioner Series: Stowa Report*, IWA Publishing, London, 2002.

VISVANATHAN, C., YANG, B. S., MUTTAMARA, S., MAYTHANUKHRAW, R, Application of Air Backflushing Technique in Membrane Bioreactor, *Water Science Technology*, v 36 n 12 (1997) 259-266.

WISNIEWSKI, C., GRASMICK, A., Floc Size Distribution in a Membrane Bioreactor and Consequences for Membrane *Fouling*, *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects* 138 (1998) 403-411.

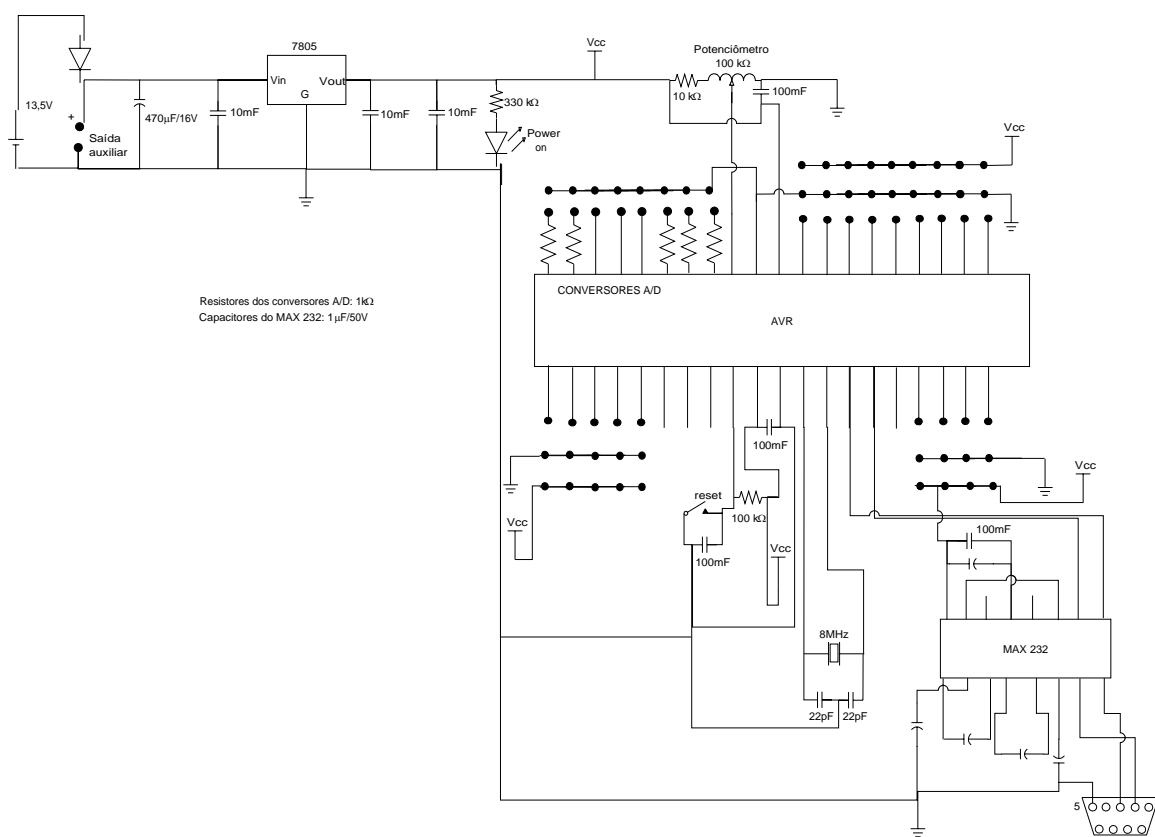
YANG, W., CICEK, N., ILG, J., State-of-the-Art of Membrane Bioreactors: Worldwide Research and Commercial Applications in North America, *Journal of Membrane Science* 270 (2006) 201 – 211.

ZAIA, D. A. M., ZAIA, C. T. B. V., LICHTIG, J., Determinação de Proteínas Totais Via Espectrofotometria: Vantagens e Desvantagens dos Métodos Existentes, *Química Nova*, v 21, n 6 (1998) 787-793.



## APÊNDICE A

O diagrama representativo do esquema de montagem do circuito utilizado no sistema de controle do SMBR é ilustrado na Figura A.1, a Figura A.2 é uma fotografia da placa do circuito que contém o chip AVR e o diagrama de blocos empregado na lógica de programação da interface utilizada está mostrado na Figura A.3.



**Figura A.1 – Esquema de montagem do circuito utilizado no sistema de controle do SMBR.**

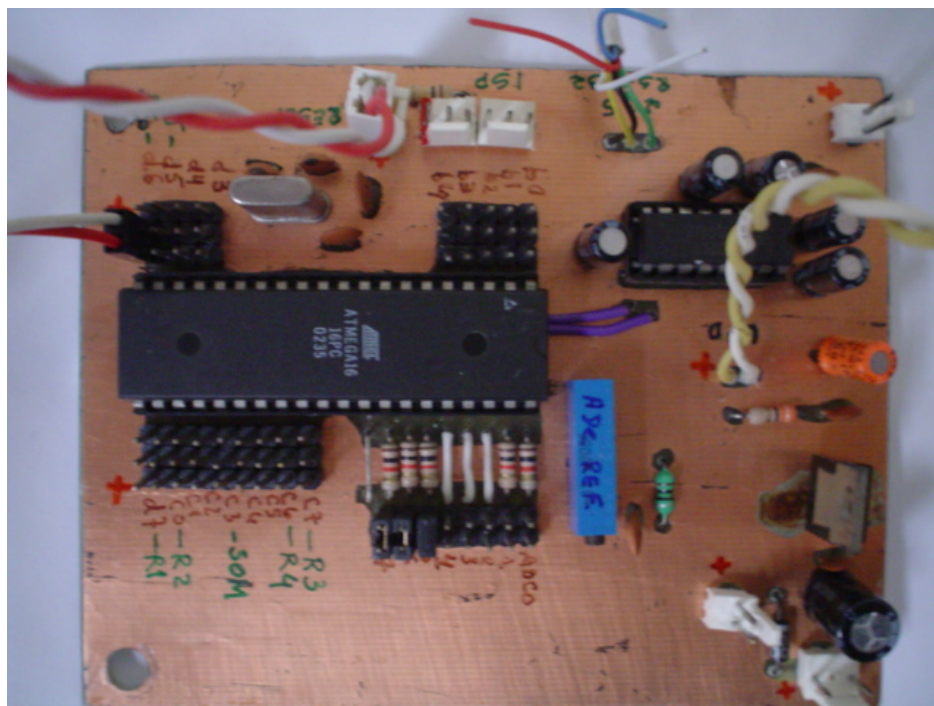


Figura A.2 – Fotografia da placa do circuito que contém o chip AVR.

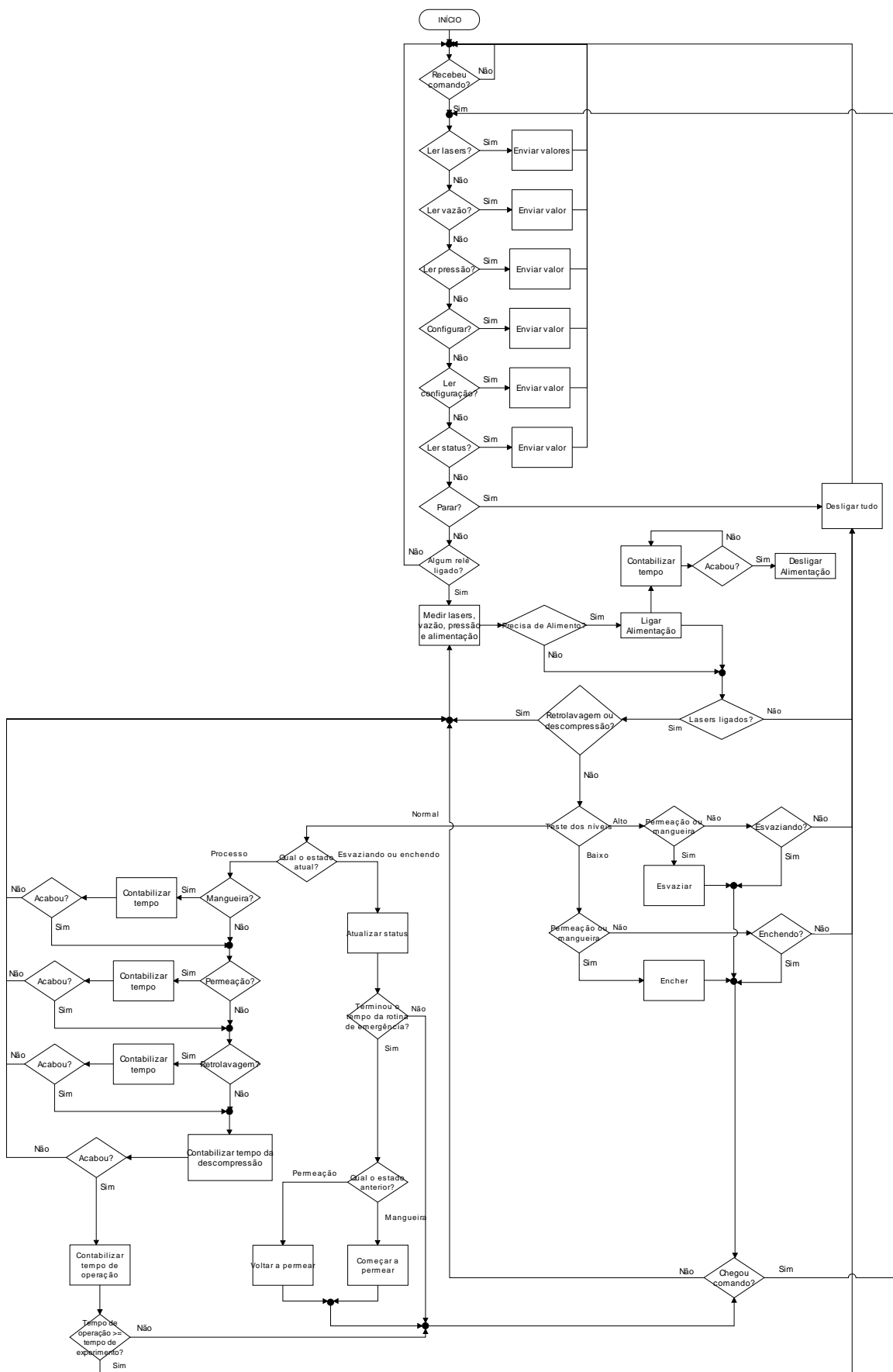
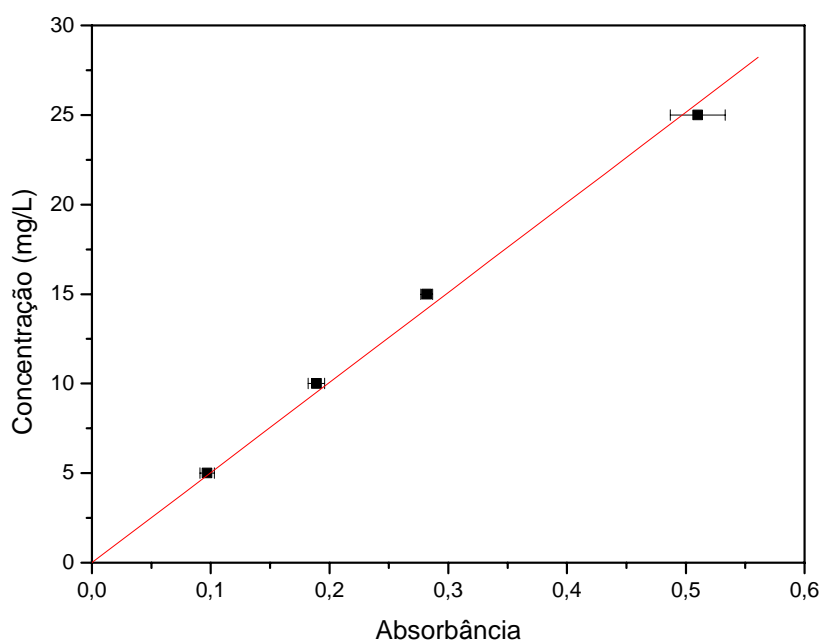


Figura A.3 – Diagrama de blocos utilizado na lógica de programação da interface utilizada no sistema de controle do SMBR.

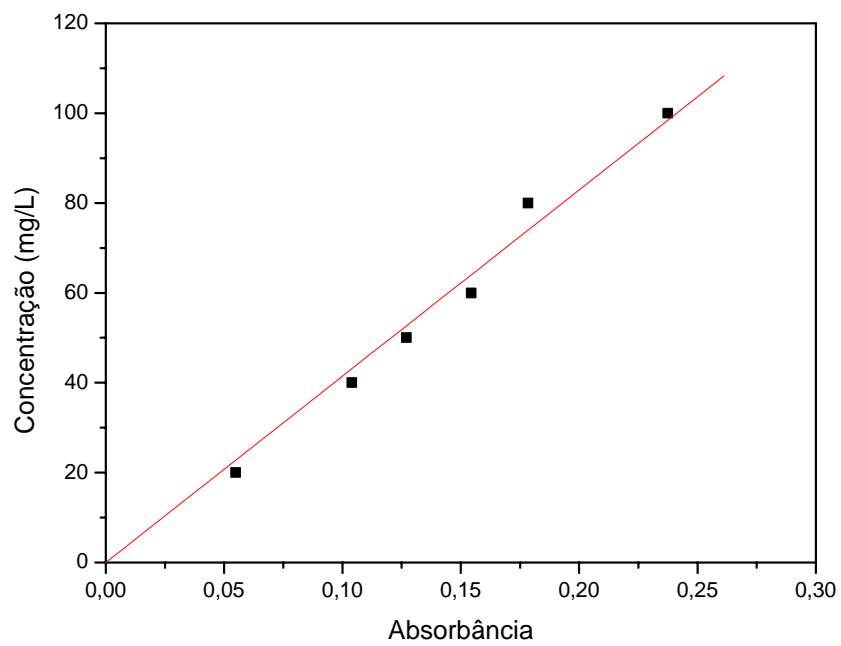
## APÊNDICE B

Na Figura B.1 está ilustrada a curva de calibração empregada na determinação dos teores de polissacarídeos pela técnica de Dubois *et al.* (1956). A Figura B.2 mostra uma curva de calibração típica para determinação das concentrações de proteínas, segundo o método de Bradford (1976).



**Figura B.1 – Curva de calibração para análise dos teores de polissacarídeos.**

$$Conc_{polissacarídeos} = 50,31 \cdot ABS \quad (B.1)$$

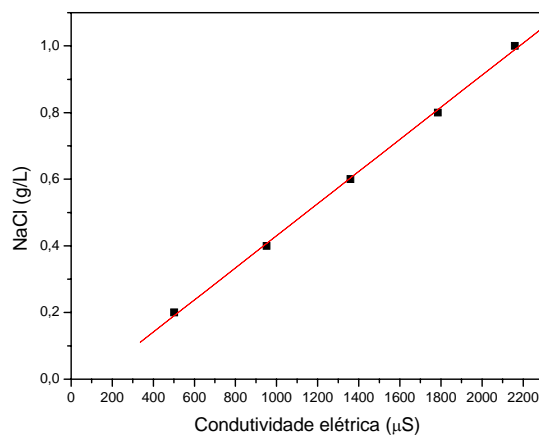


**Figura B.2 – Curva de calibração típica para análise dos teores de proteínas.**

$$Conc_{proteínas} = 414,54 \cdot ABS \quad (B.2)$$

## APÊNDICE C

Na Figura C.1, apresentam-se os resultados experimentais e o ajuste obtidos para a curva de calibração da concentração de NaCl (g/L) em função da condutividade elétrica ( $\mu\text{S}$ ).



**Figura C. 1 – Concentração de NaCl (g/L) em função da condutividade elétrica ( $\mu\text{S}$ ).**

$$\text{Conc}_{\text{NaCl}} = -0,05 + 4,82 \times 10^{-4} \cdot \text{Conductiv} \quad (\text{C.1})$$

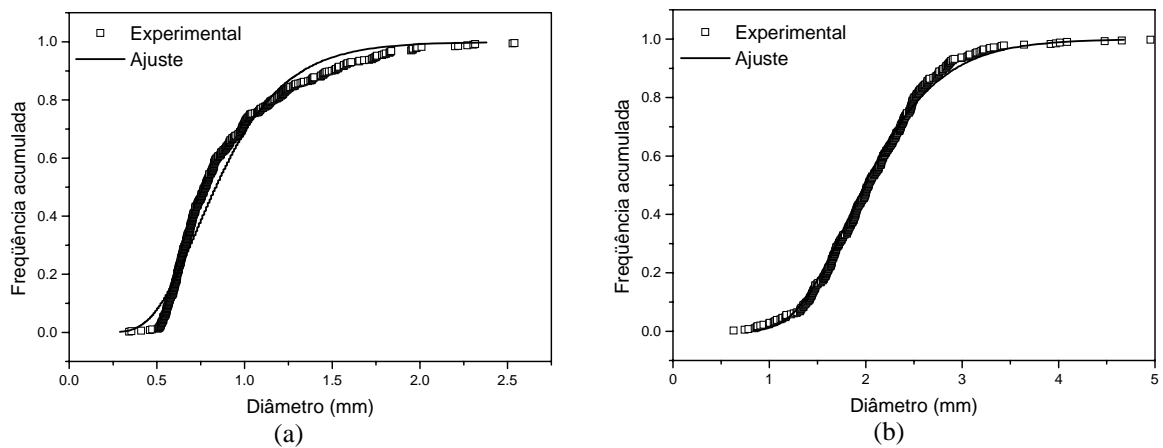
## APÊNDICE D

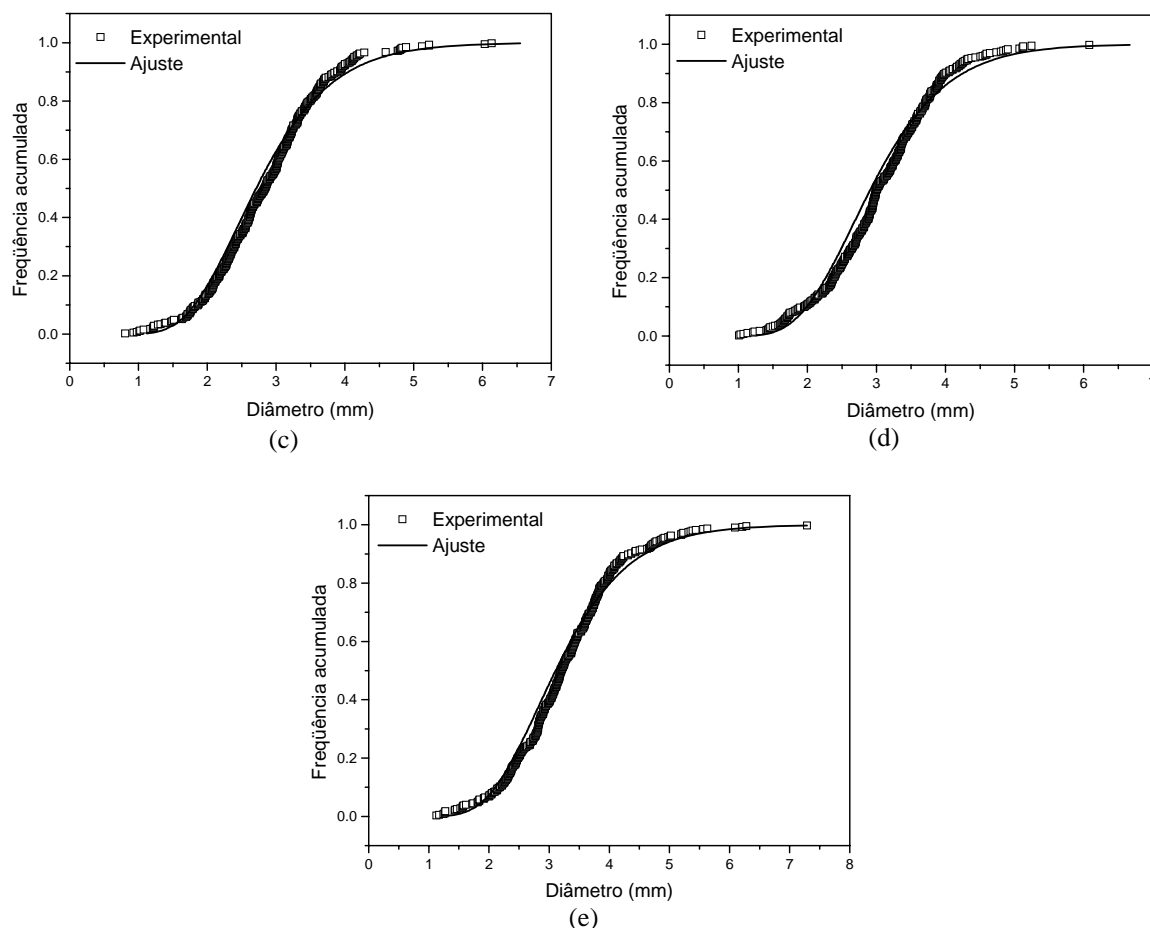
De acordo com as observações de Akita e Yoshida (1974) e Ribeiro e Lage (2004b), a distribuição de tamanho das bolhas segue a distribuição logarítmica normal. Por isso a função densidade de probabilidade pode ser expressa por:

$$f(d) = \frac{1}{\sqrt{2\pi}d\sigma} \exp\left[-\frac{1}{2}\left(\frac{\ln d - m}{\sigma}\right)^2\right] \quad (\text{D.1})$$

Em que  $d$  é o diâmetro da bolha,  $m$  é o diâmetro médio (geométrico) das bolhas e  $\sigma$  é o desvio padrão. Os parâmetros  $m$  e  $\sigma$  foram estimados por um ajuste da inversa da distribuição normal, tendo como variáveis de entrada as frequências acumuladas e os diâmetros observados, minimizando a função de mínimos quadrados ponderados.

Os gráficos obtidos a partir dos dados experimentais e dos ajustes para frequências acumuladas são mostrados na Figura D.1. Os gráficos (a) e (b) referem-se aos dados obtidos para a membrana nas pressões de 3 e 4 bar, respectivamente. Os demais mostram os dados para o aerador operando com as vazões de 2,51 (c), 5,77 (d) e 9,23 L.min<sup>-1</sup> (e).





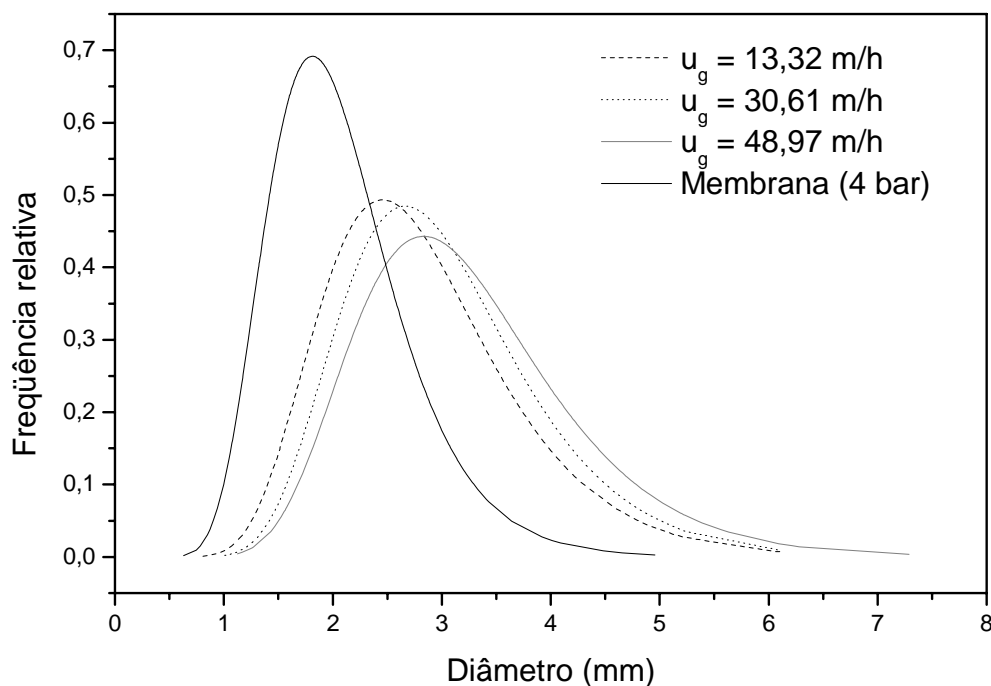
**Figura D.1 – Frequências acumuladas dos tamanhos de bolha produzidas pela membrana e pelo aerador, em diferentes condições experimentais.**

Observa-se que, diferentemente do comportamento observado nas Figuras D.1 (b-e), o ajuste mostrado no gráfico da Figura D.1 (a), não explica o comportamento dos dados experimentais. A causa disso provavelmente é a imprecisão da técnica utilizada para medição das bolhas, para bolhas com diâmetros muito pequenos. De acordo com os diâmetros médios apresentados na Tabela 4-1, verifica-se que as bolhas produzidas pela membrana, na pressão de 3 bar, são bastante pequenas em comparação com as bolhas geradas nas demais condições analisadas. Além disso, como pode-se observar na Figura D.1 (a), cerca de 74% das bolhas têm diâmetro menor do que 1,0 mm, o que dificulta a medição. A ampliação das imagens usadas para medição das bolhas, nesta condição, foi evitada uma vez que houve perda de resolução da fotografia, impedindo a definição clara do contorno de cada bolha.

O mesmo não ocorre com as bolhas produzidas com a membrana na pressão de 4 bar uma vez que, nesta condição, todos os poros da membrana estão livres de líquido, como já foi observado anteriormente. A vazão é significativamente maior ( $310,61 \pm 10,26$



$L.h^{-1}$ ) e, com isso, há maior efeito de coalescência sobre o tamanho das bolhas. Pode-se ajustar, com base nos parâmetros estimados, a função densidade de probabilidade para as bolhas produzidas pela membrana a 4 bar e para as diferentes vazões empregadas no aerador. Os gráficos destas curvas estão representados na Figura D.2.



**Figura D.2 – Gráficos das distribuições de tamanho de bolha para a membrana a 4 bar e para diferentes vazões para o aerador.**

Observa-se que, à medida que a vazão aumenta e, conseqüentemente, o diâmetro das bolhas, há uma translação na curva da função densidade de probabilidade. Além disso, o formato da curva tende a ser mais alongado do lado direito, em virtude da maior quantidade de bolhas maiores, com o aumento da vazão. A curva obtida para a membrana com pressão de ar de 4 bar tem uma concentração maior de bolhas pequenas, apesar de ter  $u_g = 27,46 \text{ m.h}^{-1}$ , em conseqüência do diâmetro de poro que, provavelmente é muito menor do que o tamanho de poro das pedras porosas.

## APÊNDICE E

As Figura E. 1 a E.5 mostram os dados experimentais e as curvas ajustadas para determinação do  $K_L a$ , para diferentes vazões de ar, para as bolhas produzidas pelo aerador construído para este trabalho. Os valores de  $K_L a$  obtidos estão apresentados na Tabela E. 1, juntamente com os valores corrigidos para a temperatura de 20°C, para as vazões de ar avaliadas.

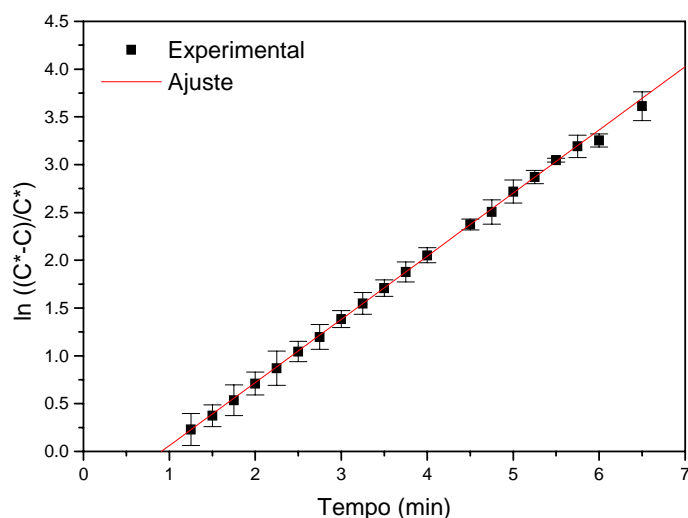


Figura E. 1 – Curva para determinação de  $K_L a$  para a vazão de 2,51 L/min.

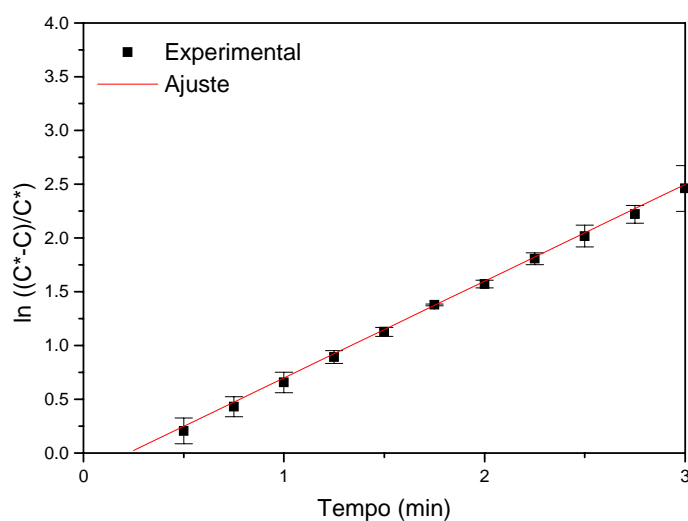


Figura E. 2 – Curva para determinação de  $K_L a$  para a vazão de 4,11 L/min.

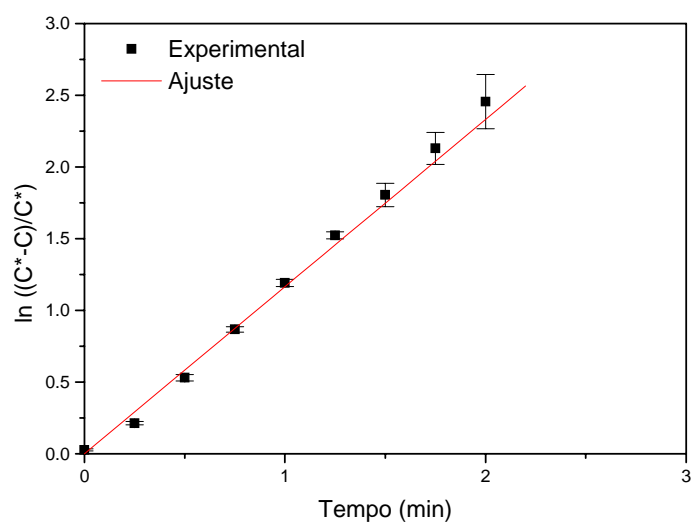


Figura E. 3 – Curva para determinação de  $K_L a$  para a vazão de 5,77 L/min.

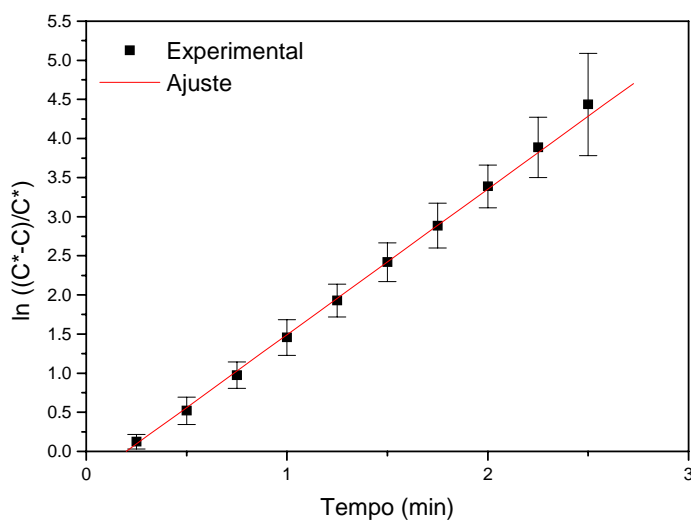


Figura E. 4 - Curva para determinação de  $K_L a$  para a vazão de 7,43 L/min.

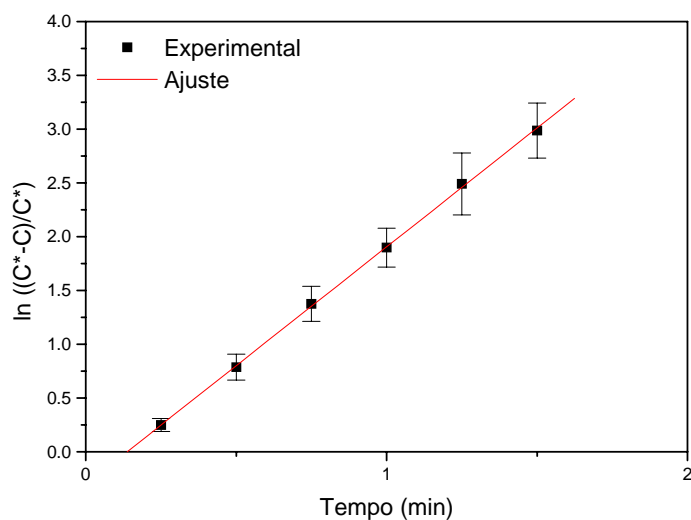


Figura E. 5 - Curva para determinação de  $K_{La}$  para a vazão de 9,23 L/min.

Tabela E. 1 – Valores experimentais de  $K_{La}$  e corrigidos para  $T = 20^{\circ}\text{C}$ , com seus respectivos erros, para diferentes vazões de ar.

Q (L/min)	$u_g$ (m/h)	$K_{La}$ (1/min)		$K_{La}$ corrigido (1/min)	
		valor	erro	valor	erro
2,51	13,31	0,661	0,006	0,622	0,005
4,11	21,80	0,899	0,019	0,844	0,018
5,77	30,61	1,165	0,046	1,095	0,043
7,43	39,42	1,862	0,022	1,746	0,020
9,23	48,97	2,210	0,017	2,073	0,016

## APÊNDICE F

Resultados dos ensaios de avaliação do tempo do ciclo de permeação/retrolavagem, com TRH de 5 h.

Neste Apêndice, os gráficos apresentados estão agrupados em blocos referentes aos resultados, a saber: fluxo líquido, teores de SST, SSV e RSC, DQO e remoção de DQO, COD e remoção de COD.

### Fluxo Líquido

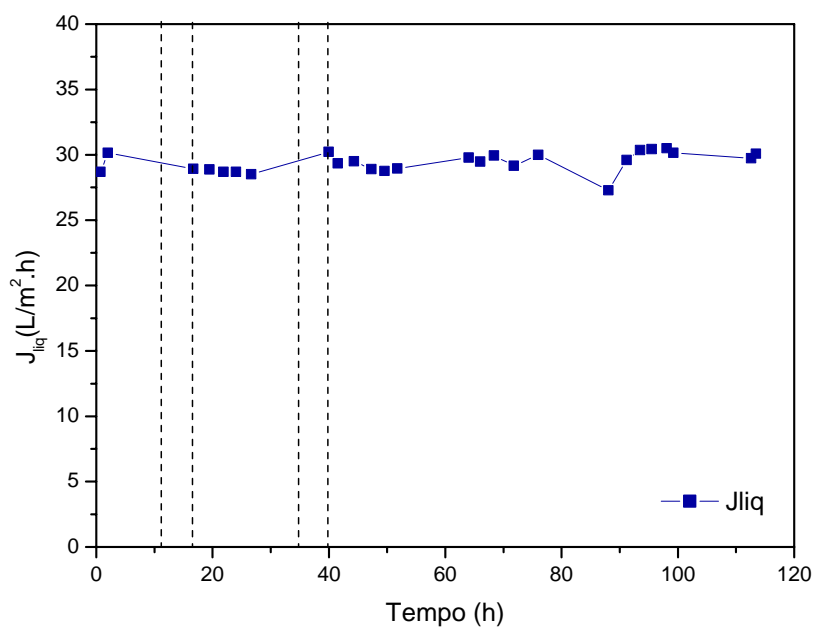
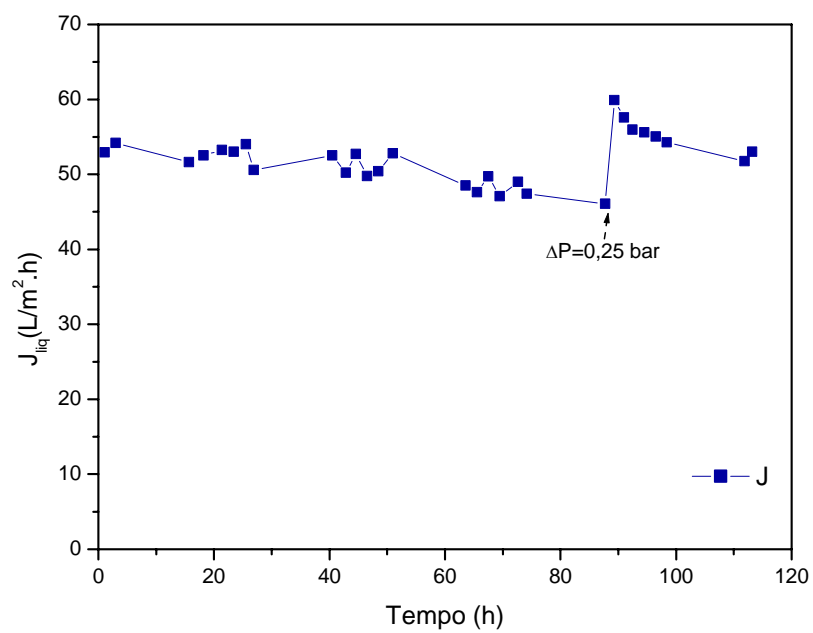
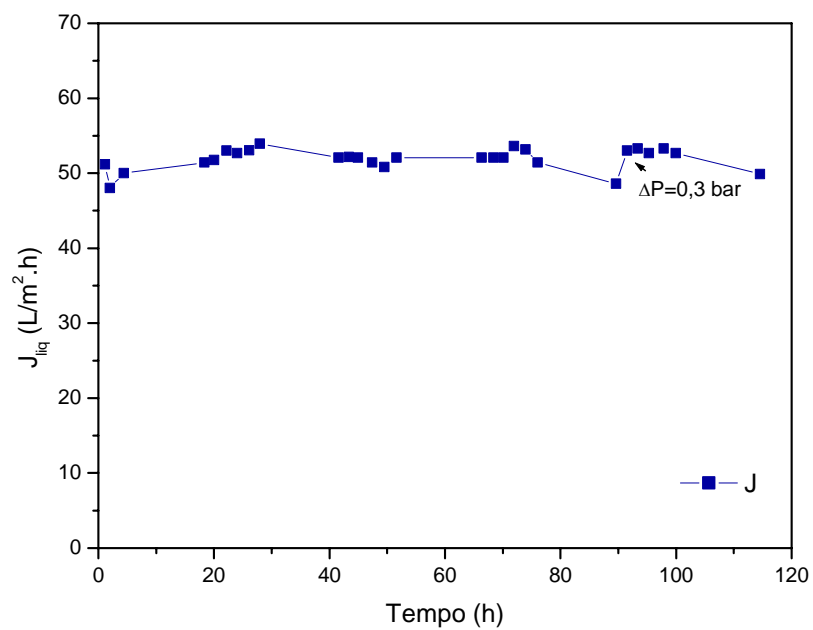


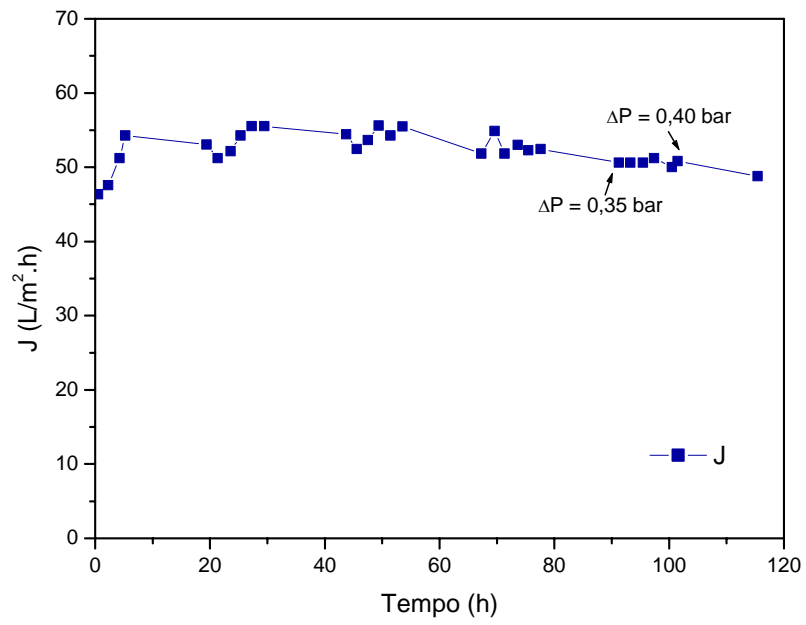
Figura F.1– Fluxo líquido observado no experimento 1 (10:30).



**Figura F.2 – Fluxo líquido observado no experimento 3 (20:30)**



**Figura F.3 – Fluxo líquido observado no experimento 4 (30:30).**



**Figura F.4 – Fluxo líquido observado no experimento 5 (15:15).**

## Sólidos

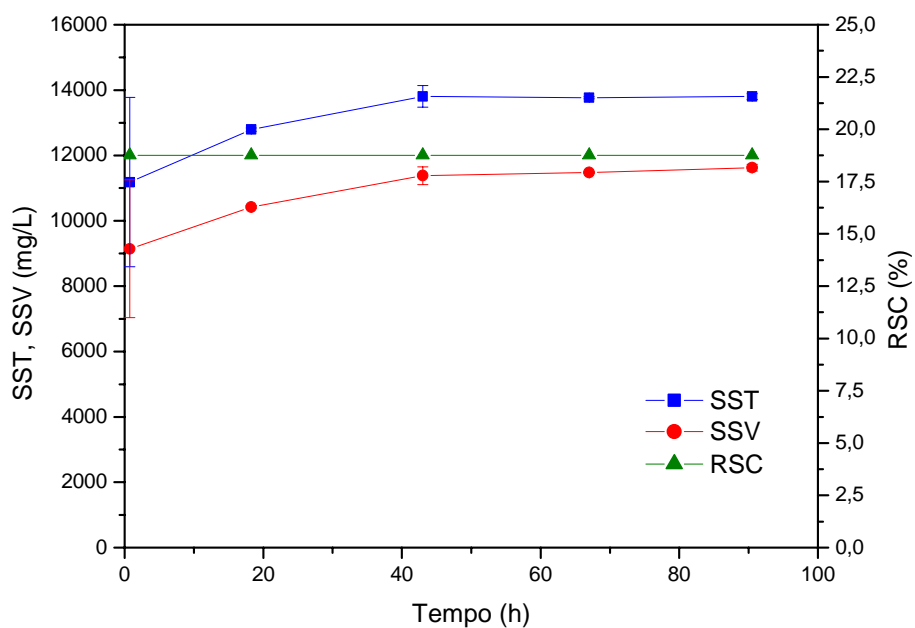


Figura F.4 – Resultados dos teores de SST, SSV e RSC para o experimento 1 (10:30)

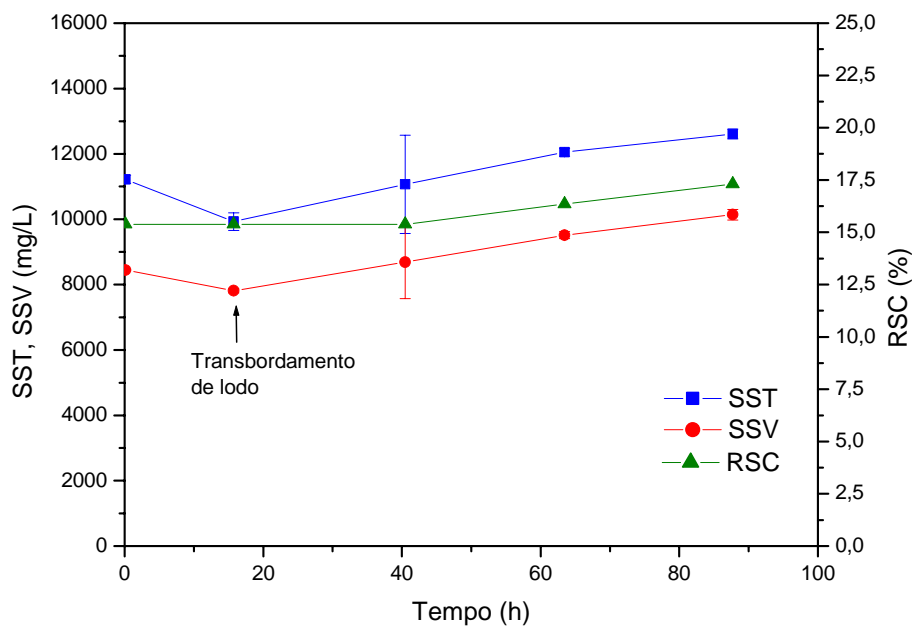


Figura F-5 – Resultados dos teores de SST, SSV e RSC para o experimento 3 (20:30).



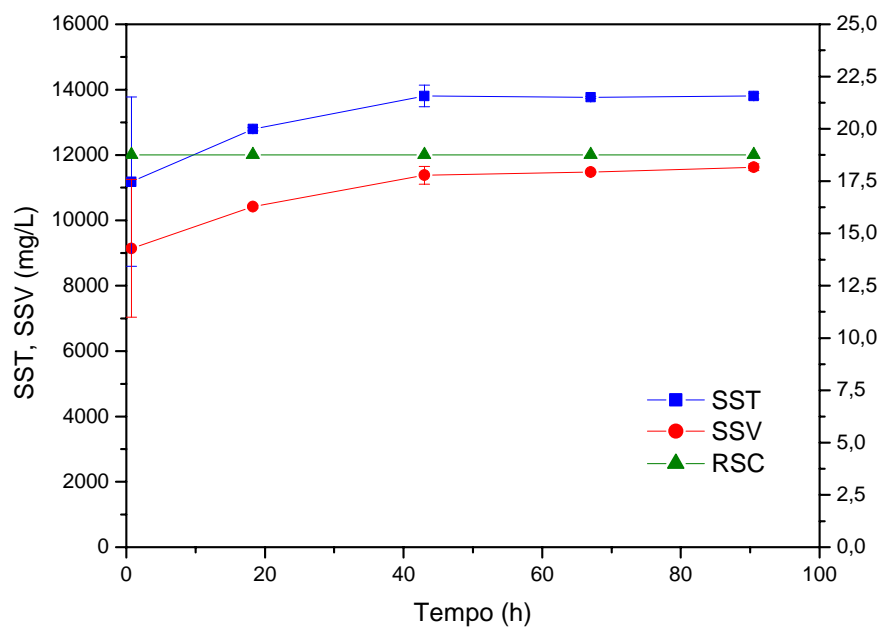


Figura F.6 – Resultados dos teores de SST, SSV e RSC para o experimento 4 (30:30).

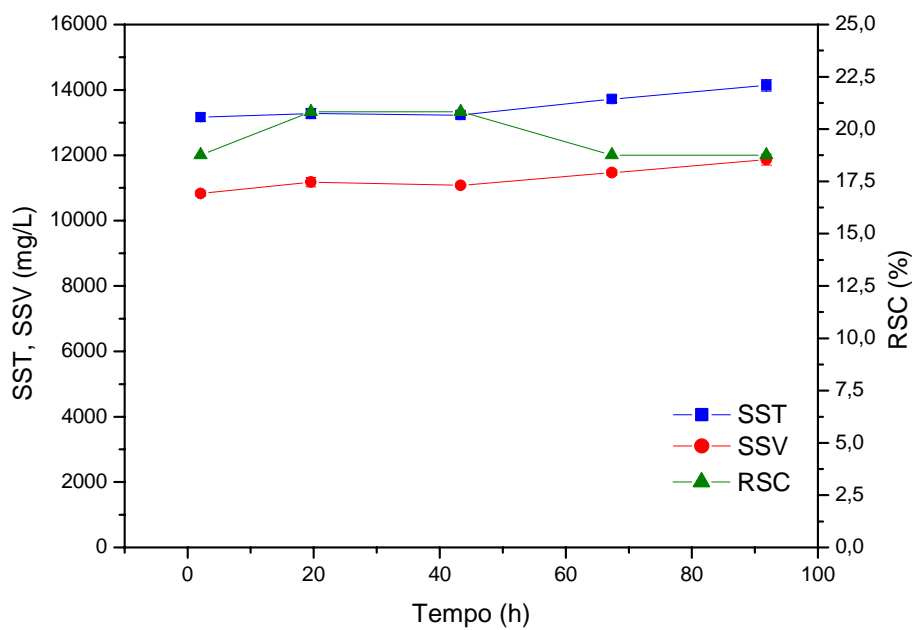


Figura F.7 – Resultados dos teores de SST, SSV e RSC para o experimento 5 (15:15).

## DQO

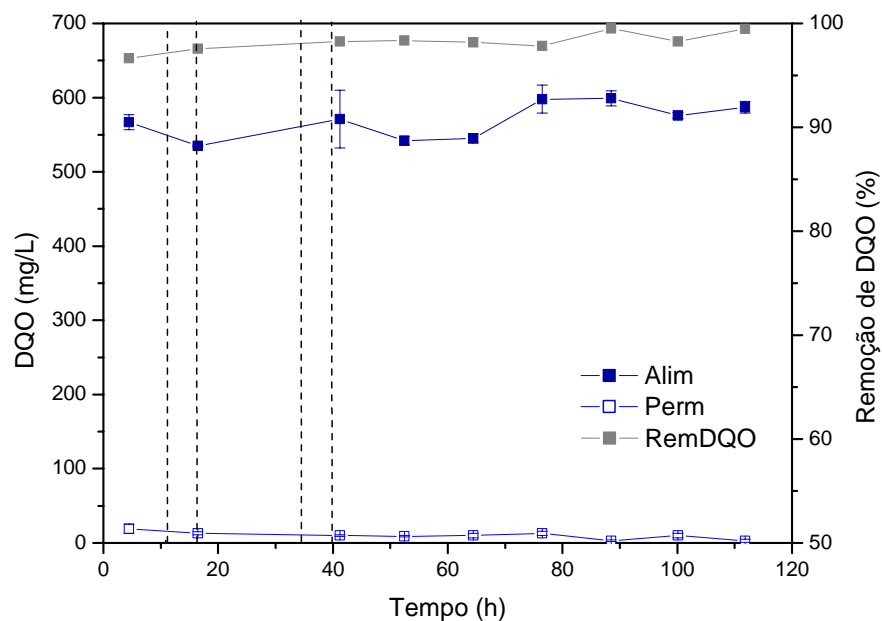


Figura F-8 – Resultados de análises de DQO e remoção de DQO para o experimento 1 (10:30).

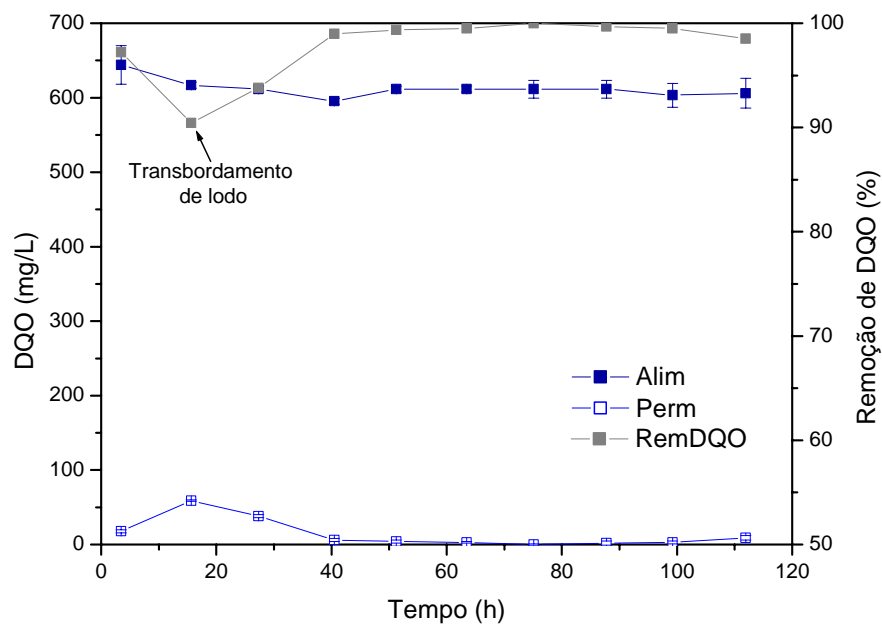


Figura F-9 – Resultados de análises de DQO e remoção de DQO para o experimento 3 (20:30).

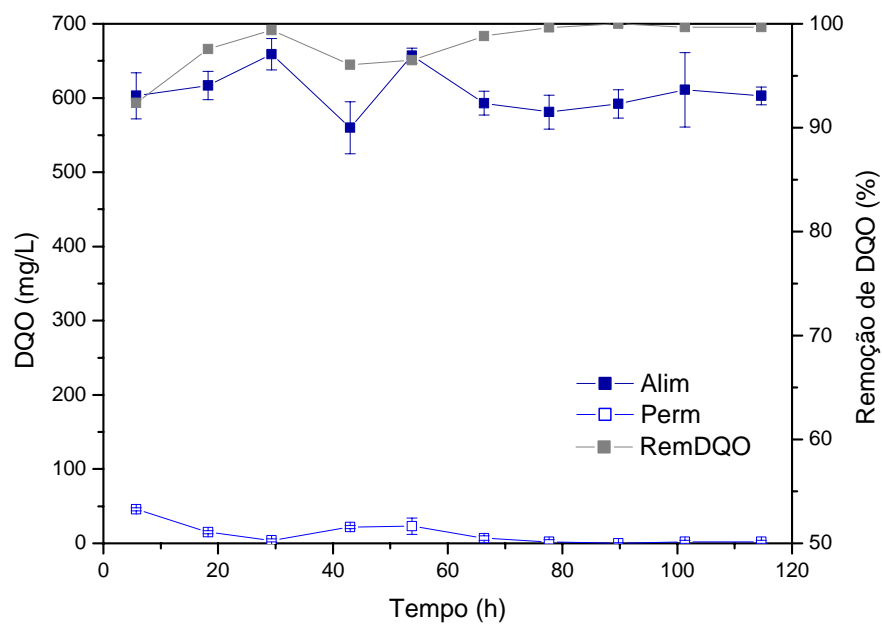


Figura F.10 – Resultados de análises de DQO e remoção de DQO para o experimento 4 (30:30).

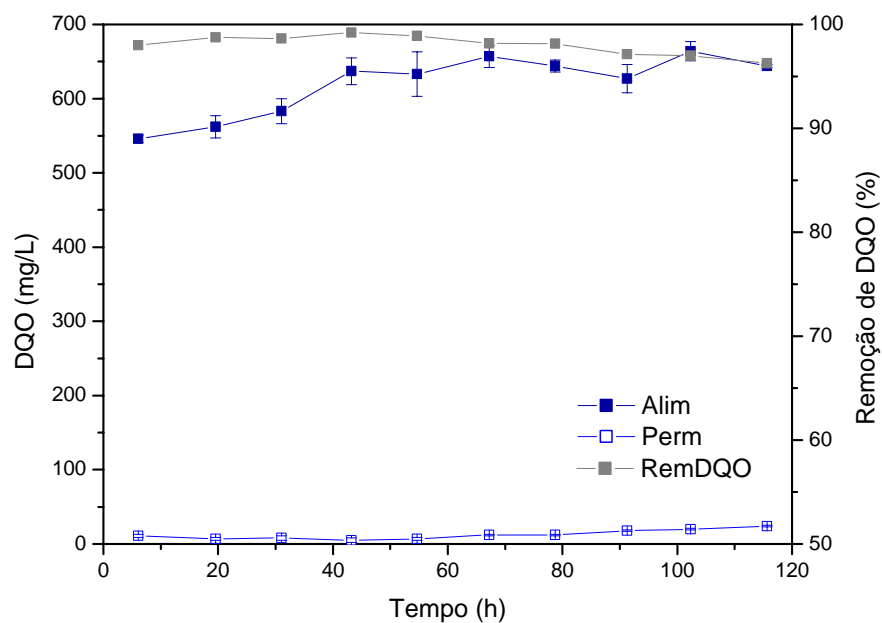


Figura F.11 – Resultados de análises de DQO e remoção de DQO para o experimento 5 (15:30).

## COD

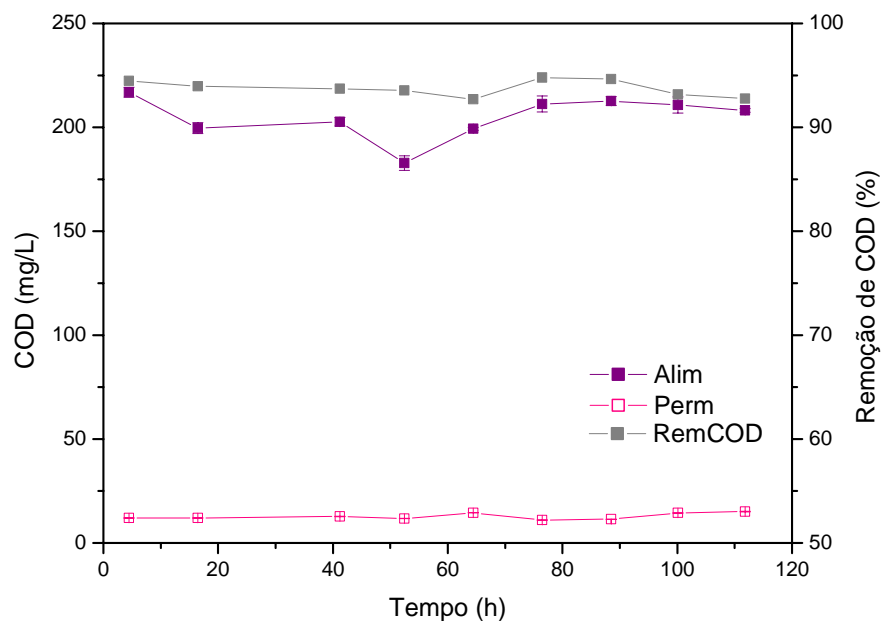


Figura F.12 – Resultados de COD e remoção de COD para o experimento 1 (10:30).

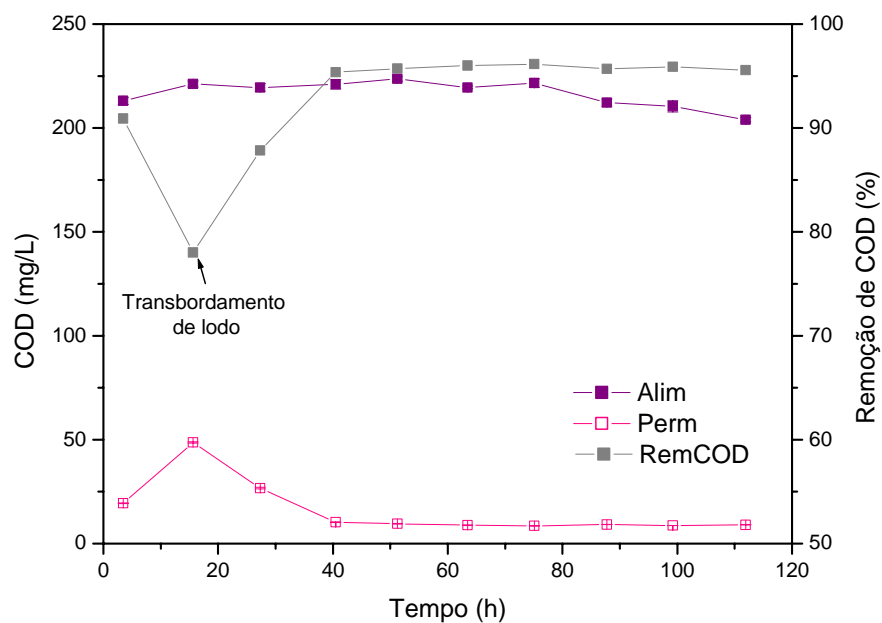


Figura F.13 – Resultados de análises de COD e remoção de COD para o experimento 3 (20:30).

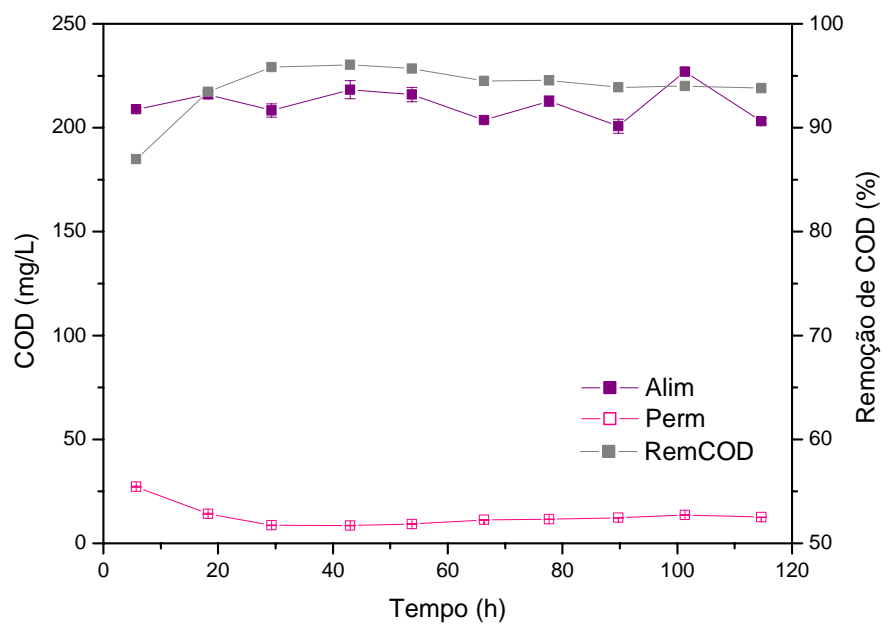


Figura F.14 – Resultados de análises de COD e remoção de COD para o experimento 4 (30:30).

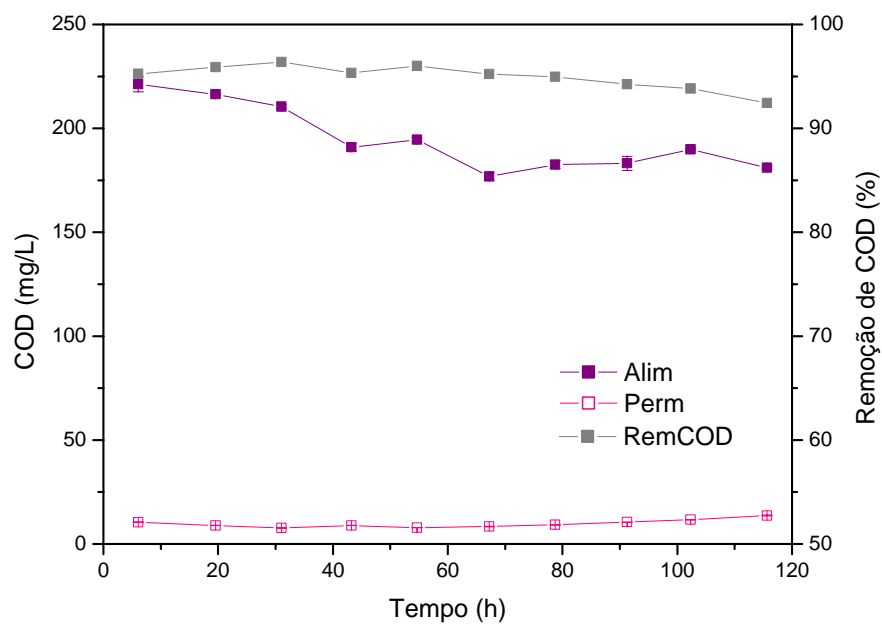


Figura F.15 – Resultados de análises de COD e remoção de COD para o experimento 5 (15:15).

## APÊNDICE G

Resultados dos ensaios de avaliação do tempo de retenção hidráulica. Foram analisados os efeitos dos TRH de 2, 3, 4 e 5 horas no processo de tratamento de efluente sintético simulando esgoto doméstico.

Neste Apêndice, os gráficos apresentados estão agrupados em blocos referentes aos resultados, a saber: fluxo líquido, teores de SST, SSV e RSC, DQO e remoção de DQO, COD e remoção de COD.

### Fluxo líquido

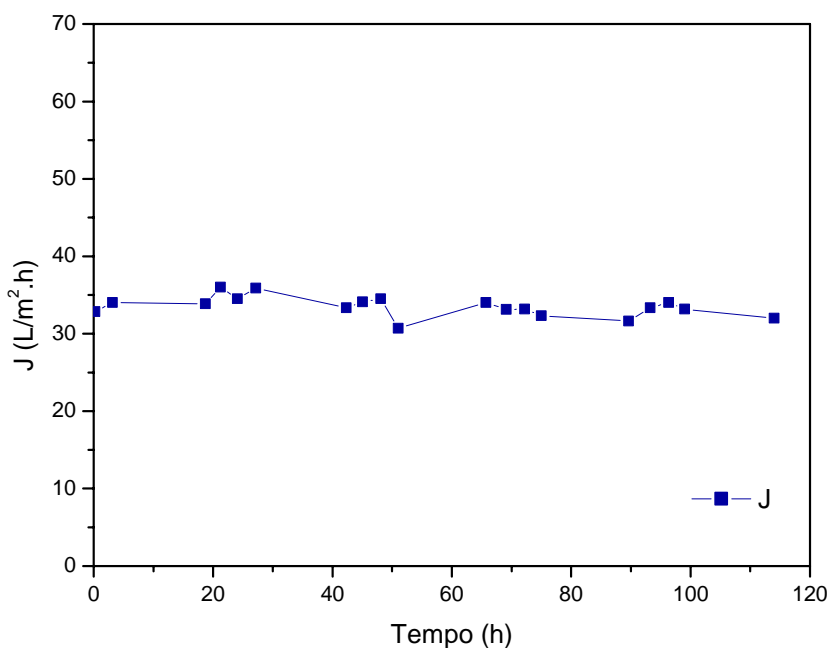
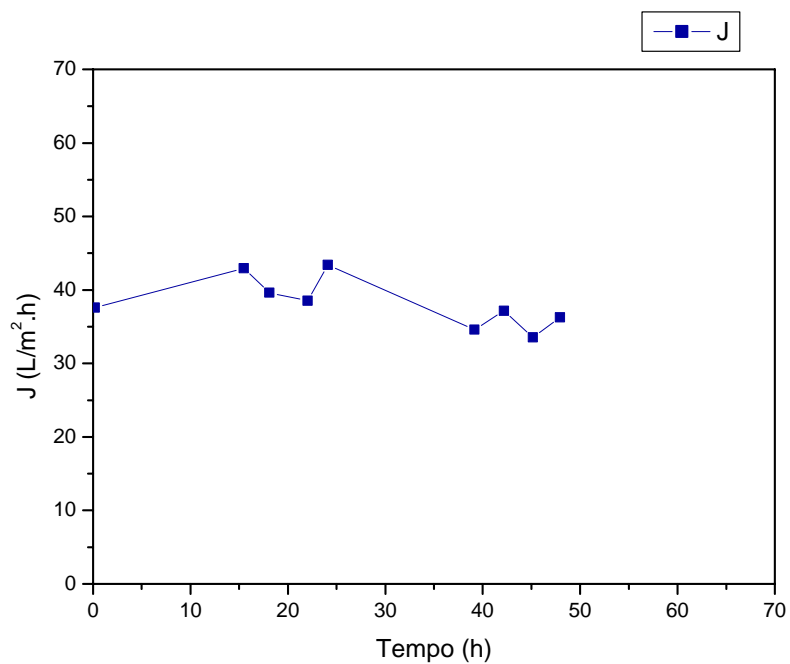
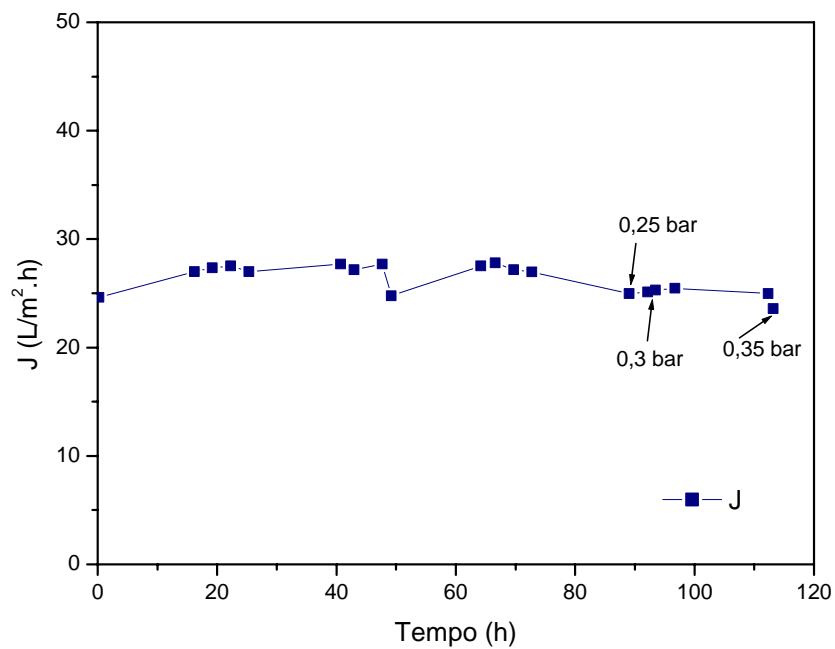


Figura G. 1 – Fluxo líquido observado no experimento TRH2.



**Figura G. 2 – Fluxo líquido observado no experimento TRH3.**



**Figura G. 3 – Fluxo líquido observado para o experimento TRH3B.**

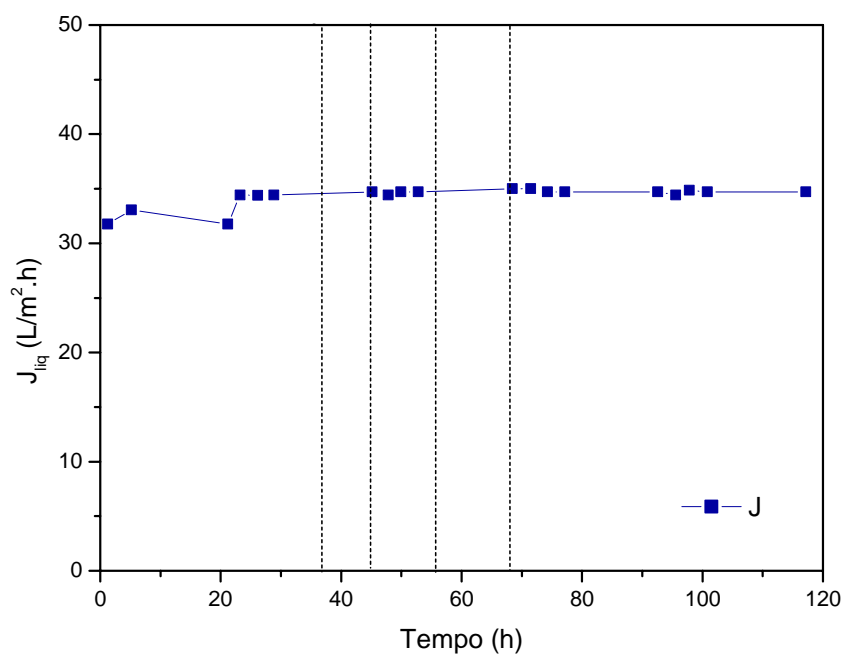


Figura G. 4 – Fluxo líquido observado para o experimento TRH4.

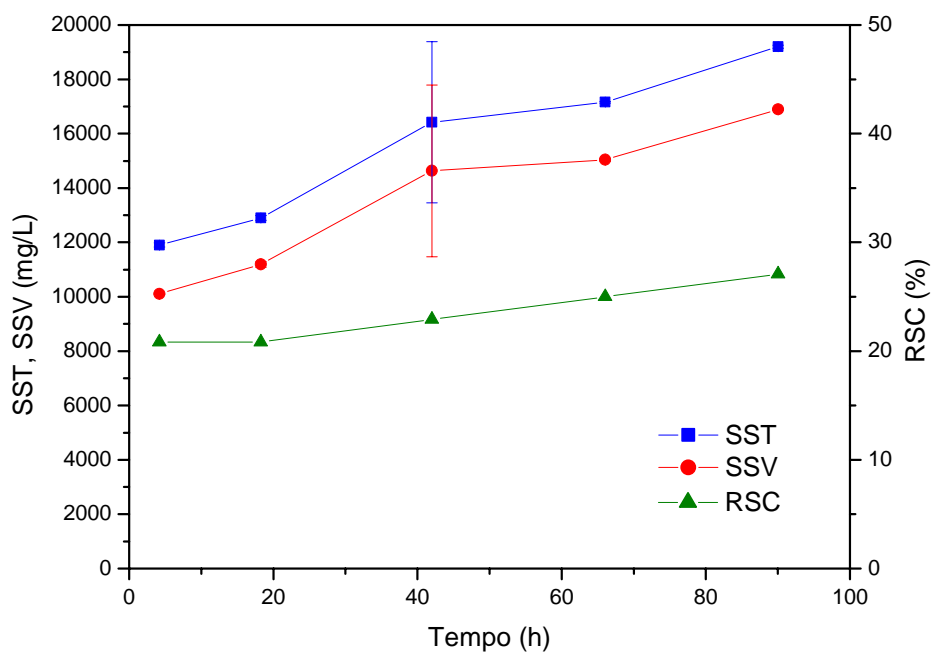


Figura G. 5 – Resultados dos teores de SST, SSV e RSC para o experimento TRH2.



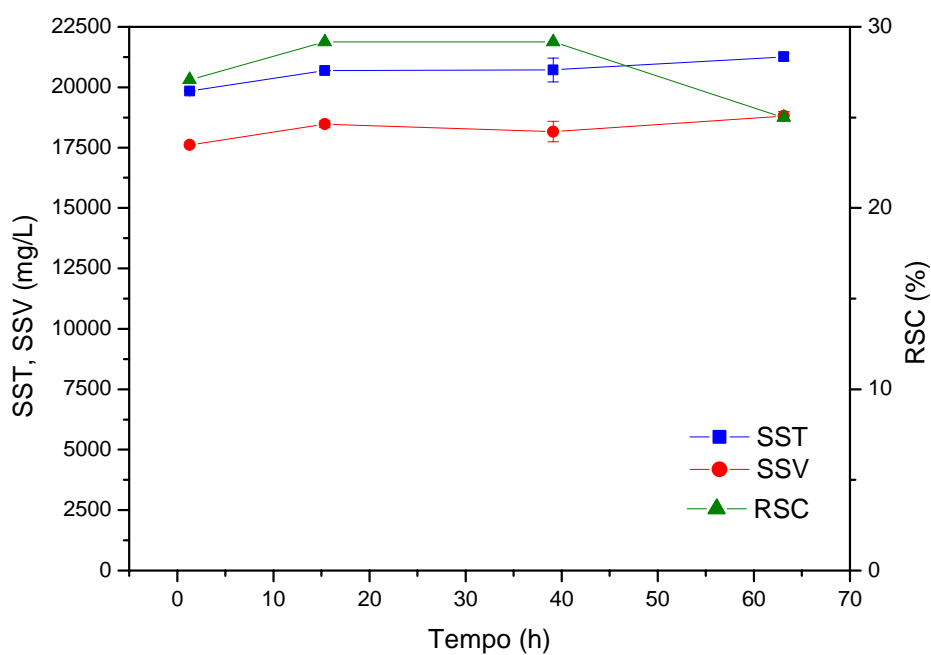


Figura G. 6 – Resultados dos teores de SST, SSV e RSC para o experimento TRH3.

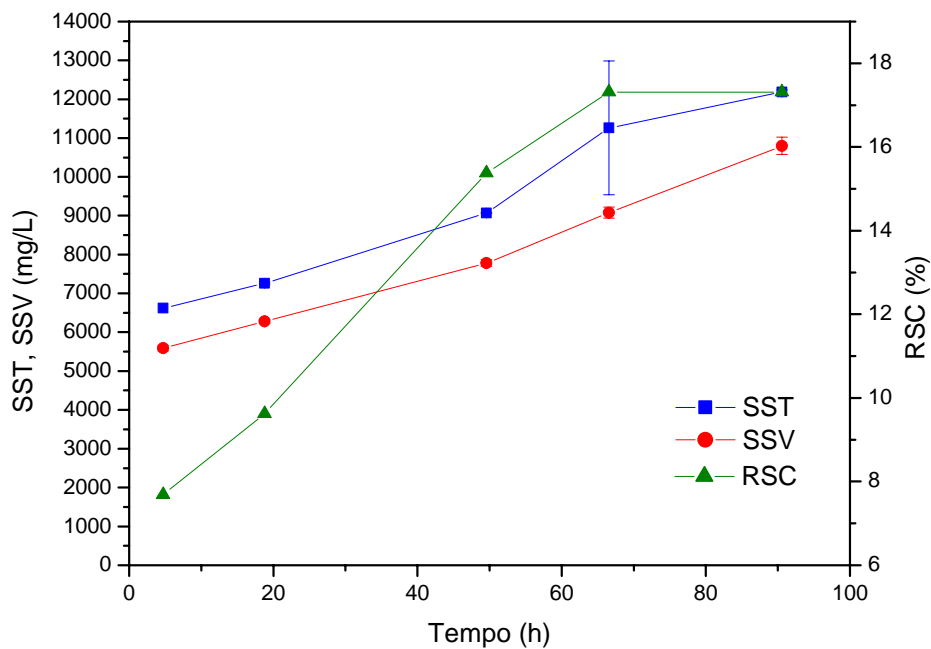


Figura G. 7 – Resultados dos teores de SST, SSV e RSC para o experimento TRH3B.

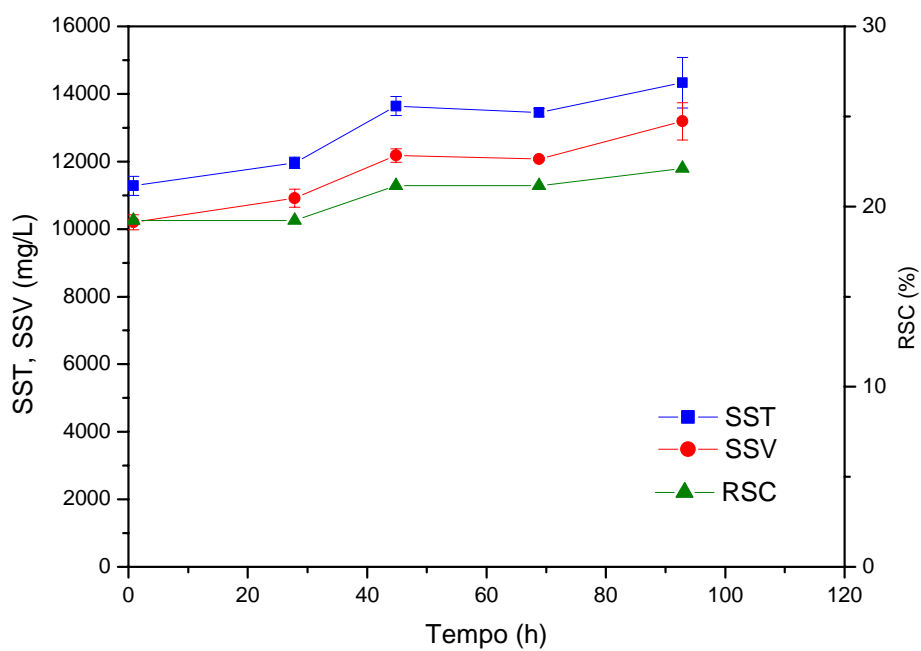


Figura G. 8 – Resultados dos teores de SST, SSV e RSC para o experimento TRH4.

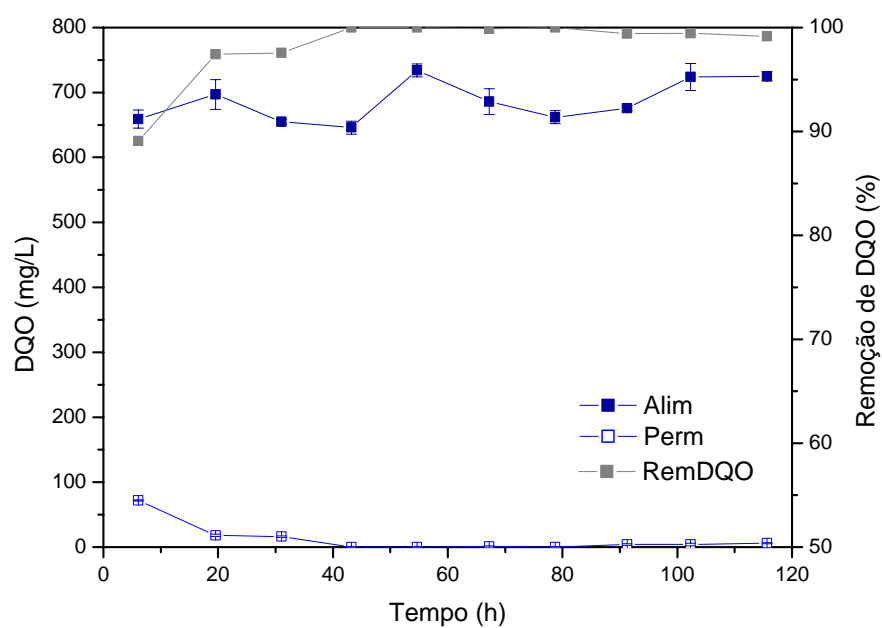


Figura G. 9 – Resultados de análises de DQO e remoção de DQO para o experimento TRH2.

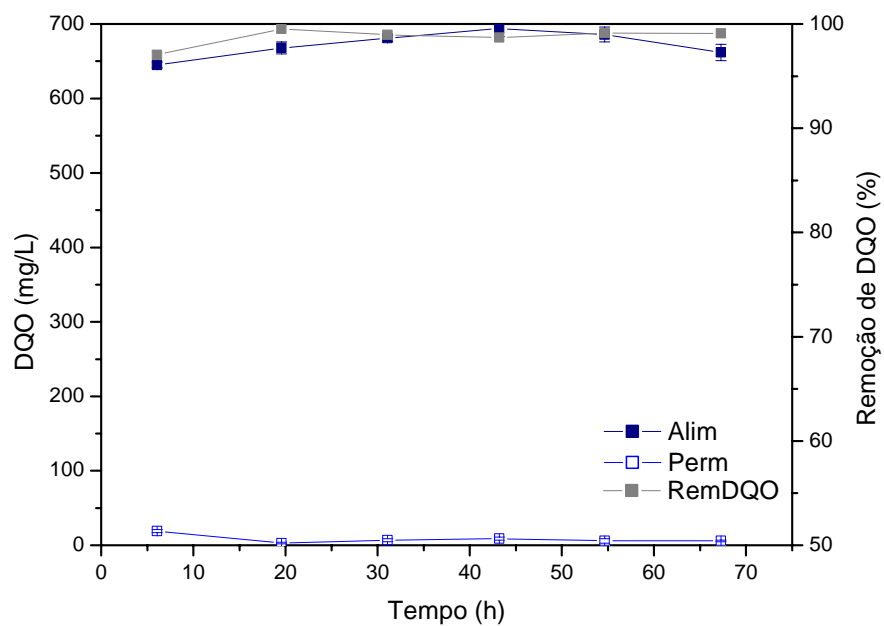


Figura G. 10 – Resultados de análises de DQO e remoção de DQO para o experimento TRH3.

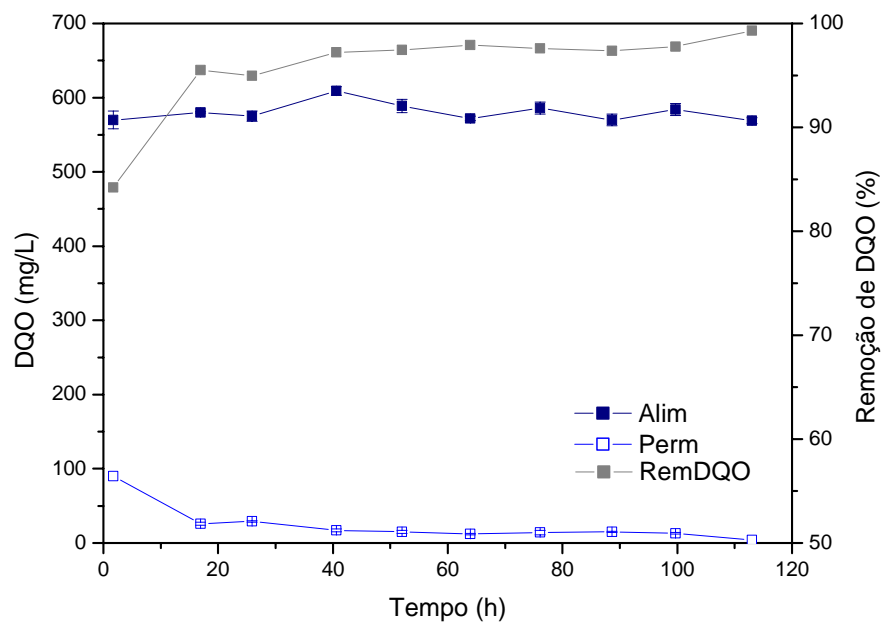


Figura G. 11 – Resultados de análises de DQO e remoção de DQO para o experimento TRH3B.

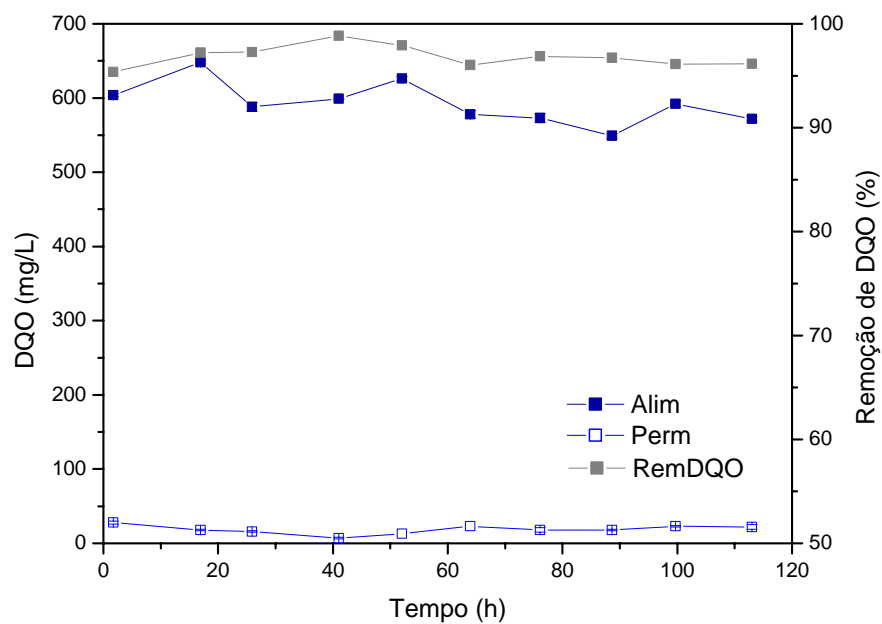


Figura G. 12 – Resultados de análises de DQO e remoção de DQO para o experimento TRH4.

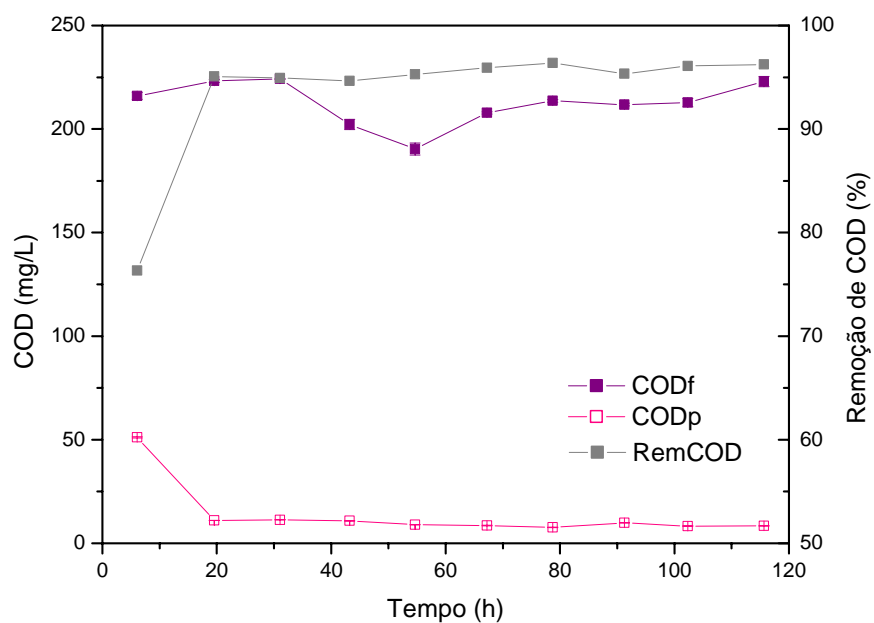


Figura G. 13 – Resultados de análises de COD e remoção de COD para o experimento TRH2.

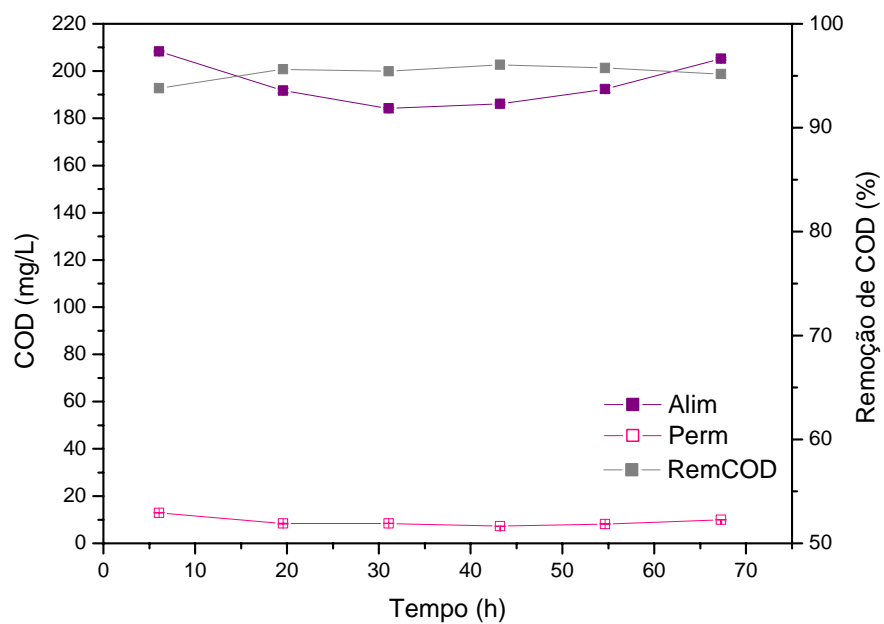


Figura G. 14 – Resultados de análises de COD e remoção de COD para o experimento TRH3.

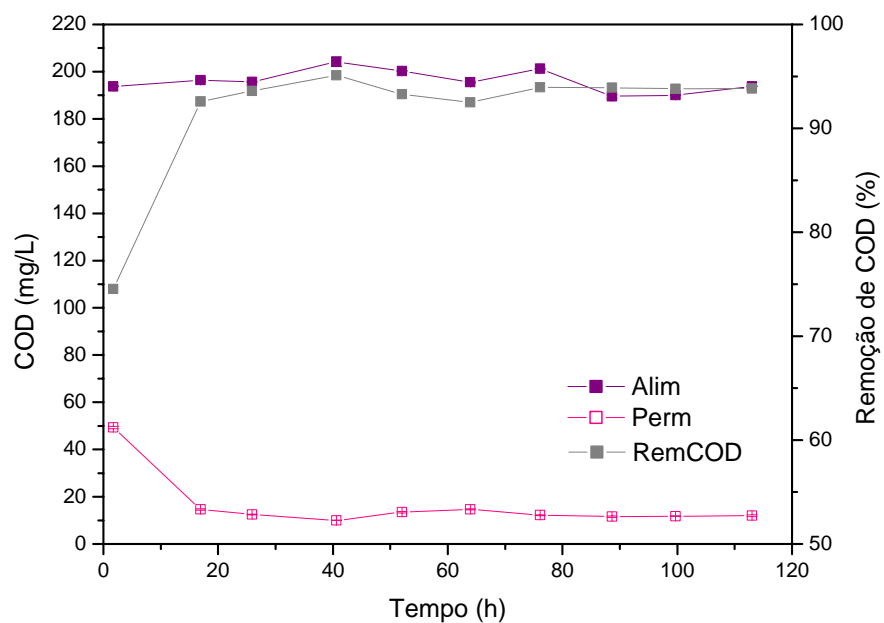


Figura G. 15 – Resultados de análises de COD e remoção de COD para o experimento TRH3B.

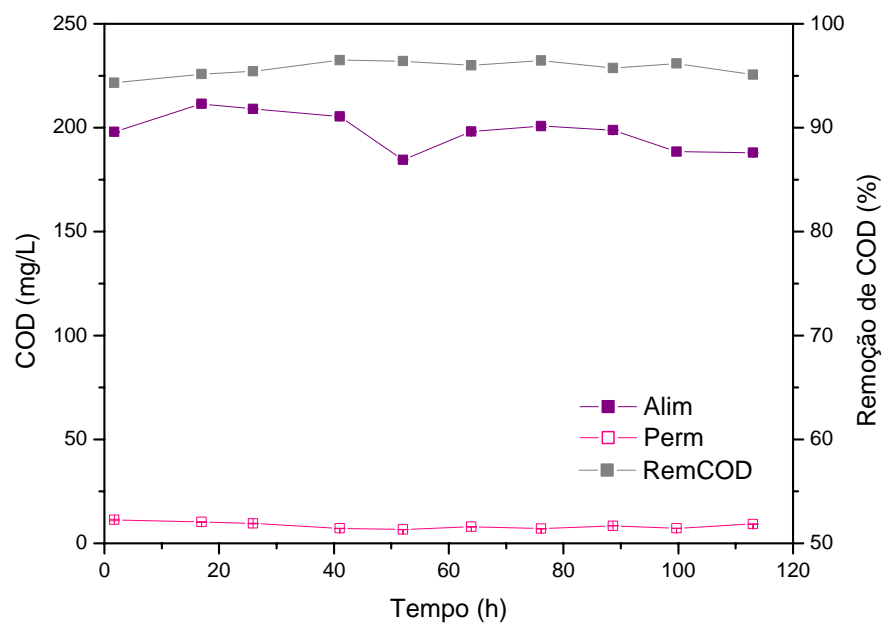


Figura G. 16 – Resultados de análises de COD e remoção de COD para o experimento TRH4.