

BIORREATOR COM MEMBRANA APLICADO AO TRATAMENTO DE ESGOTOS  
DOMÉSTICOS: AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE MÓDULOS DE MEMBRANAS  
COM CIRCULAÇÃO EXTERNA

Priscilla Zuconi Viana

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 MESTRE EM CIÊNCIAS EM ENGENHARIA  
CIVIL.

Aprovada por:

---

Prof. José Paulo Soares de Azevedo, Ph.D.

---

Prof. Ronaldo Nobrega, D.Sc.

---

Prof. Eduardo Pacheco Jordão, D.Eng.

---

Prof<sup>a</sup>. Juacyara Carbonelli Campos, D.Sc.

---

Prof. Isaac Volschan Jr., D.Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ - BRASIL  
JULHO DE 2004

VIANA, PRISCILLA ZUCONI

Biorreator com Membrana Aplicado ao Tratamento de Esgotos Domésticos: Avaliação do Desempenho de Módulos de Membranas com Circulação Externa [Rio de Janeiro] 2004

XIII, 162 p. 29,7 cm (COPPE/UFRJ, M.Sc., Engenharia Civil, 2004)

Tese - Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE

1. Biorreator com Membrana
2. Tratamento de Efluentes

I. COPPE/UFRJ II. Título (série)

## AGRADECIMENTOS

---

Foi bastante enriquecedor para mim poder desenvolver esta dissertação envolvendo as Áreas de Recursos Hídricos, da Engenharia Civil, e de Processos de Separação por Membranas, da Engenharia Química. É difícil agradecer a todos que tornaram possível a realização deste trabalho, pois receio esquecer alguém. Assim mesmo, agradeço abaixo a algumas pessoas que foram especiais durante estes dois anos dedicados ao mestrado.

Meus agradecimentos mais sinceros são para o Professor Ronaldo Nobrega, que não só me orientou, como me apoiou e acompanhou todos os passos percorridos para a realização desta tese. Agradeço pelas conversas e por ter tornado possível o desenvolvimento da parte experimental no Laboratório PAM.

Agradeço ao Professor Eduardo Pacheco Jordão pelo apoio, pela convivência e por ter sido meu terceiro orientador, mesmo sem lhe ser atribuído oficialmente este título.

Agradeço ao Professor José Paulo Soares de Azevedo, que tornou possível o desenvolvimento da dissertação nesta área de meu interesse, concordando com a importância da aproximação do PEC e do PEQ.

Não poderia deixar de agradecer aos meus amigos do PAM e do LHC, pesquisadores, mestrandos, doutorandos e funcionários, que me acompanharam e incentivaram. A Sara, Patrícia, Daniela, Olívia, Bentes, Luzia, Rodrigo, Cecília, entre outros, o meu muito obrigada. Um agradecimento especial a Rosane e Roberto Bob, que tornaram menos difícil a parte prática do trabalho, não só me ajudando no que precisei, mas principalmente pelo astral positivo dos dois.

Agradeço à colaboração, amizade e apoio de Maria Cristina e sua equipe, do Laboratório LEMA, da Poli - UFRJ.

A Antonio Leite e ao Professor Fernando Lizarralde, do PEE, meus agradecimentos pela automação do processo e por estarem sempre dispostos a ajudar.

Agradeço ao CNPq e à FAPERJ pela bolsa de Mestrado concedida.

Por fim, agradeço aos meus pais, Paulo e Regina, aos meus irmãos, Tatiana e Thiago, e a Lena, que sempre me estimularam e apoiaram, me dando suporte e carinho para seguir em frente no caminho que escolhi. Agradeço com carinho a meu namorado, Rodrigo, que sempre me animou, incentivou e me ajudou a enfrentar os obstáculos que apareceram.

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

BIORREATOR COM MEMBRANA APLICADO AO TRATAMENTO DE ESGOTOS DOMÉSTICOS: AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE MÓDULOS DE MEMBRANAS COM CIRCULAÇÃO EXTERNA

Priscilla Zuconi Viana

Julho/2004

Orientadores: José Paulo Soares de Azevedo  
Ronaldo Nobrega

Programa: Engenharia Civil

O presente estudo avaliou o desempenho de um módulo de membranas fibras ocas, acoplado externamente a um reator biológico, para o tratamento de esgoto doméstico. Com o objetivo de investigar o comportamento das membranas e minimizar os efeitos do “fouling”, foram realizados testes em unidades em escala de laboratório, nos quais foram estabelecidos valores ótimos para alguns parâmetros operacionais, como velocidade tangencial no módulo, pressão transmembrana, vazão de ar inserida na tubulação de alimentação do módulo de membranas e período entre retrolavagens. As membranas fabricadas no Laboratório de Processos de Separação com Membranas, da COPPE - UFRJ, mostraram-se adequadas para este tipo de aplicação. O efluente tratado se apresentou sempre com características excelentes e o fluxo permeado obtido é comparável, ou mesmo superior, ao fluxo dos principais biorreatores com membrana comercializados atualmente. Foi possível manter um fluxo permeado em torno de 40,0 L/m<sup>2</sup>.h para uma velocidade tangencial de líquido no módulo de 0,30 – 0,35 m/s, pressão transmembrana total de 0,40 – 0,50 bar (pressão gerada pela fase líquida de 0,10 – 0,15 bar e pela inserção de ar de 0,30 – 0,35 bar), velocidade tangencial de ar no módulo de cerca de 3,5 m/s e realização de retrolavagens. Todas as análises das amostras do permeado indicaram ausência de coliformes termotolerantes, *Escherichia coli* e bactérias do grupo *Enterococcus*.

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

APPLICATION OF MEMBRANE BIOREACTOR FOR DOMESTIC WASTEWATER  
TREATMENT: A PERFORMANCE EVALUATION OF SIDESTREAM MEMBRANE  
MODULES

Priscilla Zuconi Viana

July/2004

Advisors: José Paulo Soares de Azevedo  
Ronaldo Nobrega

Department: Civil Engineering

This study evaluated the performance of a sidestream membrane module combined with an aeration system for the treatment of domestic wastewater. To investigate the membrane's behavior and to control "fouling", trials in a laboratorial unit were developed. In these tests, optimal values for some operational parameters were established, such as crossflow velocity, transmembrane pressure, air flow rate to continuously flush the membrane surface, and time between backwashings. The results indicated that the membranes manufactured at the Membranes Separation Processes Laboratory, at COPPE/UFRJ, are suitable for this kind of application. The permeate had always excellent quality and the permeate flux is similar, or even superior, to that of commercial membrane bioreactors. A stabilized flux of 40.0 L/m<sup>2</sup>.h was maintained with a liquid crossflow velocity of 0.30 – 0.35 m/s, a total transmembrane pressure of 0.40 – 0.50 bar (wastewater pressure of 0.10 – 0.15 bar and air pressure of 0.30 – 0.35 bar), air velocity, to scour the membrane surface, of about 3.5 m/s and backwashings. All permeate samples analyzed indicated absence of fecal coliforms, *Escherichia coli* and *Enterococcus*.

## ÍNDICE

---

I. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS	01
I.1. <u>Objetivos</u>	04
I.2. <u>Estrutura da Dissertação</u>	04
II. PROCESSOS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS (PSM)	07
II.1. <u>Introdução</u>	07
II.2. <u>Vantagens e Desvantagens da Aplicação de PSM</u>	13
II.3. <u>Aplicações Diversas e o Mercado de Membranas</u>	14
II.4. <u>Fluxo Permeado e Seletividade da Membrana</u>	15
II.5. <u>Fenômenos da Polarização de Concentração e do “Fouling”</u>	16
II.5.1. <u>Fluxo Permeado para Filtração de Suspensões</u>	19
II.5.2. <u>Minimização dos Efeitos da Polarização de Concentração e do “Fouling”</u>	21
III. PROCESSO DE LODOS ATIVADOS CONVENCIONAL (LAC)	22
III.1. <u>Introdução</u>	22
III.2. <u>Microrganismos do Lodo Ativado</u>	24
III.3. <u>Parâmetros de Dimensionamento do Tanque de Aeração e de Controle Operacional do Processo</u>	26
III.3.1. <u>Relação Alimento/Microrganismo (A/M)</u>	26
III.3.2. <u>Fator de Carga (f)</u>	26
III.3.3. <u>Idade do Lodo (<math>\theta_c</math>)</u>	27
III.3.4. <u>Taxa de Utilização de Substrato (U)</u>	27
III.3.5. <u>Outros Parâmetros Operacionais Importantes</u>	28
III.3.6. <u>Produção do Lodo em Excesso</u>	30
III.4. <u>Aeração e Consumo de Oxigênio</u>	30
III.5. <u>Processo de Lodos Ativados – Modalidade Aeração Prolongada</u>	35
III.6. <u>Partida do Reator</u>	36
IV. BIORREATOR COM MEMBRANA (MBR)	38
IV.1. <u>Visão Geral</u>	38
IV.2. <u>Vantagens e Desvantagens Sobre o Processo de LAC</u>	41
IV.3. <u>O Mercado de MBR</u>	45
IV.3.1. <u>Empresa Kubota</u>	47
IV.3.2. <u>Empresa Zenon Environmental Inc.</u>	48
IV.3.3. <u>Empresa Wehrle Werk A. G.</u>	50
IV.4. <u>Parâmetros que Afetam o Desempenho das Membranas em MBR</u>	51
IV.4.1. <u>Influência da Pressão Transmembrana (TMP)</u>	51
IV.4.2. <u>Influência da Velocidade Tangencial (Módulo Externo)</u>	52

IV.4.3. <u>Influência da Aeração</u>	53
IV.4.4. <u>Influência da Concentração de Sólidos</u>	53
V.4.5. <u>Influência da Porosidade da Membrana</u>	55
IV.4.6. <u>Influência da Retrolavagem</u>	55
IV.4.7. <u>Influência da Limpeza Química</u>	56
IV.4.8. <u>Influência da Hidrofilicidade ou Hidrofobicidade da Membrana</u>	57
IV.4.9. <u>Influência da Densidade de Empacotamento</u>	57
IV.4.10. <u>Comentários Gerais sobre Parâmetros Operacionais de MBR</u>	58
IV.5. <u>Biorreator com Membrana com Módulo Submerso no Tanque de Aeração</u>	61
IV.6. <u>Biorreator com Membrana com Módulo Externo ao Tanque de Aeração</u>	63
V. MATERIAIS E MÉTODOS	69
V.1. <u>Fabricação das Membranas</u>	69
V.2. <u>Caracterização das Membranas</u>	69
V.3. <u>Ensaio Preliminares</u>	71
V.3.1. <u>Montagem do Sistema</u>	71
V.3.2. <u>Confecção do Módulo de Membranas</u>	72
V.3.3. <u>Teste para Avaliação da Permeabilidade da Membrana a Água Pura</u>	73
V.3.4. <u>Experimento para Avaliação da Permeabilidade da Membrana ao Lodo</u>	73
V.4. <u>Ensaio em Batelada</u>	74
V.4.1. <u>Montagem de Novo Sistema</u>	74
V.4.2. <u>Confecção dos Módulos</u>	75
V.4.3. <u>Experimentos com Lodo Ativado</u>	76
V.4.4. <u>Ensaio para Caracterização dos Sistemas de Injeção de Ar</u>	77
V.5. <u>Ensaio em Modo Contínuo</u>	79
V.5.1. <u>Montagem de Novo Sistema</u>	80
V.5.2. <u>Programação do Controlador Lógico Programável (PLC) e Montagem do Painel de Controle</u>	85
V.5.3. <u>Dimensionamento do Tanque de Aeração e do Módulo de Membranas</u>	89
V.5.4. <u>Confecção dos Módulos</u>	90
V.5.5. <u>Ensaio para Avaliação da Permeabilidade da Membrana a Água Pura</u>	91
V.5.6. <u>Experimento em Modo Contínuo com Lodo Ativado</u>	91
V.5.7. <u>Ensaio de Longa Duração em Modo Contínuo com Lodo Ativado</u>	92
V.6. <u>Avaliação da Eficiência do Tratamento</u>	92
VI. APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS	94
VI.1. <u>Caracterização das Membranas</u>	94
VI.1.1. <u>Caracterização por Microscópio Eletrônico de Varredura (MEV)</u>	94
VI.1.2. <u>Permeabilidade da Membrana ao Ar</u>	95

VI.1.3. <u>Permeabilidade da Membrana a Água Pura</u>	97
VI.2. <u>Resultados dos Ensaios Preliminares com Água Pura e com Lodo</u>	99
VI.2.1. <u>Experimento para Avaliação da Permeabilidade da Membrana a Água Pura</u>	99
VI.2.2. <u>Ensaio para Avaliação da Permeabilidade da Membrana ao Lodo</u>	100
VI.3. <u>Resultados dos Ensaios em Batelada com Lodo Ativado</u>	102
VI.3.1. <u>Resultados dos Ensaios de Caracterização dos Sistemas de Injeção de Ar</u>	116
VI.4. <u>Resultados dos Ensaios em Modo Contínuo</u>	120
VI.4.1. <u>Ensaio para Avaliação da Permeabilidade da Membrana a Água Pura</u>	121
VI.4.2. <u>Ensaio em Modo Contínuo com Lodo Ativado</u>	122
VI.4.3. <u>Ensaio de Longa Duração em Modo Contínuo com Lodo Ativado</u>	124
VII. CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	130
VII.1. <u>Conclusões</u>	130
VII.2. <u>Sugestões para Trabalhos Futuros</u>	132
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	135
ANEXO 1 – Material Relacionado à Automação do Sistema	142
ANEXO 2 - Gráficos para Obtenção do Coeficiente Global de Transferência de Oxigênio $K_L a$	158

## LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

---

A/M - Relação alimento/microrganismo (kgDBO/kgSSVTA.d)

a' - Fração da matéria removida que é usada para suprir energia para a fase de síntese (adimensional)

b' - Quantidade de oxigênio utilizada por dia (em kg), por kg de lodo no tanque de aeração, para a fase de respiração endógena ( $d^{-1}$ )

B1 - Bomba 1, bomba de alimentação do tanque de aeração

B2 - Bomba 2, bomba de recirculação do lodo ativado

B3 - Bomba 3, bomba de retrolavagem

C - Concentração de oxigênio dissolvido no meio líquido (mg/L).

C\* - Concentração de saturação de oxigênio na água limpa, nas condições padrão (mg/L)

CA - Acetato de celulose

C<sub>a</sub> - Concentração do composto na alimentação (mg/L)

C<sub>água</sub> - Concentração de oxigênio dissolvido na água limpa (mg/L)

C<sub>c</sub> - Concentração do composto no concentrado (mg/L)

C<sub>esg</sub> - Concentração de oxigênio dissolvido no esgoto (mg/L)

CF - Controle de fluxo

C<sub>m</sub> - Concentração do composto na interface da membrana (mg/L)

CN - Controle de nível

COPPE - Coordenação dos Programas de Pós-graduação em Engenharia

C<sub>p</sub> - Concentração do composto no permeado (mg/L)

C<sub>S<sub>esg</sub></sub> - Concentração de saturação de oxigênio dissolvido na temperatura do líquido no tanque de aeração (mg/L)

DBO<sub>5</sub> - Demanda bioquímica de oxigênio determinada para cinco dias (mg/L)

DBO<sub>aff</sub> - Concentração de substrato, ou DBO<sub>5</sub>, afluente (mg/L)

DBO<sub>eff</sub> - Concentração de substrato, ou DBO<sub>5</sub>, efluente (e no tanque de aeração), fração solúvel (mg/L)

DQO – Demanda química de oxigênio (mg/L)

$d_u$  - Diâmetro útil do tubo (cm)

EPS - Polímeros extracelulares

ETE - Estação de tratamento de esgotos

$f$  - Fator de carga (kgDBO/kgSSTA.d)

FAU - Unidades de atenuação de formazina

$f_b$  - Fração biodegradável dos sólidos em suspensão voláteis

FM - Função da membrana

GSCAR - Grupo de Simulação e Controle em Automação e Robótica, COPPE/UFRJ

IVL - Índice volumétrico de lodo (mL/g)

JA - Jato de ar

$J_p$  - Fluxo permeado ( $L/m^2.h$ )

$k_d$  - Coeficiente de autodestruição dos organismos ou coeficiente de respiração endógena ( $d^{-1}$ )

$K_{L,a}$  - Coeficiente global de transferência de oxigênio ( $min^{-1}$ )

LAAP - Lodo ativado por aeração prolongada

LAC - Processo de lodos ativados convencional

LEMA - Laboratório de Engenharia do Meio Ambiente, do Departamento de Recursos Hídricos e Meio Ambiente da Poli - UFRJ

LM - Limpeza da membrana

$L_p$  - Permeabilidade da membrana ( $L/m^2.h.bar$ )

$M$  - Massa de oxigênio ( $O_2$ ) necessária para satisfazer as necessidades diárias de metabolismo dos organismos (g/d)

MBR - Biorreator com membrana (do inglês Membrane Bioreactor)

MEV - Microscópio eletrônico de varredura

MF - Microfiltração

MO - Modo de operação da membrana

$M_{O_2}$  - Massa de oxigênio ( $O_2$ ) que deve ser transferida para o meio líquido nas condições padrão (g/d)

N - Massa de oxigênio real ( $O_2$ ) transferida para o tanque de aeração na unidade de tempo (g/d)

$N_0$  - Massa de oxigênio ( $O_2$ ) transferida por unidade de tempo nas condições padrão (g/d)

NA - Normalmente aberta

NF - Nanofiltração

NF - Normalmente fechada

NMP - N-metil-2-pirrolidona

NTU - Unidade nefelométrica de turbidez

OD - Oxigênio dissolvido (mg/L)

OI - Osmose inversa

PAM – Laboratório de Processos de Separação com Membranas, COPPE - UFRJ

$P_{ar}$  - Pressão gerada pela injeção de ar na tubulação de alimentação do módulo de membranas (bar)

PEI - Polieterimida

PES - Polietersulfona

PLC - Controlador lógico programável

$P_{liq}$  - Pressão promovida pela circulação de líquido no sistema e pela válvula reguladora de pressão (bar)

PSM - Processos de separação por membranas

$P_t$  - Pressão total (bar)

PtCo - Unidades de platina - cobalto

PVDF - Fluoreto de polivinilideno

PVP - Polivinilpirrolidona

$Q_{afi}$  - Vazão afluyente ( $m^3/d$ )

$Q_{efl}$  - Vazão efluente ( $m^3/d$ )

$Q_{lodoexc}$  - Vazão de excesso de lodo ativado ( $m^3/d$ )

$Q_{lodoret}$  - Vazão de retirada de lodo ( $m^3/d$ )

$Q_{mód}$  - Vazão de circulação pelo módulo (L/h).

$Q_{rec}$  - Vazão de recirculação do lodo ativado (L/h)

R - Coeficiente de rejeição (%)

$R^2$  - Coeficiente de determinação

Re - Número de Reynolds (adimensional)

RL - Retrolavagem

$R_m$  - Resistência que o meio oferece ao transporte dos compostos ( $m^{-1}$ )

$R_t$  - Resistência total oferecida ao transporte de compostos ( $m^{-1}$ )

SPES - Polietersulfona sulfonada

SSDP - Concentração de sólidos em suspensão do efluente do decantador primário (mg/L)

$SS_{eff}$  - Concentração de sólidos suspensos do efluente (mg/L)

$SS_{lodorec}$  - Concentração de sólidos suspensos no lodo recirculado (mg/L)

SST – Concentração de sólidos suspensos totais (mg/L)

SSTA - Concentração de sólidos suspensos (lodo) no tanque de aeração (mg/L)

SSV – Concentração de sólidos suspensos voláteis (mg/L)

SSVTA - Concentração de sólidos em suspensão voláteis no tanque de aeração (mg/L)

$SSVTA_b$  - Concentração de sólidos em suspensão voláteis biodegradáveis no tanque de aeração (mg/L)

T - Temperatura média no meio líquido ( $^{\circ}C$ )

TDH - Tempo de detenção hidráulica (h)

TMP – Pressão transmembrana (bar)

U - Taxa de utilização de substrato ( $kgDBO_5/kgSSVTA.d$ )

UASB - Reator anaeróbio de fluxo ascendente

UF – Ultrafiltração

UFRJ - Universidade Federal do Rio de Janeiro

uT - Unidades de turbidez

V - Volume do tanque de aeração

$V_i$  - Válvula solenóide i (i = 1 a 5)

$v_{\text{mód}}$  - Velocidade tangencial no módulo

$Y$  - Coeficiente de produção celular, ou coeficiente de síntese celular (gSSV/gDBO<sub>5</sub>)

$Y_{\text{obs}}$  - Produção líquida de sólidos em suspensão voláteis, já levando em consideração a destruição dos sólidos biodegradáveis (kgSSVTA/kgDBO<sub>5</sub>)

$\alpha$  - Fator de correção para esgoto doméstico (adimensional)

$\Delta P$  – Pressão transmembrana (bar)

$\Delta SS$  - Produção do lodo em excesso (kg/d)

$\eta$  - Viscosidade dinâmica do lodo (mPa.s)

$\rho$  – Massa específica do lodo (kg/m<sup>3</sup>)

$\theta_c$  - Idade do lodo (d)

$\mu_{\text{máx}}$  - Taxa de crescimento específico máxima (d<sup>-1</sup>)

## I. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

---

Os recursos hídricos são um bem valioso, sendo essenciais nas inúmeras atividades humanas. Em termos de quantidade total, a água disponível em nosso planeta é muito superior à necessária aos diversos usos da população. No entanto, o crescimento exagerado das demandas localizadas e a degradação da qualidade das águas vêm gerando, em várias regiões, problemas de escassez deste recurso. Estima-se que atualmente mais de um bilhão de pessoas vivam sob condições insuficientes de disponibilidade de água para consumo e que, em 25 anos, cerca de 5,5 bilhões de pessoas estarão vivendo em áreas com moderada ou séria falta de água (SETTI *et al.*, 2001).

A crescente escassez mundial de água é uma preocupação do novo milênio. No Brasil, para combater o desequilíbrio hídrico e os conflitos de uso que têm surgido, foi sancionada a Lei 9.433, de 08 de janeiro de 1997, que instituiu a outorga e cobrança pelo uso da água, adotando o princípio "poluidor-pagador": quem polui mais, paga mais.

A deterioração do meio ambiente é um aspecto que contribui sobremaneira para a questão de escassez de água. A grande maioria das cidades brasileiras ainda lança esgotos não tratados nos corpos hídricos, acarretando grande degradação ambiental. Como consequência, muitos rios brasileiros se encontram bastante poluídos, inviabilizando o tratamento de suas águas para o abastecimento doméstico por processos convencionais. Isso sem mencionar os inúmeros problemas sanitários que são causados por águas contaminadas. Infecções relacionadas com a água, como amebíase, febre tifóide, disenteria bacilar, cólera, esquistossomose, diarreias, hepatite A, entre outras, poderiam ser controladas com o tratamento dos esgotos.

A situação do saneamento ambiental no Brasil, especialmente com relação aos sistemas de esgotamento sanitário, é precária. Segundo o Diagnóstico dos Serviços de Água e Esgotos – 2002 (IPEA, 2004), enquanto o índice médio de abastecimento de água é de 91,7%, o índice médio nacional de tratamento dos esgotos gerados (considerando o volume de esgotos gerados como o volume total de água consumida) é de apenas 27,3%.

Na busca pela melhoria da qualidade dos recursos hídricos e pela solução dos problemas de escassez de água, o uso de tecnologias para tratamento de esgotos que

possibilitem atingir padrões de qualidade compatíveis com o reúso é fundamental. A utilização de esgotos tratados é uma alternativa para o aumento da disponibilidade de água em regiões carentes de recursos hídricos, seja por qualidade ou por quantidade, sendo uma tendência atual considerar a água residuária tratada como um recurso hídrico a ser utilizado para diversos fins. Com o reúso do efluente tratado, liberam-se as águas de melhor qualidade para usos mais nobres, como o abastecimento doméstico.

Neste contexto se inserem os processos híbridos representados por tratamento biológico e por módulos de membranas, sendo considerados uma alternativa tecnológica bastante viável, seja do ponto de vista econômico ou da grande eficiência apresentada pelo sistema. Estes processos são conhecidos por biorreatores com membrana (MBR).

Os MBR apresentam inúmeras vantagens em relação às tecnologias hoje existentes. O efluente tratado (permeado) tem qualidade excelente, podendo se apresentar com ausência de contaminação fecal e de sólidos suspensos e qualidade praticamente constante. Suas características são superiores, na maioria dos casos, àquelas obtidas por uma estação clássica de tratamento de esgotos.

O permeado pode ser usado como água de reúso para fins não potáveis, como para irrigação de plantações, áreas verdes e jardins, na construção civil para preparação de concreto e compactação do solo, para recarga de lençol freático, em descargas sanitárias, lavagem de pisos e equipamentos e também em alguns processos industriais. Essa reutilização pode conduzir a uma mudança na gestão global dos recursos hídricos, com os esgotos sanitários se tornando um produto dotado de valor econômico.

O processo de tratamento de esgotos por lodos ativados, utilizando biorreator com membrana, vem se desenvolvendo rapidamente. Os MBR começaram a se difundir na década de 90 e atualmente já existem mais de 1.000 estações de tratamento espalhadas pelo mundo. Porém, a operação de biorreatores com membrana ainda necessita ser bastante estudada, avaliando-se melhor a influência de cada parâmetro operacional no comportamento das membranas e na eficiência do sistema. A falta de compreensão sobre o comportamento destes sistemas por projetistas e operadores de estações de tratamento de esgotos faz, muitas vezes, com que o MBR não seja operado de forma a maximizar seu desempenho. As conseqüências são a redução da

vida útil da membrana e/ou valores de fluxo permeado que tornam inviável economicamente a operação do sistema.

Desta forma, não obstante as inúmeras vantagens desta tecnologia, há um grande desafio para sua consolidação e aplicação em larga escala. Este desafio consiste em compreender melhor o comportamento da membrana para cada conjunto de valores fixados para os parâmetros operacionais, a fim de minimizar os efeitos negativos causados pela polarização de concentração e pelo “fouling” e de otimizar os custos de instalação e operação de MBR. A polarização de concentração e o “fouling” provocam a queda no desempenho da membrana, quando se trabalha com uma solução ou suspensão.

Os custos com instalação, operação e manutenção de MBR são competitivos com os outros sistemas de tratamento, visto que esta tecnologia reduz a necessidade de obras civis e equipamentos, e suprime a necessidade de um sistema de tratamento terciário para desinfecção do efluente. Porém, para que estes sistemas de tratamento sejam mais adotados em estações de tratamento de esgotos de maior capacidade, é necessária ainda maior redução nos custos das membranas.

Os custos envolvidos com o uso de membranas vêm diminuindo, uma vez que estas estão sendo produzidas em maior escala, vêm apresentando vida útil maior e fluxo permeado mais estável e elevado, além de mais empresas estarem entrando no mercado.

No Brasil, as membranas utilizadas são de tecnologia importada. A viabilização da produção de membranas através de tecnologia totalmente nacional poderia criar novas perspectivas para o seu mercado, gerando o aparecimento de um grande nicho mercadológico com reposição de membranas e ampliação do seu emprego.

Neste contexto, este trabalho é uma contribuição para avaliar o comportamento das membranas fabricadas no Laboratório de Processos de Separação com Membranas (PAM), da Coordenação dos Programas de Pós-graduação em Engenharia (COPPE) da Universidade Federal do Rio de Janeiro (UFRJ), visando o tratamento de esgotos domésticos. O laboratório desenvolve pesquisas na área de processos com membranas desde 1968. Busca-se contribuir para a consolidação do desenvolvimento desta tecnologia no Brasil, possibilitando a redução dos custos envolvidos com

membranas, evitando-se a necessidade de aquisição de módulos de empresas estrangeiras.

### I.1. Objetivos

O presente estudo tem como objetivo principal avaliar o comportamento das membranas em um MBR visando o tratamento de esgotos domésticos. O módulo de membranas foi alimentado com lodo ativado, sendo o concentrado (corrente retida pela membrana) recirculado para o tanque, mantido aerado. O permeado foi obtido por diferença de pressão positiva.

A partir deste objetivo geral, foram estabelecidos alguns objetivos específicos:

- Estabelecer valores ótimos para alguns parâmetros operacionais (velocidade tangencial do lodo no módulo de membranas, pressão transmembrana gerada pelo líquido, vazão de ar injetada junto com o lodo ativado na tubulação de alimentação do módulo de membranas, período entre retrolavagens e duração da mesma), visando a obtenção de um fluxo permeado estável ao longo do tempo;
- Avaliar o comportamento do sistema com a injeção de ar na linha de alimentação do módulo;
- Investigar a influência da retrolavagem no valor do fluxo permeado recuperado ao longo do tempo;
- Avaliar a influência da concentração de sólidos suspensos no tanque de aeração sobre o valor do fluxo permeado recuperado;
- Avaliar a qualidade do permeado obtido, principalmente sob o aspecto de contaminação fecal;
- Avaliar se as membranas fabricadas no Laboratório PAM são potencialmente aplicáveis para o tratamento de esgotos domésticos;
- Avaliar o comportamento das membranas ao longo do tempo com o sistema operado em modo contínuo.

### I.2. Estrutura da Dissertação

Este trabalho está estruturado em sete capítulos, como descrito a seguir.

A revisão bibliográfica, por questões didáticas, está dividida em três capítulos (Capítulos II, III e IV). No Capítulo II é feita uma abordagem geral sobre alguns aspectos relevantes dos processos de separação por membranas, enfatizando-se a filtração de suspensões através de membranas de microfiltração. O Capítulo III é composto por uma revisão sobre o tratamento de esgotos por lodos ativados convencional, sendo descritos principalmente os parâmetros que influem no processo e os sistemas de aeração que podem ser instalados no tanque de aeração. No Capítulo IV, os conceitos introduzidos nos Capítulos II e III são usados como base para discutir a aplicação de biorreatores com membrana (MBR) visando o tratamento de esgotos domésticos. São apresentadas inicialmente uma visão geral sobre as configurações de biorreatores com membrana, as vantagens e desvantagens do uso desta tecnologia e uma avaliação do mercado de MBR. Em seguida, são discutidos alguns parâmetros operacionais que afetam o desempenho das membranas. Algumas faixas usuais de valores de parâmetros de operação e de eficiência do tratamento são comentadas, sendo estes valores comparados aos dos processos lodos ativados convencional e lodos ativados por aeração prolongada. Uma avaliação mais detalhada do comportamento de MBR com o módulo submerso e externo ao tanque de aeração é realizada. Dada a escassez de uma bibliografia sobre este assunto em língua portuguesa, esta é uma das contribuições deste trabalho para facilitar a difusão desta tecnologia no Brasil.

No Capítulo V (Materiais e Métodos) é descrita a metodologia experimental empregada no desenvolvimento do presente trabalho. Inicialmente é relatada a etapa de fabricação e caracterização das membranas usadas. Em seguida, são apresentados os procedimentos experimentais dos testes realizados no sistema preliminar, no sistema montado para realização dos ensaios em batelada e no sistema montado para realização dos experimentos em modo contínuo. Os métodos adotados para análise dos parâmetros relacionados à eficiência do tratamento também são descritos.

O Capítulo VI (Apresentação e Discussão dos Resultados) é a principal contribuição desta dissertação, sendo apresentados os resultados obtidos durante a realização desta pesquisa. Inicialmente são descritos e analisados os resultados da caracterização da membrana através de microscopia eletrônica de varredura, permeabilidade à água e ao ar. Em seguida, são discutidos os efeitos dos seguintes parâmetros operacionais no valor do fluxo permeado: velocidade tangencial do lodo

ativado no módulo, pressão transmembrana gerada pela corrente líquida, vazão de ar injetada na tubulação de alimentação do módulo (e conseqüentemente pressão gerada pelo ar injetado) e concentração de lodo no biorreator. A influência da retrolavagem na operação por longos períodos também é analisada, bem como a importância da operação adequada do sistema para um melhor desempenho da membrana em estado estacionário. A qualidade do permeado recuperado é avaliada, principalmente sob o aspecto de contaminação fecal.

Finalizando esta dissertação de mestrado, no Capítulo VII (Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros) são relatadas as principais conclusões obtidas e são apresentadas algumas sugestões para trabalhos futuros.

## II. PROCESSOS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS (PSM)

---

Neste capítulo procura-se apresentar uma visão geral sobre os processos de separação por membranas. Primeiramente são introduzidos alguns conceitos básicos. Em seguida, são apresentadas vantagens e desvantagens inerentes à utilização desta tecnologia, com uma descrição de aplicações de membranas em diferentes áreas. A variação do fluxo permeado com o tempo na filtração de suspensões e a seletividade da membrana são então discutidas, procurando-se descrever os efeitos gerados pela polarização de concentração e pelo “fouling”.

### II.1. Introdução

De forma geral, uma membrana é um filme que separa duas fases, atuando como uma barreira semipermeável e seletiva, restringindo, total ou parcialmente, o transporte de uma ou várias espécies químicas presentes nas soluções. Para que ocorra o transporte destas espécies é necessária a existência de uma força motriz, além do meio permitir a passagem da espécie (permeabilidade do meio).

A principal força motriz responsável pelo transporte de uma espécie em processos com membrana é o seu gradiente de potencial químico entre os dois lados da membrana (que se traduz em gradiente de concentração, pressão e/ou de temperatura). No caso particular de espécies iônicas, a força motriz pode ser, também, um gradiente de potencial elétrico (HABERT *et al.*, 2003).

As membranas que possuem as mesmas características morfológicas ao longo de sua espessura são denominadas isotrópicas e as com características diferentes são conhecidas por membranas anisotrópicas ou assimétricas. As assimétricas vêm sendo mais utilizadas e são compostas por uma camada superior muito fina (“pele”) suportada em uma estrutura porosa e mais grossa, responsável pela estabilidade mecânica do conjunto (Figura II.1). A pele define a resistência à filtração e a seletividade da membrana, sendo mais fechada. Para se otimizar a separação, o material utilizado na fabricação da pele pode ser diferente do material empregado no preparo do suporte. Na Figura II.2 abaixo podem ser observadas as morfologias mais comuns de membranas sintéticas.

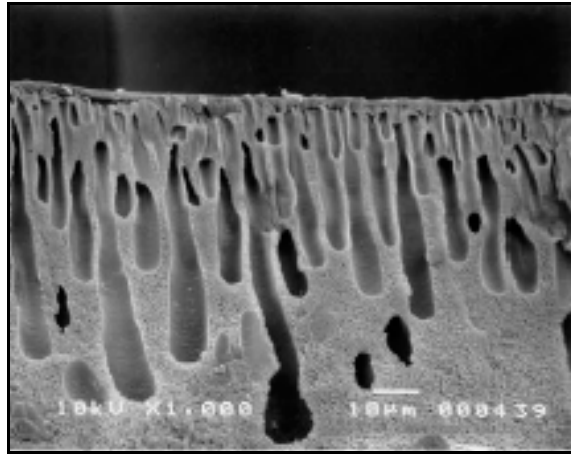


Figura II.1 - Seção transversal de uma membrana assimétrica de polietersulfona sulfonada (CHOI *et al.*, 2002).

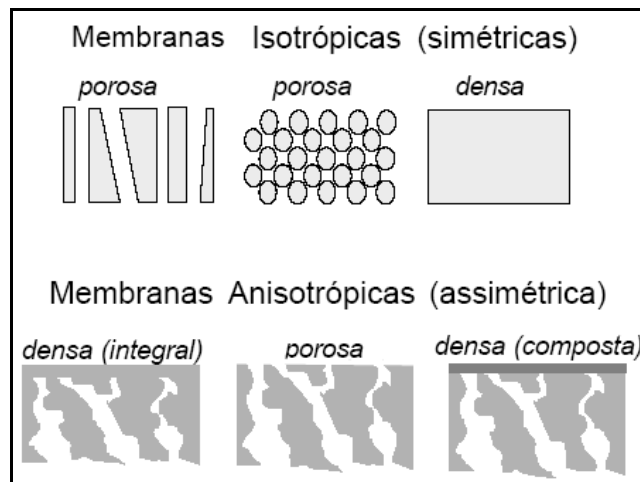


Figura II.2 - Representação da seção transversal das diferentes morfologias de membranas sintéticas (HABERT *et al.*, 2003).

De acordo com SCHNEIDER & TSUTIYA (2001), qualquer material que permita a síntese de filmes com porosidade controlada pode ser utilizado para a fabricação de membranas. Na prática, entretanto, o mercado é dominado por membranas preparadas a partir de materiais poliméricos orgânicos. Os polímeros mais utilizados são acetato de celulose, polisulfona, polietersulfona, polieterimida, poliálcoolvinílico, poliuretana, entre outros.

Membranas fabricadas com material inorgânico, apesar de apresentarem maiores resistências mecânica, térmica e química e vida útil mais longa, são mais caras, restringindo sua aplicação a soluções agressivas (pH muito baixo ou muito alto), ou quando a solução problema se encontra em temperatura elevada. As membranas

inorgânicas podem ser cerâmicas (de óxidos de zircônio, alumínio ou titânio), de metal e grafite.

De acordo com STEPHENSON *et al.* (2000), em função do material utilizado e da especificidade da membrana, seu custo pode variar de US\$18 por metro quadrado (membranas poliméricas mais simples, homogêneas) a US\$1.800 por metro quadrado (membranas de MF ou UF de titânio e/ou zircônio).

As membranas podem ser densas ou porosas, sendo esta característica definida pela superfície da membrana em contato com a solução. Quando a membrana é densa, ou seja, não possui poros na superfície em contato com a solução a ser processada, o transporte das moléculas envolve uma etapa de dissolução (sorção dos componentes na superfície da membrana), difusão através do material que constitui a membrana com posterior dessorção do componente. Já nos processos que envolvem membranas porosas, o transporte é fundamentalmente convectivo, ocorrendo através de seus poros.

Em função da composição da solução problema a ser filtrada, se desenvolveram os processos com membranas de microfiltração (MF), ultrafiltração (UF), nanofiltração (NF) e osmose inversa (OI). Nestes processos, a força motriz é o gradiente de pressão e estes podem ser considerados como uma extensão dos processos de filtração clássica. O que os diferencia é o tamanho do poro e a pressão necessária para operação. Na microfiltração, o sistema de filtração costuma ser operado sob diferença de pressão de operação de 0,2 a 2,0 bar. Os sistemas com membranas de UF são operados com pressão variando de 2,0 a 7,0 bar, os com membranas de NF com pressão entre 7,0 e 20,0 bar, enquanto que, para a osmose inversa, pressões da ordem de 20,0 a 80,0 bar são necessárias. Quanto ao tamanho de poro, as membranas de MF apresentam poros de 0,1 a 2,0  $\mu\text{m}$ , enquanto a membrana de OI pode ser considerada densa, ou seja, não apresentando poros discretos. Na Figura II.3 é apresentada a faixa de tamanho de poros dessas membranas comparando-as com dimensões médias de espécies normalmente existentes em esgotos sanitários ou efluentes industriais.

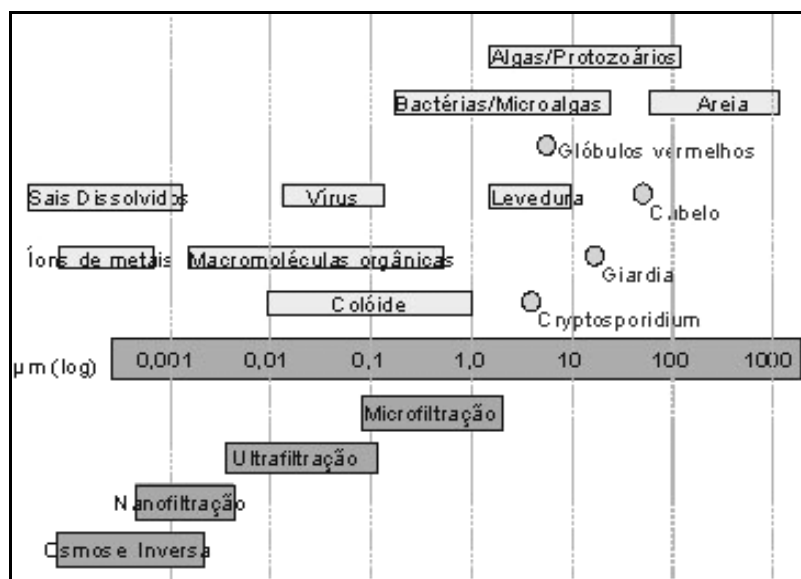


Figura II.3 – Diâmetro médio dos poros de membranas de MF, UF, NF e OI.

No processo denominado OI, o sentido do fluxo permeado é inverso ao sentido do fluxo osmótico normal (Figura II.4), ou seja, o solvente escoar do lado da solução mais concentrada para o lado da solução mais diluída. É aplicada uma pressão elevada (de 20,0 a 80,0 bar) pelo lado da solução concentrada, fazendo com que o potencial químico do solvente na solução concentrada seja maior que o potencial químico do solvente na solução mais diluída, resultando na inversão do sentido do fluxo osmótico.

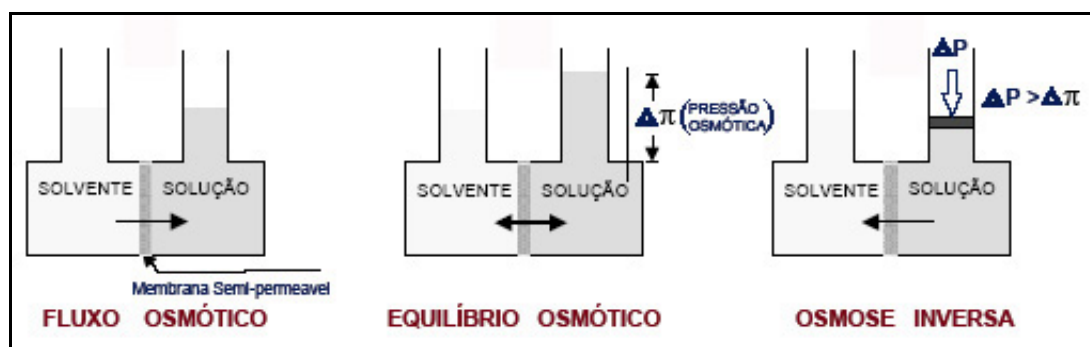


Figura II.4 – A osmose e a osmose inversa (HABERT *et al.*, 2003).

Alguns exemplos de aplicação desses processos são:

- MF: empregado para concentração de células e esterilização bacteriana. Pode ser usado para o tratamento terciário de efluentes, permitindo não somente a obtenção de um efluente clarificado, como também desinfetado;
- UF: utilizado para o fracionamento de proteínas;
- NF: usado para redução de dureza e remoção de cor;
- OI: aplicado na dessalinização e desmineralização de águas.

As membranas podem ser produzidas na geometria plana ou cilíndrica. As membranas de geometria cilíndrica podem ser tubulares ou do tipo fibra oca. SCHNEIDER & TSUTIYA (2001) descrevem as membranas tubulares como membranas com diâmetro maior que 3,0 mm e, as com diâmetro menor que 3,0 mm, são consideradas do tipo fibra oca.

Para serem utilizadas industrialmente, as membranas são acomodadas em módulos. Os módulos são estruturas com membranas capazes de suportar a pressão aplicada sobre o sistema. Estas estruturas devem apresentar canais para alimentação do módulo e para a remoção do concentrado e do permeado. Algumas características importantes são:

- Impedir o contato do permeado com a solução a ser tratada, evitando a contaminação do permeado;
- Favorecer a circulação da solução a ser tratada, evitando o acúmulo de material sobre a superfície das membranas e a existência de volumes mortos;
- Apresentar elevada área superficial de membrana por unidade de volume de módulo e baixo consumo energético por unidade de volume de água produzida;
- Facilitar a promoção de turbulência no seu interior para melhorar o desempenho da membrana na filtração de suspensões.

Os principais tipos de módulo são módulos do tipo placa e quadro (Figura II.5), espiral (Figura II.6), módulos com membranas tubulares (Figura II.7) e com fibras ocas (Figura II.8).

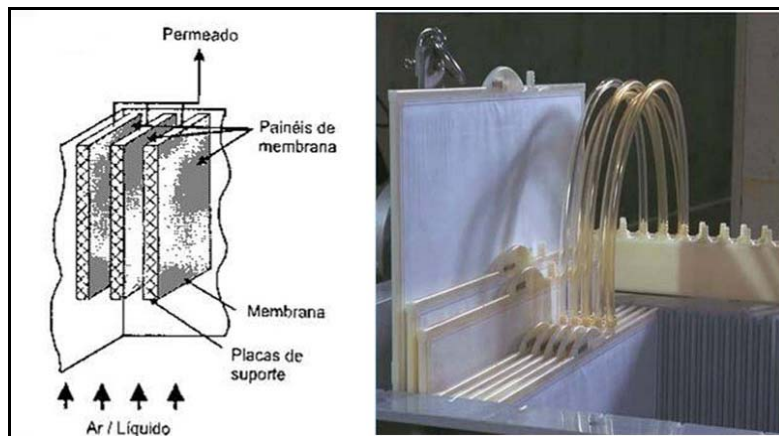


Figura II.5 – Módulo tipo placa e quadro (DECOL, 2003; CENTROPROJEKT DO BRASIL, 2004).

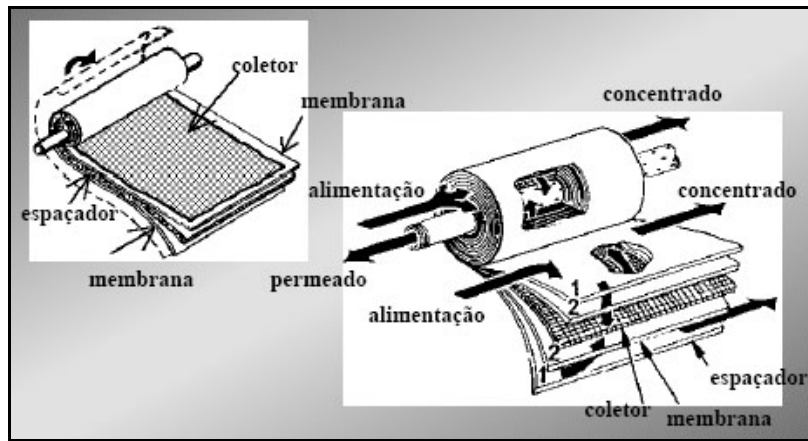


Figura II.6 – Módulo espiral utilizando membranas planas (HABERT *et al.*, 2003).

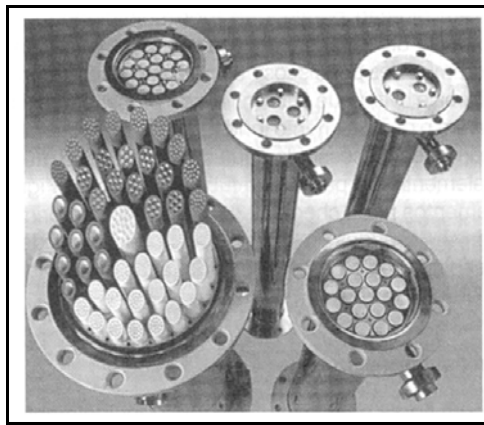


Figura II.7 – Módulos com membranas tubulares (DECOL, 2003).

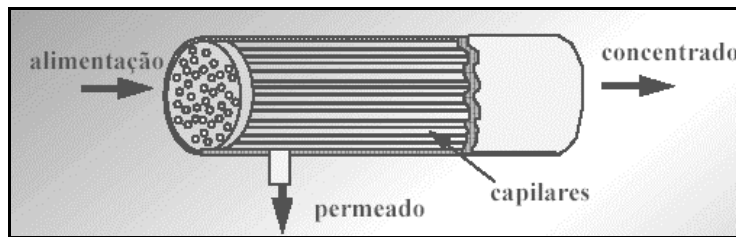


Figura II.8 – Módulo com membranas fibras ocas (HABERT *et al.*, 2003).

Módulos de fibra oca costumam apresentar maior densidade de empacotamento, ou seja, maior relação área superficial de membrana por unidade de volume do módulo ( $2.000-10.000 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ), se comparados aos outros tipos de módulo. Módulos tubulares em geral são mais indicados em processos onde é necessário elevada turbulência, pois a limpeza costuma ser mais eficiente. A área de membrana por unidade de volume nestes módulos costuma variar de  $20 \text{ a } 30 \text{ m}^2/\text{m}^3$  (STEPHENSON *et al.*, 2000).

Em função da pele seletiva da membrana fibra oca ser externa ou interna, a alimentação dos módulos com estas membranas pode ser realizada de duas formas: a solução pode escoar entre a carcaça do módulo e a superfície externa das fibras, sendo o permeado retirado pelo interior (lúmen) das fibras ou a solução pode ser bombeada pelo lúmen e o permeado coletado por canais existentes na carcaça do módulo.

## II.2. Vantagens e Desvantagens da Aplicação de PSM

As principais vantagens dos processos com membranas são:

- Alta seletividade: os processos de separação por membranas permitem a obtenção de permeado com características bastante específicas, a partir do uso de um só processo ou do acoplamento de processos;
- Em geral, os PSM são operados em temperatura ambiente, não sendo necessário alterar a temperatura da solução para promover a separação das fases. Esta característica torna possível sua aplicação na área de biotecnologia;
- Simplicidade de escalonamento (“scale-up”), facilitando a passagem da escala piloto para a comercial, pois é possível o uso de módulos de membrana em laboratório de mesma dimensão daqueles utilizados comercialmente;
- Baixo consumo de energia: com exceção do processo de pervaporação (neste processo, uma mistura líquida em contato com uma das superfícies da membrana se difunde através da mesma, passando ao estado de vapor após permear pela membrana), os PSM promovem a separação sem que ocorra mudança de fase;
- Podem ser facilmente combinados com outros processos.

As principais desvantagens são:

- É uma tecnologia com custo elevado. Porém, os custos associados à aplicação desta tecnologia vêm sendo consideravelmente reduzidos, uma vez que as membranas estão sendo produzidas em maior escala, mais empresas estão entrando no mercado e, se bem operadas, as membranas vêm apresentando maior vida útil e fluxo permeado mais estável e elevado. Por exemplo, membranas de microfiltração, com tamanho de poro médio de 0,4  $\mu\text{m}$ , produzidas pela empresa Kubota, tiveram seu custo reduzido de US\$

400 (1992) para US\$ 100 (2000) por metro quadrado de área superficial de membrana (CHURCHHOUSE & WILDGOOSE, 1999);

- Resistência natural à inovação tecnológica. Dado que é uma tecnologia ainda pouco testada em escala comercial, é necessária a operação por períodos mais longos visando avaliar melhor seu desempenho e determinar os valores dos parâmetros chaves, com a finalidade de garantir o melhor comportamento da membrana ao longo do tempo e de obter dados suficientes para a elaboração de modelos confiáveis;
- A necessidade de troca periódica dos módulos. Porém, com as pesquisas na área de desenvolvimento de membranas, a frequência de substituição dos módulos vem diminuindo. Por exemplo, a vida útil de projeto das membranas fabricadas pela empresa Kubota já aumentou de 3 para 8 anos (CHURCHHOUSE & WILDGOOSE, 1999).

### II.3. Aplicações Diversas e o Mercado de Membranas

Processos de separação por membranas são relativamente novos. A tecnologia de membranas foi comercializada inicialmente nos anos 60, para a dessalinização de água do mar, utilizando membranas de osmose inversa (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001). Todavia, do final dos anos 60, até o ano 2000, o mercado de separação por membranas passou de cerca de US\$ 2 milhões/ano para cerca de US\$ 4,4 bilhões/ano (HABERT *et al.*, 2003).

Atualmente, os PSM são aplicados em hemodiálise, na dessalinização de águas, como separador atuando em células de combustível, no tratamento de água e de efluentes, na obtenção de água com alto grau de purificação, oxigenação do sangue, e inúmeras outras aplicações (STRATHMANN, 2001).

Existem ainda inúmeras pesquisas em desenvolvimento, principalmente nas áreas ligadas a aplicações nas indústrias biomédicas e de alimentos. Biorreatores a membrana e a combinação de diferentes processos de membranas em seqüência, objetivando aumentar o fluxo de efluente tratado e maior eficiência do sistema, têm sido aplicados em indústrias químicas e petroquímicas, em biotecnologia e no tratamento de água e de efluentes.

#### II.4. Fluxo Permeado e Seletividade da Membrana

Existem dois principais parâmetros que determinam o desempenho de uma membrana: o fluxo permeado através da membrana e sua seletividade.

O fluxo permeado é definido como o volume que permeia através da membrana por unidade de área e de tempo, sendo geralmente representado pela unidade  $L/m^2.h$ .

Admitindo-se que a membrana seja inerte em relação ao solvente e que não se deforme pela ação da pressão, para os processos que utilizam o gradiente de pressão como força motriz, o fluxo permeado ( $J_p$ , em  $L/m^2.h$ ) de um solvente puro é diretamente proporcional à pressão transmembrana:

$$J_p = L_p \cdot \Delta P \quad (\text{equação II.1})$$

Onde:

$L_p$  = permeabilidade da membrana para o solvente em questão ( $L/m^2.h.bar$ );

$\Delta P$  = pressão transmembrana (bar).

Não há dependência do valor do fluxo permeado de um solvente puro em função do tempo numa pressão de operação constante. Porém, caso ocorra alguma alteração com a membrana, que pode ser atribuída a uma deformação mecânica, a interações físico-químicas com o solvente ou a presença de impurezas no solvente, o fluxo diminui com o tempo. Se o motivo para o decréscimo do fluxo com o tempo for apenas a deformação mecânica, este decréscimo é atribuído ao fenômeno de compactação. A compactação da membrana é função do valor da pressão aplicada e das características estruturais da membrana.

O fluxo permeado pode ser determinado também a partir de uma medida da resistência ( $R_m$ , em  $m^{-1}$ ) que o meio oferece ao transporte (equação II.2), sendo  $R_m$  inversamente proporcional à permeabilidade:

$$R_m = \frac{1}{\eta \cdot L_p} \quad (\text{equação II.2})$$

Onde  $\eta$  é a viscosidade do solvente que permeia através dos poros da membrana (mPa.s).

Desta forma, o fluxo permeado de um solvente puro através de uma membrana limpa pode ser obtido pela equação II.3:

$$J_p = \frac{1}{\eta \cdot R_m} \cdot \Delta P \quad (\text{equação II.3})$$

A seletividade de membranas porosas é geralmente medida pelo coeficiente de rejeição (R), ou seja, pela eficiência de retenção dos compostos presentes na solução de alimentação. Com base na Figura II.9, pode-se calcular o valor de R (equação II.4):

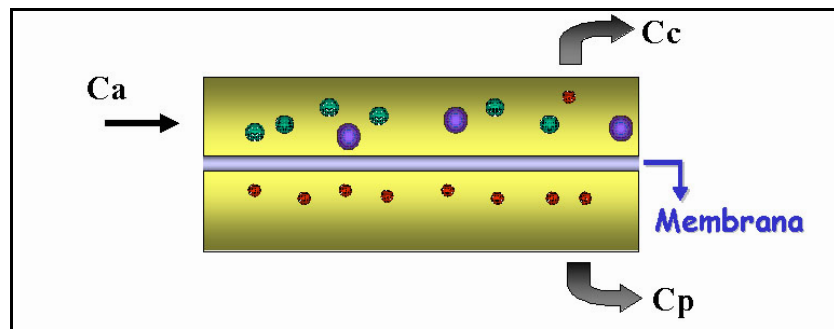


Figura II.9 – Seletividade em Processos com Membranas.

Onde  $C_a$  é a concentração do composto na alimentação,  $C_c$  a concentração no concentrado e  $C_p$  a concentração do composto no permeado.

$$R(\%) = \left( 1 - \frac{C_p}{C_a} \right) \cdot 100 \quad (\text{equação II.4})$$

Devido ao fenômeno de polarização de concentração, a concentração do composto na interface da membrana ( $C_m$ ) é em geral mais alta que a concentração na alimentação, porém, para efeitos de cálculo do R, adota-se  $C_a = C_m$ .

## II.5. Fenômenos da Polarização de Concentração e do “Fouling”

Os processos com membranas podem ser operados da forma clássica, denominada filtração convencional (em inglês adota-se o termo “dead end filtration”) ou em fluxo cruzado (em inglês adota-se o termo “cross flow filtration”), sendo esta operação denominada filtração tangencial. Na filtração convencional, a solução ou suspensão problema é pressionada contra a membrana e, considerando-se que a membrana é seletiva ou parcialmente seletiva aos compostos, haverá a retenção de substâncias

sobre sua superfície, formando-se uma camada polarizada. Com isso, aumenta-se a concentração na interface membrana/solução e, dependendo das substâncias que compõem esta camada próxima à superfície da membrana, se inicia um movimento retro-difusivo em direção ao seio da solução, estabelecendo-se rapidamente um perfil de concentração dos compostos na região próxima à interface membrana/solução. Este fenômeno é conhecido como polarização de concentração e é inerente a processos seletivos.

O termo polarização de concentração se refere a este gradiente de concentração de materiais rejeitados que se estabelece sobre a superfície da membrana, dando origem a uma camada limite determinada pela espessura desta região polarizada, logo acima da superfície da membrana. No caso da filtração convencional, mesmo havendo o retorno das substâncias ao seio da solução, a tendência é o aumento constante da concentração de compostos próximo à membrana, sendo o regime de operação transiente, pois o fluxo não estabiliza.

Quando a solução problema apresenta material em suspensão pode haver a formação de uma torta que se deposita sobre a membrana. Esta torta costuma aumentar a seletividade da membrana, porém diminui sua permeabilidade.

Na filtração em fluxo cruzado, a solução escoia paralelamente à superfície da membrana, sendo o permeado retirado transversalmente à mesma. O gradiente de concentração se estabelece rapidamente. Por este motivo o sistema pode ser operado em condições de regime estabelecido (Figura II.10). A espessura da camada polarizada ou da torta que se deposita sobre a membrana é determinada pela concentração e composição da solução problema e pelas condições hidrodinâmicas de operação do sistema.

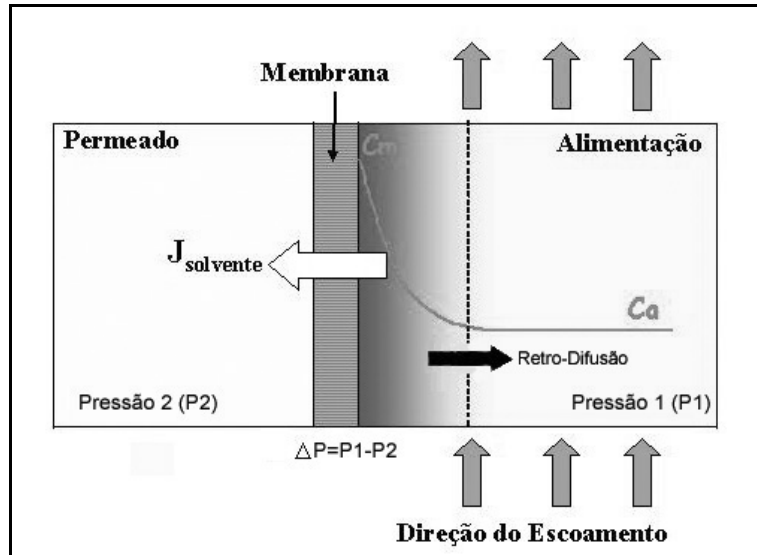


Figura II.10 – Fenômeno da polarização de concentração.

Porém, na prática muitas vezes se observa, mesmo na filtração tangencial, um decréscimo contínuo do fluxo permeado com o tempo, sendo esta queda atribuída ao “fouling”. O “fouling” pode ser entendido como o conjunto de fenômenos capazes de provocar uma queda no desempenho da membrana com o tempo, quando se trabalha com uma solução ou suspensão e suas conseqüências são total ou parcialmente irreversíveis.

Os principais fenômenos que contribuem para o “fouling” são:

- Bloqueio dos poros da membrana;
- Adsorção de partículas na superfície da membrana e/ou no interior de seus poros devido a interações entre os solutos presentes na solução a ser tratada e o material da membrana;
- Formação de camada gel. Altas concentrações de soluto na superfície da membrana podem causar sua precipitação, formando uma camada gel.

Na Figura II.11 é demonstrada a influência da polarização de concentração e do “fouling” na redução do fluxo permeado ao longo do tempo na filtração convencional e na filtração tangencial.

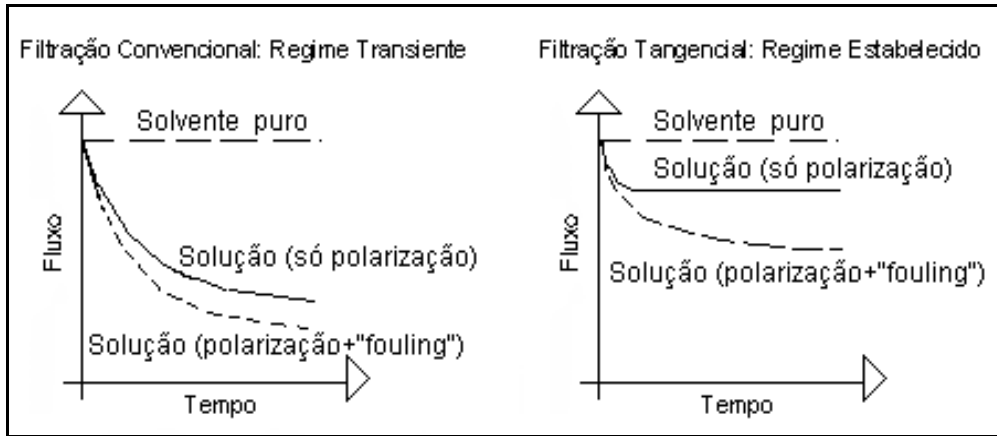


Figura II.11 – Comparação da variação do fluxo permeado ao longo do tempo para o processo de filtração convencional e para filtração tangencial.

A operação do sistema em condições ótimas favorece a diminuição dos efeitos da polarização de concentração e do "fouling", minimizando a queda do fluxo permeado ao longo do tempo. À medida que se aumenta a velocidade tangencial no módulo de membranas, na filtração tangencial, diminuem a espessura da camada polarizada e a concentração na interface com a membrana. Outros fatores que influenciam são a concentração da solução de alimentação e a pressão. O aumento da pressão pode causar também um aumento da espessura da camada que se deposita sobre a membrana, a compactação da membrana e maior adsorção de substâncias nos poros da mesma. Assim, o efeito que a pressão teria sobre o valor do fluxo permeado é parcialmente ou mesmo totalmente compensado por um aumento da espessura da camada polarizada ou da torta. Desta forma, o fluxo deixa de aumentar linearmente com a pressão, podendo até diminuir com o aumento da mesma (TARDIEU *et al.*, 1998).

#### II.5.1. Fluxo Permeado para Filtração de Suspensões

Para processos reais, é necessário acrescentar fatores de resistência, associados aos diferentes mecanismos que levam à redução do fluxo através da membrana. Assim, a equação do fluxo permeado através da membrana para a filtração de uma suspensão é dada por:

$$J_p = \frac{\Delta P}{\eta \cdot R_t} \quad (\text{equação II.5})$$

Onde  $R_t$  é a resistência total e  $\eta$  a viscosidade da suspensão que permeia através dos poros da membrana.

A resistência total é representada pela resistência original da membrana acrescida da resistência devido à polarização de concentração, à formação de camada gel sobre a membrana (se for o caso), ao bloqueio dos poros e à adsorção de partículas. Estes fenômenos bloqueiam total ou parcialmente alguns poros da membrana.

É importante introduzir aqui o termo “biofouling” que, segundo SCHENEIDER & TSUTIYA (2001), é o principal fenômeno responsável pela queda gradual mais lenta, porém contínua, do fluxo permeado na filtração de suspensões. O “biofouling” é caracterizado pela incorporação de matéria orgânica na torta e pelo crescimento de comunidades microbianas na membrana. Os microrganismos ficam envoltos por um gel composto de polímeros extracelulares (produzidos pelos próprios microrganismos). A camada que se estabelece passa a funcionar como uma camada filtrante adicional. Este conceito assume papel importante quando o PSM é adotado na área de saneamento, pois leva à necessidade de limpezas químicas com maior frequência e à redução da vida útil das membranas.

Os autores fazem ainda uma observação interessante associada ao desenvolvimento de microrganismos: na superfície da membrana e na tubulação em contato com o permeado também se estabelecem condições para o desenvolvimento de microrganismos, que utilizarão os componentes orgânicos que atravessam a membrana em seu metabolismo. Outro fator que contribui para esse desenvolvimento é o fato das membranas não serem fabricadas em ambientes estéreis e não operarem, obviamente, em condições de assepsia. Daí também a importância da realização de ciclos de limpeza química, evitando o crescimento de biofilmes não só na superfície da membrana em contato com a solução a ser tratada, mas também na superfície e na tubulação em contato com o permeado, evitando sua contaminação.

Com base no comportamento de membranas na filtração de soluções ou suspensões, dois conceitos importantes foram estabelecidos: o conceito de fluxo limite e o de fluxo crítico. Para pressões mais baixas, com o aumento da pressão existe um aumento do fluxo permeado. Porém, à medida que se aumenta a pressão de operação, o fluxo tende a um patamar, pois o aumento da pressão provoca também o aumento da polarização de concentração, tendendo a diminuir o fluxo permeado. Assim, foi definido o fluxo limite, que consiste no fluxo em que, mesmo com o aumento da pressão, seu valor permanece inalterado.

O outro conceito importante é o conceito de fluxo crítico, que consiste num valor de fluxo abaixo do qual não ocorre “fouling” ou a ocorrência do mesmo se torna desprezível. Desta forma, praticamente não ocorre acumulação de partículas na superfície da membrana e, se as interações entre o material da membrana e o soluto forem desprezíveis, a filtração ocorre sob condições estáveis, sem alterações no valor da permeabilidade da membrana com o tempo (OGNIER *et al.*, 2004). A Figura II.12 abaixo ilustra estes dois conceitos.

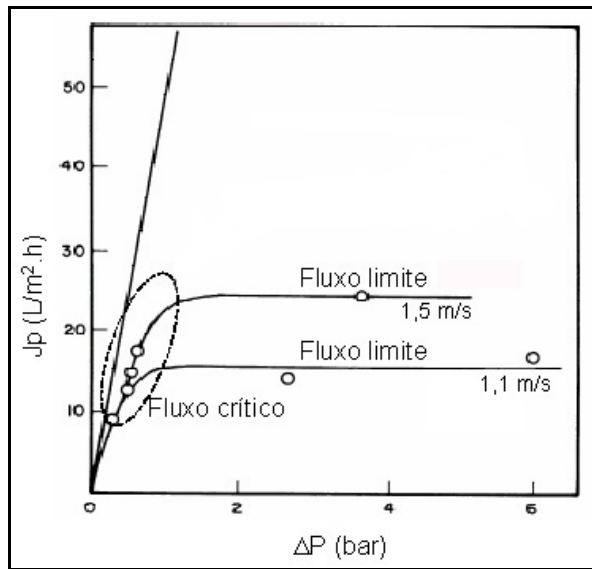


Figura II.12 – Ilustração dos conceitos de fluxo limite e fluxo crítico (adaptada de Visvanathan *et al.*, 2000).

### II.5.2. Minimização dos Efeitos da Polarização de Concentração e do “Fouling”

Para minimizar os efeitos da polarização de concentração e do “fouling”, deve-se antes de tudo selecionar o modo apropriado para operar o sistema desde sua partida, procurando-se selecionar condições ótimas operacionais. Pode-se ainda realizar um pré-tratamento da suspensão e/ou inserir ar junto com a corrente de alimentação do módulo (YU *et al.*, 2003; CUI *et al.*, 2003).

Além das estratégias acima citadas, para recuperar ao menos parcialmente o fluxo permeado, adota-se a realização de retrolavagens e de limpezas periódicas (CAMPOS, 2000; OGNIER *et al.*, 2004).

A retrolavagem consiste em bombear o permeado (pode-se adicionar produtos químicos no volume de permeado usado para retrolavagem ou utilizar ar) através da membrana em sentido inverso ao da filtração por um curto intervalo de tempo (até 2

minutos, em geral). É um processo que deve ser realizado rapidamente, pois, durante o tempo de duração da retrolavagem, deixa-se de usar o módulo para recuperação de permeado, e gera-se outro efluente, que poderá, dependendo de suas características, ser retornado para o tanque com a solução a ser tratada, sendo necessário filtrá-lo novamente.

A limpeza periódica visa restaurar o fluxo permeado a valores próximos do fluxo inicial. Pode ser realizada com surfatantes (como por exemplo, detergentes), soluções ácidas ou alcalinas. A solução de limpeza deve possuir pH compatível com a faixa de pH suportada pela membrana.

SCHNEIDER & TSUTIYA (2001) ressaltam a importância da formulação da solução de limpeza, pois raramente o “fouling” é causado por um único tipo de material que se deposita na membrana. Segundo os autores, para a remoção de depósitos inorgânicos geralmente se emprega limpeza ácida, enquanto que, para a remoção de depósitos orgânicos e biofilmes, a formulação da solução deve ser alcalina. Recomenda-se a utilização de formulações diferentes de forma alternada. Os autores lembram que aplicações repetidas de uma mesma solução podem resultar na seleção de um biofilme resistente. Em geral, os fabricantes de membranas indicam as formulações comerciais compatíveis com seus produtos.

PROVENZI e colaboradores (2003) adotaram o seguinte procedimento de limpeza: circulação pelo módulo de solução básica de hidróxido de sódio (1%) por 45 minutos e posterior limpeza ácida com ácido nítrico (1%) também por 45 minutos.

### III. PROCESSO DE LODOS ATIVADOS CONVENCIONAL (LAC)

---

Neste capítulo é realizada inicialmente uma revisão de alguns aspectos relevantes do processo de lodos ativados convencional. Em seguida, é comentada a importância do monitoramento das espécies que se desenvolvem no lodo ativado e são descritos os principais parâmetros que influem no processo. É apresentada ainda uma breve discussão sobre os sistemas de aeração normalmente instalados no tanque de aeração e sobre a capacidade de oxigenação destes sistemas.

#### III.1. Introdução

O processo de lodos ativados convencional (LAC) atualmente é a tecnologia mais difundida para o tratamento de águas residuárias. Este processo foi criado através de estudos do Dr. Angres Smith, em 1882, do Dr. Gilbert John Fowler, em 1897 e dos experimentos de Clark e Gauge, em 1912.

O lodo ativado pode ser definido como o floco produzido, num esgoto bruto ou decantado, pelo crescimento de bactérias zooglúicas e/ou outros organismos, na presença de oxigênio dissolvido, e acumulado em concentração suficiente graças ao retorno de outros flocos previamente formados (JORDÃO & PESSÔA, 1995). A composição microbiana do lodo ativado não é constante, refletindo as condições a que o lodo ativado é exposto durante a operação do sistema. A capacidade dos microrganismos do lodo ativado de formar flocos é fundamental em processos de lodo ativado convencional a fim de possibilitar a sedimentação do lodo.

O processo é biológico, ocorrendo no reator (tanque de aeração) a degradação bioquímica da matéria orgânica e, sob condições adequadas, da matéria nitrogenada também. O esgoto afluente ao processo é colocado em contato com o lodo ativado do tanque de aeração, sendo este mantido agitado e aerado. A vazão de ar deve suprir a necessidade de oxigênio dos microrganismos e manter os sólidos em suspensão. Após um tempo de detenção no reator, o esgoto segue para o decantador secundário, onde os sólidos são separados do efluente tratado por ação da gravidade. Parte dos sólidos é então recirculada para o tanque de aeração, a fim de garantir uma alta concentração de biomassa no reator. A outra parte é descartada para manter a idade do lodo adequada, sendo enviada para tratamento específico (estabilização do lodo),

secagem e destino final. O efluente tratado é obtido por escoamento através dos vertedores.

Um esquema do processo de lodos ativados pode ser observado na Figura III.1 abaixo.

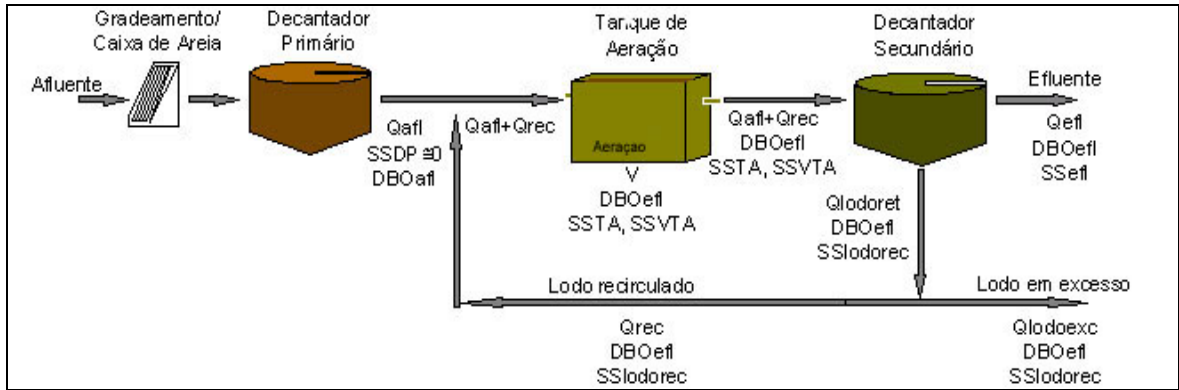


Figura III.1 – Esquema do Processo de Lodos Ativados Convencional.

Onde:

$Q_{af1}$  = vazão afluente;

$Q_{rec}$  = vazão de recirculação do lodo ativado;

$Q_{ef1}$  = vazão efluente;

$Q_{lodoexc}$  = vazão de excesso de lodo ativado =  $(Q_{af1} - Q_{ef1})$ ;

$Q_{lodoret}$  = vazão de retirada de lodo =  $(Q_{rec} + Q_{lodoexc})$ ;

$DBO_{af1}$  = concentração de substrato, que equivale à demanda bioquímica de oxigênio determinada para cinco dias ( $DBO_5$ ), afluente;

$DBO_{ef1}$  = concentração de substrato, ou  $DBO_5$ , efluente (e no tanque de aeração), fração solúvel;

$SSDP$  = concentração de sólidos em suspensão (SS) do efluente do decantador primário, considerada desprezível;

$SS_{ef1}$  = concentração de SS, do efluente;

$SSTA$  = concentração de SS (lodo) no tanque de aeração;

$SSVTA$  = concentração de sólidos em suspensão voláteis (SSV) no tanque de aeração;

$SS_{lodorec}$  = concentração de SS no lodo recirculado;

$V$  = volume do tanque de aeração.

A eficiência do tratamento depende de existirem condições adequadas para que os microrganismos aeróbios se desenvolvam e se reproduzam e para que os sólidos não

sejam arrastados com o efluente tratado. Algumas condições ideais de operação do sistema são pH entre 6,5 e 8,5, concentração de oxigênio dissolvido de pelo menos 1,5 mg/L, nutrientes em concentração suficiente e ausência de substâncias tóxicas. Elevações de temperatura aumentam a taxa das reações químicas e biológicas (na faixa usual de temperatura).

### III.2. Microrganismos do Lodo Ativado

A remoção da matéria orgânica originária dos esgotos e, por conseguinte a geração de energia nas células microbianas, ocorre na fase do metabolismo celular conhecida por catabolismo ou desassimilação. A fase do metabolismo conhecida por assimilação, ou anabolismo, é representada pelas reações que conduzem à formação de material celular (crescimento). Esta fase ocorre com o auxílio da energia liberada na desassimilação.

Pode-se estimar a concentração de biomassa no tanque de aeração pela análise de sólidos suspensos (SSTA). O parâmetro SSTA corresponde ao parâmetro “mixed liquor suspended solids”, na língua inglesa. De forma geral, os microrganismos que compõe a biomassa são compostos de água e matéria seca. A matéria seca costuma ser representada por cerca de 70 a 80% de matéria orgânica e de 20 a 30% de matéria inorgânica.

A comunidade microbiana do tanque de aeração é composta basicamente por bactérias heterotróficas. A quantidade de bactérias presentes no meio varia ao longo do tempo de acordo com a disponibilidade de substrato. Para um excesso de substrato, o crescimento é exponencial. Quando o alimento começa a ficar escasso, a taxa de crescimento bacteriano se torna igual à taxa de mortalidade. Para uma quantidade de substrato disponível reduzida, se inicia a fase de declínio. Nesta fase, prevalecem as características da respiração endógena. As células morrem e liberam seus nutrientes, servindo de alimento para outras células.

Além das bactérias heterotróficas, existe também um número significativo de protozoários e, em menor quantidade, fungos e rotíferos. Bactérias nitrificantes também estão presentes, sendo sua concentração dependente das condições operacionais e das concentrações de nitrogênio e carbono disponíveis. Também é possível o desenvolvimento de nematóides. As espécies que compõem o lodo ativado

são influenciadas pelas características do afluente ao tanque, pelas condições ambientais do local e, principalmente, pelas condições de operação do processo.

Os protozoários se alimentam de bactérias e partículas coloidais (0,001 a 1,0  $\mu\text{m}$ ). Sua presença indica a boa saúde do lodo, pois a maioria dos protozoários é aeróbia, sendo uma indicação de que existe oxigênio dissolvido suficiente no tanque de aeração. Ainda, esses organismos são mais sensíveis a condições tóxicas que as bactérias, sendo que sua ausência ou imobilidade pode indicar que substâncias tóxicas estão presentes. Já os rotíferos são estritamente aeróbios e são encontrados apenas em processos de LAC bastante estáveis com idade de lodo longa. Podem ingerir flocos e micróbios isolados e, assim como os protozoários, são mais sensíveis a cargas tóxicas.

Através de um bom monitoramento das espécies que se desenvolvem no lodo ativado é possível entender melhor o processo e identificar problemas operacionais, facilitando a operação. Na partida do sistema, não há uma predominância entre os microrganismos. Após um certo período, protozoários flagelados atingem seu pico. Nesta fase, o lodo é jovem e se desenvolve uma quantidade de espuma branca ou marrom claro considerável. Devido à mobilidade intensa, o lodo apresenta dificuldade em sedimentar-se. Com a multiplicação dos protozoários flagelados, aumenta a competição por alimento, favorecendo o desenvolvimento de protozoários ciliados de vida livre e bactérias, organismos aptos a sobreviver com menos disponibilidade de alimento. Nesta fase de operação, se forma uma quantidade moderada de espuma marrom e o lodo apresenta boa sedimentação. Pode-se também operar sob condições de escassez de alimento, havendo uma redução do material celular, prevalecendo as características da respiração endógena. Os microrganismos consomem suas reservas e diminui a síntese de novas células. As células são forçadas a metabolizar seu próprio material celular, ocorrendo a lise celular, liberando nutrientes, que servem de alimento para outras células, e estruturas celulares sólidas (substâncias poliméricas extracelulares), que poderão flotar na superfície do decantador. Forma-se uma espuma marrom escura e o lodo sedimenta rapidamente com uma aparência granular devido à população de bactérias ter diminuído. Neste caso, ciliados fixos e rotíferos são predominantes e consomem bactérias (NIEDRINGHAUS, 1982).

Organismos filamentosos Tipo 1701, *Sphaerotilus natans* e *H. hydrossis* são indicadores de baixa concentração de oxigênio dissolvido, enquanto a grande presença de fungos indica baixo pH (menor que 6). A presença de microrganismos,

como *M. parvicella*, *Nocardia spp.*, Tipos 021N, 0041, 0675, 0092 e 0581 são indicadores de baixa relação alimento por microrganismo (JORDÃO, 1998).

### III.3. Parâmetros de Dimensionamento do Tanque de Aeração e de Controle Operacional do Processo

Para o dimensionamento do tanque de aeração, deve-se utilizar um dos parâmetros abaixo:

#### III.3.1. Relação Alimento/Microrganismo (A/M)

A relação A/M (equação III.1) é dada pela relação entre o alimento presente no esgoto afluente, ou substrato, e os microrganismos no tanque de aeração (SSVTA). A NB-570 (ABNT, 1990) recomenda que esta relação seja mantida no intervalo de 0,07 a 1,1 kgDBO/kgSSVTA.d.

$$\frac{A}{M} = \frac{Q_{af1} \cdot DBO_{af1}}{SSVTAV} \text{ (kgDBO/kgSSVTA.d, ou simplesmente d}^{-1}\text{)} \text{ (equação III.1)}$$

JORDÃO & PESSÔA (1995) reportam valores entre 0,30 e 0,40 d<sup>-1</sup> como típicos para a relação A/M nos sistemas convencionais de lodos ativados, e entre 0,07 e 0,10 d<sup>-1</sup> nos sistemas de aeração prolongada.

#### III.3.2. Fator de Carga (f)

O fator de carga é estabelecido pela razão entre o alimento presente no esgoto afluente e os SSTA. A NB-570 (ABNT, 1990) recomenda o valor de 0,05 a 0,90 kgDBO/kgSSTA.d.

#### III.3.3. Idade do Lodo ( $\theta_c$ )

A idade do lodo representa o tempo médio de permanência de uma partícula em suspensão no tanque de aeração, ou o tempo médio de detenção celular (equação III.2). Seu valor pode ser determinado pela razão entre a massa de SSVTA e a massa de sólidos em suspensão voláteis descartada por dia.

$$\theta_c = \frac{SSVTA.V}{Q_{lodoexc} \cdot SSV_{lodorec} + Q_{efl} \cdot SSV_{efl}} \quad (\text{equação III.2})$$

Para um sistema bem operado, pode-se desprezar o valor de  $SSV_{efl}$ , sendo a idade do lodo determinada pela equação III.3:

$$\theta_c = \frac{SSVTA.V}{Q_{lodoexc} \cdot SSV_{lodorec}} \quad (\text{equação III.3})$$

Nas estações de tratamento de esgotos (ETE) em que o lodo em excesso é retirado diretamente do tanque de aeração, a equação III.3 se reduz à equação III.4:

$$\theta_c = \frac{V}{Q_{lodoexc}} \quad (\text{equação III.4})$$

Segundo a NB-570 (ABNT, 1990), a idade do lodo deve estar compreendida entre 2 e 40 dias. No processo convencional,  $\theta_c$  costuma ser mantida em torno de 4 - 10 dias e no processo de aeração prolongada entre 20 e 30 dias (VON SPERLING, 1996). Valores de  $\theta_c$  maiores que 15 dias, em geral, resultam no aparecimento de flocos pequenos, que requerem uma menor taxa de vazão superficial no decantador final. A idade do lodo assume assim importância fundamental, uma vez que governa a própria sedimentação final do lodo ativado e a qualidade do efluente tratado (JORDÃO & PESSÔA, 1995).

#### III.3.4. Taxa de Utilização de Substrato (U)

Pode ser calculada pela equação III.5 e expressa a velocidade de remoção do substrato por unidade de massa de organismos.

$$U = \frac{Q_{af1} \cdot (DBO_{af1} - DBO_{ef1})}{SSVTA.V} \quad (\text{equação III.5})$$

A NB-570 (ABNT, 1990) recomenda que seu valor esteja dentro da faixa de 0,06 a 1,0 kgDBO<sub>5</sub>/kgSSVTA.d.

### III.3.5. Outros Parâmetros Operacionais Importantes

A má operação do processo de LAC pode ocasionar o fenômeno do intumescimento do lodo, convencionalmente denominado de “bulking” pela literatura inglesa. Os flocos formados possuem pouca densidade e flutam na superfície do decantador secundário ao invés de sedimentar, o que causa a produção de um efluente com alta concentração de sólidos em suspensão. Portanto, a sedimentabilidade do lodo deve ser sempre monitorada. Um bom parâmetro para investigar a sedimentabilidade do lodo é o Índice Volumétrico de Lodo (IVL). O IVL (mL/g) representa o volume em mililitros ocupado por um grama de lodo, após sedimentação por 30 minutos. Pode ser determinado pela relação entre o volume de lodo que sedimenta após trinta minutos em uma proveta graduada de 1000mL e a concentração de sólidos em suspensão nessa amostra. Segundo JORDÃO (1998), valores do IVL acima de 200 costumam ser uma indicação de lodo de má qualidade e má sedimentabilidade, enquanto valores entre 40 e 150 têm indicado uma boa qualidade do lodo formado.

Outros dois parâmetros importantes são:

- Coeficiente de produção celular,  $Y$ , que corresponde à massa de sólidos em suspensão voláteis produzida por unidade de massa de DBO removida (g/g);
- Coeficiente de autodestruição dos organismos ou coeficiente de respiração endógena,  $k_d$ , que corresponde à fração das células destruídas na fase de auto-oxidação ( $d^{-1}$ ).

Estes parâmetros podem ser determinados pelas equações III.6 e III.7:

$$\frac{d(SSVTA)}{dt} = Y \cdot \frac{ds}{dt} \quad (\text{equação III.6})$$

Onde:

$$\frac{d(SSVTA)}{dt} = \text{taxa de crescimento bacteriano (massa/volume.tempo);}$$

$Y$  = coeficiente de produção celular, ou coeficiente de síntese celular;

$\frac{ds}{dt}$  = taxa de utilização de substrato pelos organismos (massa/volume.tempo) ou de remoção de DBO.

$$\frac{d(SSVTA_b)}{dt} = -k_d \cdot SSVTA_b \quad (\text{equação III.7})$$

Onde:

$SSVTA_b$  = concentração de sólidos em suspensão voláteis no tanque de aeração biodegradáveis;

$\frac{d(SSVTA_b)}{dt}$  = taxa de decréscimo da concentração de organismos ativos devido à destruição de material celular pela respiração endógena.

A concentração de  $SSVTA_b$  pode ser obtida multiplicando-se  $SSVTA$  por um fator  $f_b$ . O fator  $f_b$  representa a fração biodegradável dos sólidos em suspensão voláteis. O valor de  $f_b$  pode variar de 0,47 a 0,77 em função do valor de  $k_d$  e de  $\theta_c$  (VON SPERLING, 2002).

A variação da massa de organismos no reator é determinada pela soma algébrica das parcelas acima resultando na equação III.8:

$$\frac{d(SSVTA)}{dt} = Y \cdot \frac{ds}{dt} - k_d \cdot SSVTA_b \quad (\text{equação III.8})$$

A equação acima representa o crescimento bacteriano, expresso em termos de taxa de remoção de substrato. De acordo com VON SPERLING (2002), o coeficiente de produção celular  $Y$  varia tipicamente de 0,5 a 0,7 (gSSV/gDBO<sub>5</sub>) e o coeficiente de respiração endógena  $k_d$  varia de 0,06 a 0,10 (mgSSV/mgSSV.d).

### III.3.6. Produção do Lodo em Excesso

O descarte de sólidos é fundamental para evitar uma elevação da concentração de sólidos no tanque de aeração. Uma vez que os sólidos do reator são continuamente transferidos para o decantador secundário, o nível da manta de lodo poderia ser elevado, até um ponto em que os sólidos começariam a verter juntamente com o efluente, deteriorando sua qualidade.

Para que a concentração de lodo no tanque de aeração seja mantida constante, o lodo em excesso (representado por  $\Delta SS$ ) deve ser descartado do sistema diariamente. A

produção final líquida de lodo  $\Delta SS$  corresponde a um ganho devido à fase de síntese dos organismos, menos uma perda devido à fase de respiração endógena e pode ser determinada pela equação III.9:

$$\Delta SS = Y.(DBO_{afl} - DBO_{efl}).Q_{afl} - k_d.SSVTAV \quad (\text{equação III.9})$$

Um termo que vem sendo bastante utilizado, que simplifica a equação acima, é o coeficiente de produção  $Y$  corrigido pela fase de auto-oxidação, representado por  $Y_{obs}$ .  $Y_{obs}$  corresponde à produção líquida de sólidos em suspensão voláteis e já leva em consideração a destruição dos sólidos biodegradáveis. Este coeficiente pode ser determinado pela equação III.10 (VON SPERLING, 2002):

$$Y_{obs} = \frac{Y}{1 + f_b.k_d.\theta_c} \quad (\text{equação III.10})$$

A equação III.9 pode então ser resumida à equação III.11:

$$\Delta SS = Y_{obs}.(DBO_{afl} - DBO_{efl}).Q_{afl} \quad (\text{equação III.11})$$

#### III.4. Aeração e Consumo de Oxigênio

A aeração deve garantir não somente oxigênio dissolvido em concentração suficiente para a oxidação da matéria orgânica carbonácea e para a nitrificação (caso o sistema apresente condições para sua realização), como também deve gerar a turbulência necessária no interior do tanque para manter os sólidos em suspensão. A nitrificação consiste na oxidação biológica da amônia a nitrito por bactérias, como as do gênero *Nitrosomonas*, e do nitrito a nitrato, por bactérias do gênero *Nitrobacter*.

O ar pode ser introduzido no tanque de aeração por difusores (Figura III.2) e/ou por agitadores mecânicos. Os difusores podem estar fixados no fundo do tanque ou montados num sistema móvel, evitando a necessidade de esvaziamento do tanque para sua limpeza ou manutenção.



Figura III.2 – Difusores de ar da ETE Norte de Brasília - DF.

Os difusores podem gerar bolhas finas, médias e grossas. Os difusores de bolhas finas são mais eficientes na transferência de oxigênio devido ao maior contato superficial das bolhas de ar com o meio líquido. Podem ser do tipo cerâmicos porosos ou dotados de membrana permeável, e requerem a filtração do ar que os alimenta. Os difusores de bolhas médias em geral são porosos não cerâmicos e os de bolhas grossas não são porosos, apresentando bocais ou orifícios que permitem o desprendimento do ar. Pode-se utilizar ainda sistemas com ejetores, que arrastam o ar para o interior do tanque de aeração através de dispositivos apropriados. Os difusores de bolhas grossas não requerem a filtração do ar, porém apresentam menor eficiência na transferência de oxigênio.

Na aeração por sistemas de agitação mecânica, os agitadores revolvem o líquido, colocando-o em contato com a atmosfera, garantindo a transferência de oxigênio e a dispersão e incorporação do ar no meio líquido.

Os sistemas de aeração também podem introduzir oxigênio puro diretamente às unidades do tratamento biológico. Este procedimento ainda é pouco utilizado no Brasil.

Para o dimensionamento do sistema de aeração, deve-se determinar a massa de oxigênio necessária para satisfazer as necessidades diárias de metabolismo dos organismos  $M$  ( $\text{kgO}_2/\text{d}$ ):

$$M = a' \cdot (DBO_{af} - DBO_{ef}) \cdot Q_{af} + b' \cdot SSVTA \cdot V \quad (\text{equação III.12})$$

Onde  $a'$  representa a fração da matéria removida que é usada para suprir energia para a fase de síntese (adimensional) e  $b'$  a quantidade de oxigênio utilizada por dia (em kg), por kg de lodo no tanque de aeração (SSVTA), para a fase de respiração endógena. Segundo JORDÃO & PESSÔA (1995), o valor de  $a'$  varia entorno de 0,52 e de  $b'$  em torno de 0,12  $d^{-1}$ . VON SPERLING (2002) ressalta que o consumo de oxigênio para satisfazer a demanda carbonácea aumenta com a idade do lodo.

Em caso de ocorrência de nitrificação, deve-se somar ao valor obtido pela equação III.12 a demanda de oxigênio para a realização da nitrificação pelos organismos. Como o nitrogênio orgânico, presente nos esgotos brutos, é inicialmente convertido a amônia, pode-se considerar que o nitrogênio orgânico e o amoniacal geram consumo de oxigênio, na presença de organismos nitrificantes. Para o cálculo deste consumo, considera-se que 1 g de nitrogênio orgânico e/ou nitrogênio amoniacal requer 4,57  $gO_2$  para ser convertido a nitrato. WPCF (1987) cita que, para a maioria dos esgotos domésticos, a demanda de oxigênio para a completa nitrificação aumenta o valor calculado de  $M$  em cerca de 30 a 40%.

É necessário ainda verificar se a massa de oxigênio calculada obedece às exigências da NB-570 (ABNT, 1990), que estabelece que a massa de oxigênio a ser fornecida ao reator deve ser igual ou superior a:

- 1 vez e meia a carga de  $DBO_5$  aplicada ao tanque de aeração quando a idade do lodo for inferior a 18 dias ou a taxa de utilização de substrato superior a 0,15  $kgDBO_5/kgSSVTA.d$ ;
- 2,5 vezes a carga de  $DBO_5$  aplicada quando a idade do lodo for igual ou superior a 18 dias ou a taxa de utilização de substrato igual ou inferior a 0,15  $kgDBO_5/kgSSVTA.d$ ;
- 3 vezes a carga de  $DBO_5$  aplicada quando for necessária a nitrificação do efluente e não ocorre a desnitrificação biológica.

Deve-se adotar a massa de oxigênio correspondente ao maior valor, seja o calculado ou o estabelecido por Norma.

A massa real de oxigênio transferida para o reator pelo sistema de aeração por unidade de tempo ( $N$ ) deve ser igual ou superior à taxa de consumo de oxigênio pelas bactérias. Assim, o sistema de aeração deve ser capaz de fornecer a quantidade de oxigênio máxima a ser consumida pelos microrganismos nas condições de operação do sistema.

Como os equipamentos de aeração possuem uma capacidade de oxigenação nas condições de campo (reais) inferior à que se obtém no ensaio com condições padrão, aos quais devem ser submetidos, deve-se calcular a massa de oxigênio transferida por unidade de tempo nas condições padrão ( $N_0$ ) e corrigi-la para as condições de campo.

Para a realização do ensaio nas condições padrão (água limpa, temperatura do líquido = 20 °C, altitude = 0 m) deve-se desoxigenar a água limpa com sulfito de sódio, usando cloreto de cobalto como catalisador. O tanque deve então ser aerado até que a concentração de saturação de oxigênio seja atingida ( $C^*$ ). Ao longo deste tempo  $t$ , deve ser monitorada a variação da concentração de oxigênio dissolvido no meio líquido ( $C$ ). Através do ensaio, é determinado o coeficiente global de transferência de oxigênio  $K_L a$ , que é característico de cada sistema de aeração e varia com a vazão de ar transferida para o sistema.

A taxa de transferência de oxigênio pelo sistema de aeração para o tanque por unidade de volume  $dC/dt$  ( $\text{mgO}_2/\text{L.h}$ ) pode ser expressa por (YUNT *et al.*, 1980):

$$\frac{dC}{dt} = K_L a_{\text{água}} \cdot (C^* - C_{\text{água}}) \quad (\text{equação III.13})$$

Onde:

$K_L a$  = coeficiente global de transferência de oxigênio (1/min);

$C^*$  = concentração de saturação de oxigênio dissolvido (mg/L);

$C$  = concentração do oxigênio dissolvido no meio líquido (mg/L).

Integrando-se a equação acima e, assumindo  $C^*$  constante, obtém-se:

$$\ln(C^* - C) = -K_L a \cdot t + \text{constante} \quad (\text{equação III.14})$$

Assim, o valor de  $K_L a$  pode ser obtido pela inclinação da reta do gráfico semilogarítmico, com ordenada  $\ln(C^* - C)$  e abscissa o tempo  $t$ .

De posse do valor de  $K_L a$ , é possível determinar a massa de oxigênio transferida por unidade de tempo nas condições padrão ( $N_0$ ):

$$N_0 = K_L a_{\text{água}} \cdot V \cdot (C^* - C_{\text{água}}) \quad (\text{equação III.15})$$

Porém, quando o meio líquido para a transferência de oxigênio é esgoto, o valor de  $K_L a$  deve ser corrigido pelo fator  $\alpha$ . Para esgotos domésticos tratados pelo processo de LAC, seu valor varia em torno de 0,8 a 0,9.

O valor de  $K_L a$  é estabelecido para 20 °C e deve ser corrigido para a temperatura do meio líquido no tanque de aeração pelo fator  $\theta^{(T - 20)}$ . O valor de  $\theta$  é usualmente 1,024. VON SPERLING (2002) ressalta que a influência da temperatura diminui com o aumento da idade do lodo.

O  $K_L a$  é determinado considerando-se a concentração de saturação de oxigênio dissolvido na água. Porém, a concentração de saturação no esgoto é diferente da concentração de saturação da água. A presença de sais, matéria particulada e agentes tensoativos altera a concentração de saturação do líquido no reator. Por isso, costuma-se considerar, em sistemas de lodos ativados, a concentração de saturação de OD no tanque de aeração como aproximadamente 95% da concentração de saturação na água limpa.

Desta forma, considerando-se todas as correções que devem ser feitas para a determinação da massa real de oxigênio transferida para o tanque de aeração pelo aerador por unidade de tempo (N), obtém-se:

$$N = K_L a_{\text{água}} \cdot V \cdot (C^* - C_{\text{água}}) \cdot \frac{C_{s_{\text{esg}}} - C_{\text{esg}}}{C^*} \cdot \alpha \cdot 1,02^{(T-20)} \quad (\text{equação III.16})$$

ou

$$N = N_0 \cdot \frac{C_{s_{\text{esg}}} - C_{\text{esg}}}{C^*} \cdot \alpha \cdot 1,02^{(T-20)} \quad (\text{equação III.17})$$

Onde:

N = massa de oxigênio real transferida para o tanque de aeração na unidade de tempo (ou capacidade de oxigenação nas condições de operação do sistema);

V = volume do tanque;

C\* = concentração de saturação de oxigênio na água limpa, nas condições padrão;

$C_{\text{água}}$  = concentração de OD na água limpa. Para o ensaio com água limpa, nas condições padrão,  $C = 0$  para as condições iniciais;

$C_{\text{esg}}$  = concentração de saturação de OD na temperatura do líquido no tanque de aeração (valor frequentemente adotado = 0,95. Concentração de saturação para água limpa);

$C_{\text{esg}}$  = concentração de OD no esgoto, no tanque de aeração (geralmente mantida entre 1,0 e 2,0 mg/L);

$\alpha$  = fator de correção (em geral varia de 0,8 a 0,9);

T = temperatura no meio líquido.

O sistema de aeração escolhido deve apresentar o valor de N equivalente às necessidades dos microrganismos, conseguindo supri-las nas condições mais desfavoráveis (DBO afluente elevada nas condições de vazão de pico).

Estabelecida a relação  $N_0/N$ , pode-se obter:

$$M_{O_2} = M \cdot \frac{N_0}{N} \quad (\text{equação III.18})$$

Onde  $M_{O_2}$  é a massa de oxigênio que deve ser transferida para o meio líquido nas condições padrão (kgO<sub>2</sub>/d), para que nas condições reais de operação esteja disponível M.

### III.5. Processo de Lodos Ativados – Modalidade Aeração Prolongada

Uma variante dos processos de tratamento de esgotos por lodos ativados é o processo de lodos ativados por aeração prolongada. Nestes sistemas, procura-se trabalhar na fase de respiração endógena.

No sistema convencional, a idade do lodo varia de 4 a 15 dias, a concentração de SSTA varia de 1,5 a 4,5 g/L, a recirculação de lodo entre 25 a 100% e o tempo de detenção hidráulica no reator (TDH) de 2 a 6 horas (JORDÃO & PESSÔA, 1995). No processo conhecido por aeração prolongada, a idade do lodo é aumentada para cerca de 18 a 40 dias e a concentração de SSTA para 4,0 a 8,0 g/L, recebendo a mesma carga de DBO que o processo convencional, havendo portanto menos alimento para as bactérias. O volume do reator aeróbio é maior e o tempo de detenção hidráulica é

estabelecido entre 8 e 24 horas. Há menos matéria orgânica por unidade de volume do tanque de aeração e também por unidade de biomassa no reator.

Algumas vantagens deste processo sobre o LAC são:

- Suporta melhor picos de carga orgânica devido à maior concentração de biomassa no reator;
- O lodo secundário é estabilizado aerobiamente no próprio tanque de aeração;
- O decantador primário costuma ser suprimido, contribuindo para a simplificação do processo.

Algumas desvantagens que podem ser citadas são:

- Tanques de aeração com volumes maiores, aumentando o custo envolvido na etapa de construção civil;
- Maior gasto com energia para a estabilização do lodo de forma aeróbia no tanque de aeração e para manter os sólidos em suspensão em seu interior.

#### III.6. Partida do Reator

A partida do tanque de aeração envolve o enchimento do reator e o desenvolvimento de uma biomassa ativa. O ideal é que o tanque seja preenchido parcialmente com lodo ativado de uma estação próxima bem operada, a fim de reduzir o tempo de partida da estação. Caso não seja possível a introdução de inóculo (lodo aclimatado), a aclimação do lodo será mais lenta e o tempo necessário para que a concentração de SSTA desejada seja atingida será maior. Os esgotos domésticos naturalmente contêm os microrganismos requeridos para a estabilização biológica da matéria orgânica, porém a concentração é baixa.

Deve-se manter a concentração de oxigênio dissolvido inicialmente em 2,0 mg/L. Após o decantador secundário ser preenchido e iniciada a operação do sistema, deve-se retornar todo o lodo para o tanque de aeração até que a concentração de SSTA desejada seja atingida. Após este valor ser atingido, pode-se iniciar a descarga de excesso de lodo.

## IV. BIORREATOR COM MEMBRANA (MBR)

---

Neste capítulo são apresentadas inicialmente uma visão geral sobre as configurações de biorreatores com membranas, as vantagens e desvantagens do uso desta tecnologia e uma avaliação do mercado de MBR. Em seguida, são discutidos alguns parâmetros operacionais que afetam o desempenho das membranas. Algumas faixas usuais de valores de parâmetros de operação e de eficiência do tratamento são comentadas, sendo estes valores comparados aos dos processos lodos ativados convencional e lodos ativados por aeração prolongada. Uma avaliação mais detalhada do comportamento de MBR com o módulo submerso e externo ao tanque de aeração é realizada.

### IV.1. Visão Geral

Considerando-se a atual situação dos recursos hídricos e sua premente possibilidade de escassez, é fundamental o uso de tecnologias para o tratamento de esgotos que possibilitem a obtenção de efluentes tratados que atendam não apenas aos padrões de lançamento em corpos d'água, como também possam servir de água de reúso. Neste crescente processo de escassez de água, o preço desse bem finito tende a ficar cada vez mais alto, favorecendo o reúso da água, que tende a apresentar custo menos elevado. Na medida em que a cobrança pelo uso da água (prevista na Lei 9.433, de 08/01/97) tornar-se mais abrangente, o mercado de água de reúso também tenderá a crescer. Assim, a utilização das águas servidas para propósitos de uso não potável, como na agricultura, representa um potencial a ser explorado em substituição à utilização de água tratada e potável.

Uma tecnologia já consagrada para o tratamento de esgotos em todo o mundo é o processo de lodos ativados convencional (LAC). Porém, a eficiência deste processo depende do bom funcionamento do decantador secundário. Grandes volumes são necessários para garantir a adequada separação dos sólidos da fase líquida. Um controle sistemático do reator é necessário para evitar a produção de um lodo de má sedimentabilidade e/ou o intumescimento do lodo. Mesmo com a boa operação do processo, para possibilitar o reúso do efluente costuma ser necessário tratamento terciário. A eficiência do processo de LAC, quanto à remoção de coliformes, é baixa e usualmente insuficiente para atender até mesmo aos requisitos de qualidade dos corpos receptores (VON SPERLING, 2002).

Neste contexto, surgiram os biorreatores com membranas (MBR), que combinam as vantagens da degradação biológica às vantagens dos processos de separação por membranas. O biorreator com membrana pode ser definido como um processo híbrido que combina reator biológico à tecnologia de membranas. Nestes sistemas, módulos de microfiltração ou ultrafiltração funcionam como uma barreira, retendo a biomassa, permitindo o controle do tempo de retenção da biomassa de forma completamente independente do tempo de detenção hidráulica.

Esta tecnologia é geralmente empregada com o módulo de membranas acoplado a um reator biológico aeróbio. Nestes sistemas, a membrana substitui o decantador secundário e permite atingir concentrações de biomassa mais elevadas no tanque de aeração que em sistemas de LAC. Este capítulo da revisão bibliográfica é voltado para este tipo de aplicação.

Porém, as membranas também podem ser acopladas a biorreatores anaeróbios (BEN AIM & SEMMENS, 2002; ELMALEH & ABDELMOUMNI, 1998; KWANG-HO & CHUNG-HAK, 1996; SCHNEIDER, & TSUTIYA, 2001). Como os microrganismos anaeróbios crescem a uma menor taxa, a membrana retém os microrganismos, possibilitando o retorno dos mesmos para o reator. BAILEY *et al.* (1994) observaram que o acoplamento do reator UASB (reator anaeróbio de fluxo ascendente) a uma unidade externa de microfiltração para o tratamento de esgoto sintético gerou um efluente com menor concentração de sólidos suspensos e uma maior eficiência na remoção da demanda química de oxigênio. No entanto, muitas pesquisas já realizadas concluíram que a membrana fica mais sujeita ao “fouling” nestes sistemas (BEN AIM & SEMMENS, 2002). Mais estudos devem ser realizados para avaliar melhor o desempenho das membranas visando este tipo de aplicação.

Os módulos de membrana podem ser submersos no tanque de aeração (Figura IV.1) ou podem ser acoplados externamente ao reator (Figura IV.2).

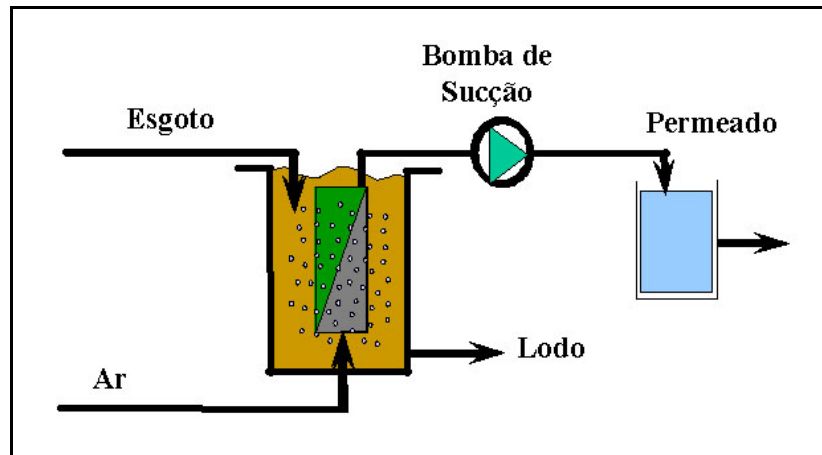


Figura IV.1 – Módulo de Membranas Submerso no Tanque de Aeração.

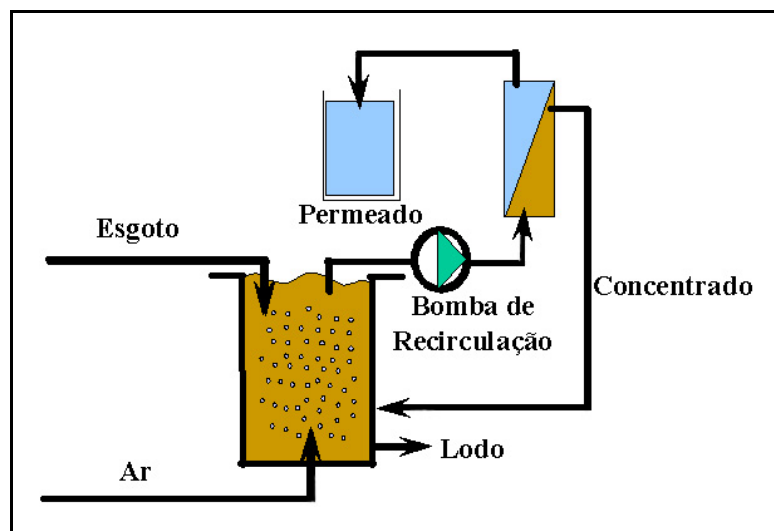


Figura IV.2 – Módulo de Membranas Externo ao Tanque de Aeração.

O módulo externo ao reator é operado em fluxo cruzado, ou seja, a solução ou suspensão escoam paralelamente a superfície da membrana, enquanto o permeado é transportado transversalmente a mesma. A velocidade tangencial no módulo promove a turbulência próxima à membrana necessária para arrastar as partículas sólidas que tenderiam a se depositar sobre a superfície da membrana. Nesta configuração, o permeado é recuperado normalmente por diferença de pressão positiva gerada pela vazão de circulação do lodo e por uma válvula reguladora de pressão. Pode-se também utilizar uma bomba de sucção conectada à tubulação de recolhimento do permeado, com o objetivo de aumentar o fluxo permeado.

Quando o módulo é submerso no tanque de aeração, a turbulência para minimizar o depósito de partículas na superfície da membrana é promovida pela aeração do sistema, que gera um efeito similar ao do fluxo cruzado. O permeado é obtido por uma

diferença de pressão provocada pela coluna de líquido no interior do reator e/ou aplicando-se vácuo no lado do permeado. O permeado pode ser recuperado também por pressurização do biorreator.

Cada configuração possui suas vantagens e desvantagens. O MBR com módulo externo tem maior flexibilidade operacional, apresentando, em geral, maiores fluxos que a configuração com módulo submerso. Porém, esta configuração apresenta custo energético elevado. Segundo GANDER e colaboradores (2000), a configuração com módulo externo ao biorreator (módulo tubular) gera um consumo de energia cerca de duas ordens de magnitude mais alto que o módulo submerso, devido à necessidade de elevadas velocidades tangenciais do lodo no módulo. CÔTÉ *et al.* (1998) mencionaram que MBR com módulo externo têm um consumo de energia de 2 a 10 kWh/m<sup>3</sup> de permeado produzido, dependendo do diâmetro interno dos canais utilizados (considerando módulos tubulares). Já os MBR com módulos submersos têm um consumo de energia de cerca de 0,2 a 0,4 kWh/m<sup>3</sup> de permeado produzido.

Na configuração com módulo submerso, se a concentração de sólidos suspensos for muito alta, a aeração pode não ser suficiente para promover adequadamente a turbulência necessária para minimizar a deposição de partículas sobre a membrana. A aeração nesta configuração costuma ser realizada nas regiões próximas aos módulos de membrana por bolhas grandes ou médias e, quando necessário, difusores de bolhas pequenas são acrescentados no restante do tanque.

Ressalta-se que o módulo de membranas submerso apresenta em geral fluxo permeado menor que o módulo externo devido à pressão transmembrana ser limitada nesta configuração e ao mecanismo de limpeza não ser tão eficiente. É mais fácil ocorrer a deposição de uma camada de espessura fina sobre a superfície da membrana (BAI & LEOW, 2002). Com isso, maior área de membrana costuma ser necessária, implicando no aumento dos custos para implantação da estação de tratamento de esgotos (ETE) e para troca dos módulos.

#### IV.2. Vantagens e Desvantagens Sobre o Processo de LAC

O processo de membranas acoplado ao tanque de aeração não somente elimina a necessidade do decantador secundário para separação sólido-líquido, como também funciona como uma unidade de tratamento avançado para a remoção de bactérias coliformes e sólidos suspensos, os quais não são removidos completamente pelo

processo de lodos ativados convencional (YOON *et al.*, 2004). Sejam quais forem as condições de operação, o efluente não apresenta problemas para separação sólido/líquido, pois toda a biomassa pode ser retida.

A completa retenção do lodo pelas membranas possibilita a manutenção de uma elevada concentração de sólidos suspensos no biorreator, o que leva a um aumento da idade do lodo e baixa relação alimento por microrganismo (A/M). Trabalha-se, portanto, com reduzida carga orgânica por unidade de biomassa. Nestas condições, prevalecem as características da fase de respiração endógena, em que as bactérias são forçadas a utilizar seu próprio protoplasma celular como fonte de substrato. A baixa relação A/M possibilita a redução do tempo de detenção hidráulica (TDH). Quanto menor a relação A/M, maior a eficiência de biodegradação e menor a produção de lodo. Elevadas concentrações de sólidos suspensos no tanque de aeração (SSTA) em geral não são possíveis no processo de lodos ativados convencional, pois, para manter a qualidade do efluente tratado, seria necessário maior área de decantação, o que aumentaria o custo de implantação da ETE e a área necessária para instalação do processo.

A elevada idade do lodo garante sua maior digestão nestes processos. CHOI *et al.* (2002) citam que a quantidade de lodo gerada é cerca de 50% menor que no processo de lodo ativado por aeração prolongada (LAAP). Segundo os autores, há uma diminuição da atividade do anabolismo, sendo a matéria orgânica usada principalmente para manutenção celular e não para formação de material celular.

Poucas pesquisas estão disponíveis sobre as características do lodo em excesso gerado no MBR. Sabe-se que o lodo é mantido em alta concentração (em geral acima de 10.000 mg/L) e a idade de lodo é elevada (normalmente mantida entre 30 - 60 dias), características de um processo de aeração prolongada. No processo de aeração prolongada, o lodo final é altamente mineralizado, sem odor, o que permite que o digestor anaeróbio seja suprimido e que o lodo em excesso seja simplesmente desidratado e disposto em aterro ou utilizado como adubo. Pesquisas para investigar melhor as características do lodo de MBR seriam bastante úteis, pois permitiriam verificar se estas se aproximam das características dos processos LAC ou LAAP.

Como grande parte dos usos da água, principalmente em grandes centros urbanos, destina-se a usos não potáveis (lavagens de pisos e equipamentos, descargas sanitárias, lavagens de ônibus e trens, na construção civil, irrigação de áreas verdes),

o efluente de MBR, além de atingir os padrões de lançamento de efluentes estabelecidos pelas legislações, pode servir de água de reúso. Mesmo com sobrecargas, a qualidade do efluente se encontra sempre dentro dos padrões pré-estabelecidos, sendo possível inclusive a desinfecção do efluente.

Uma das grandes vantagens dos MBR é a viabilização de sistemas compactos de tratamento de esgotos. Os módulos de membrana substituem os decantadores secundários, podendo substituir também os decantadores primários, ocupando uma área muito menor para tratar a mesma vazão. Uma vez que o reator é operado com concentrações de SSTA bem mais elevadas, mantendo-se a relação alimento por microrganismo fixa, o volume necessário para o tanque de aeração também pode ser diminuído, resultando numa redução significativa da área destinada à ETE e dos custos com obras civis. Em locais com áreas disponíveis reduzidas para a instalação do tratamento ou em que o terreno é muito valorizado, esta solução garante um tratamento eficiente e compacto.

Os picos de carga orgânica e as cargas com toxicidade se fazem sentir com mais amenidade, devido à elevada concentração de lodo mantida no tanque de aeração. Ainda, seja pela maior agitação, nos sistemas com módulo submerso, seja pela velocidade tangencial, nos sistemas com módulo externo, os flocos apresentam menores dimensões, de forma que a área superficial disponível em contato com a matéria orgânica é maior, possibilitando aos microrganismos metabolizar e adsorver maior carga orgânica.

Macromoléculas de lenta degradação têm maior chance de serem degradadas, devido à maior concentração de microrganismos especialistas, à diminuição do tamanho destas moléculas, devido à tensão cisalhante, e ao contato por mais tempo com a biomassa no tanque de aeração. A seleção dos microrganismos presentes no sistema não é dependente de sua habilidade em formar flocos e sedimentar.

O uso de membranas é uma ferramenta bastante útil para ampliar a capacidade de ETE. Os módulos de membranas podem ser submersos tanto em decantadores secundários, como em tanques de aeração de ETE já existentes. Desta forma, a estação pode ser operada com concentração de biomassa mais elevada, aumentando efetivamente sua capacidade de tratamento.

A estratégia de adição de módulos de membranas para melhorar a qualidade do efluente foi citada por BUISSON *et al.* (1998). Os autores propuseram que módulos de membrana fossem submersos no tanque de aeração, que o tanque de armazenamento de lodo da ETE original fosse usado como um reator anóxico para remoção de nitrogênio e que o decantador secundário original passasse a funcionar como tanque de armazenamento de lodo. Com esta configuração, a ETE modificada poderia atingir os novos padrões de lançamento de efluentes e suportar as condições de vazão de pico.

Como estes sistemas podem ser instalados em locais fechados, não há problemas de geração de odor, nem de poluição visual. Uma estação de tratamento de esgotos por MBR, instalada no Reino Unido, e um dos tanques de aeração desta ETE, com 22 módulos de membranas da empresa Kubota submersos, podem ser observados na Figura IV.3.



Figura IV.3 – Estação de tratamento de esgotos Swanage, no Reino Unido (CENTROPROJEKT DO BRASIL, 2004).

Para o tratamento de vazões acima da capacidade da estação, é possível modificar as condições de operação de forma a obter maior fluxo permeado ou pode-se manter módulos reserva, usando-os apenas nos momentos de pico de vazão. Quando a vazão de operação for menor que a de projeto, módulos podem ser bloqueados.

Esta tecnologia é considerada por muitos como complexa, cara, pouco testada e viável somente em pequenas estações. Porém, existem biorreatores com membranas em operação a cerca de oito anos, o que tem demonstrado a confiabilidade deste processo e sua fácil operação (CHURCHOUSE & WILDGOOSE, 1999). Os defeitos em membranas são bastante raros, podendo ser facilmente detectados durante a operação. Os sistemas são construídos de modo que, ao ser detectada alteração na

qualidade do permeado (podendo-se adotar como parâmetro básico para esta análise a cor ou a turbidez do permeado), o módulo danificado é bloqueado, de forma que o sistema possa continuar a operar com os outros módulos e, assim que realizada a manutenção no módulo com defeito (ou se necessário, este pode ser trocado), o módulo é desbloqueado, voltando a fazer parte do sistema em operação.

Embora MBR venham sendo bastante empregados, a queda no desempenho da membrana, devido à polarização de concentração e ao “fouling”, ainda é o maior obstáculo para difundir a aplicação desta tecnologia em escala comercial. Assim, muitas pesquisas ainda devem ser desenvolvidas para que seja possível compreender melhor o comportamento das membranas e minimizar os efeitos do “fouling”.

### IV.3. O Mercado de MBR

Smith e colaboradores foram os primeiros a descrever, em 1969, o uso de membranas de ultrafiltração substituindo os decantadores secundários no processo de tratamento de esgotos por lodos ativados. A primeira aplicação de reatores biológicos aeróbios associados a módulos de membrana em escala comercial ocorreu na América do Norte, no final dos anos 70, e depois no Japão, no início dos anos 80. Até meados dos anos 90, a tecnologia do tratamento de esgotos por processos biológicos aeróbios associados a membranas ainda não havia sido introduzida na Europa (STEPHENSON *et al.*, 2000). Porém, nos últimos anos houve uma grande evolução não só no número de estações que utilizam MBR, como também na capacidade destas estações (CHURCHOUSE & WILDGOOSE, 1999). Só a empresa Kubota, uma das principais neste ramo, possui mais de 1.200 ETE em operação ou em construção (dado de outubro de 2003, CENTROPROJEKT DO BRASIL, 2004).

MBR já são aplicados para o tratamento de vários tipos de efluentes, como esgotos domésticos, chorume, efluentes de cervejaria, de laticínios, da indústria farmacêutica e de navios.

Estes sistemas vêm sendo adotados também para o pré-tratamento de água do mar, sendo o permeado encaminhado para o processo de osmose inversa (OI). A melhor qualidade do efluente gerado pelo MBR resulta em fluxos mais elevados na osmose inversa e em intervalos maiores entre ciclos de limpeza química. VISVANATHAN *et al.* (2002) desenvolveram um estudo para avaliar, entre algumas alternativas, o pré-tratamento mais adequado para eliminar o problema do “biofouling” em processos de

osmose inversa visando o tratamento de água do mar e concluíram que o MBR foi o sistema mais adequado. O pré-tratamento por MBR resultou em um fluxo permeado no sistema de OI de aproximadamente 300% do valor obtido no mesmo sistema quando a água do mar não foi pré-tratada por MBR.

Os módulos de membrana vêm sendo usados não só para substituir a função dos decantadores, como também dos difusores. Por exemplo, módulos submersos no tanque de aeração podem ser operados com a seguinte função: enquanto o permeado é extraído por um módulo, o outro é alimentado com ar comprimido para a realização de retrolavagem. Desta forma, não só a eficiência de transferência de oxigênio é elevada, como também é realizada uma limpeza freqüente da membrana.

Como os custos das membranas são praticamente proporcionais à capacidade volumétrica da estação, a redução nos custos com aumento da escala é menor proporcionalmente que para estações convencionais de tratamento, cujos custos são principalmente gerados pelas grandes construções civis. Assim, processos convencionais apresentam, em geral, custo menor para instalação de grandes estações de tratamento. Porém, se padrões mais restritivos precisarem ser atingidos ou se a área para a construção da ETE é restrita, MBR são uma solução efetiva, sendo considerados para estações de tratamento com capacidade acima de 50.000 m<sup>3</sup>/d (2.083 m<sup>3</sup>/h).

No caso da aplicação de MBR em locais ainda sem sistema de coleta e tratamento de esgotos, sua instalação pode ser vantajosa se for aproveitado o menor custo de instalação desta tecnologia para ETE de pequena capacidade, instalando estes sistemas de forma descentralizada, minimizando também os investimentos elevados em rede coletora.

DAVIES *et al.* (1998) avaliaram os custos de implantação e operação (num horizonte de 25 anos) para estações de tratamento de esgotos com tratamento por LAC e MBR (com módulo submerso). A análise foi realizada para ETE com vazões máximas de 58 m<sup>3</sup>/h (vazão média de 27 m<sup>3</sup>/h, população equivalente = 2.350) e 938 m<sup>3</sup>/h (vazão média de 438 m<sup>3</sup>/h, população equivalente = 37.500). Não foram incluídos nos custos: prédios, estradas de acesso, cercas, bombas de transferência, estações elevatórias, tanques de armazenamento, disposição do lodo e telemetria. Taxas de licenciamento e seguro também não estão incluídos. Os custos com decantador primário para a ETE

de menor capacidade com LAC não foram considerados na análise de custos. Foi considerada a troca de módulos a cada sete anos.

Os autores concluíram que o custo da estação com tratamento por LAC é 1,6 vezes maior que o custo para a ETE com MBR, para uma capacidade de tratamento máxima de 58 m<sup>3</sup>/h. Porém, para a ETE com capacidade máxima de 938 m<sup>3</sup>/h, o custo da ETE com LAC equivale a 0,54 vezes o custo da estação com MBR.

Para os autores, estações com biorreatores com membranas são economicamente competitivas com estações de lodos ativados convencional para capacidade de tratamento de até 500 m<sup>3</sup>/h. Os autores ressaltam porém que, como os custos das membranas vêm reduzindo, esta tecnologia deverá, no futuro, se tornar mais competitiva para ETE de maior capacidade.

As empresas de maior expressão no mercado de MBR são a Zenon Environmental Inc. e a Kubota. Porém, há outras empresas, como a Wehrle Werk A. G., Orelis & Mutsui Chemicals, Degremont, US Filter, entre outras.

#### IV.3.1. Empresa Kubota

A empresa Kubota utiliza módulos de membrana submersos no tanque de aeração (Figuras IV.4 e IV.5). A maior estação construída pela empresa tem uma capacidade de 13.000 m<sup>3</sup>/d (542 m<sup>3</sup>/h). A estação é composta por seis tanques de aeração. O controle da vazão é realizado admitindo a variação do nível do tanque de acordo com a vazão afluente.

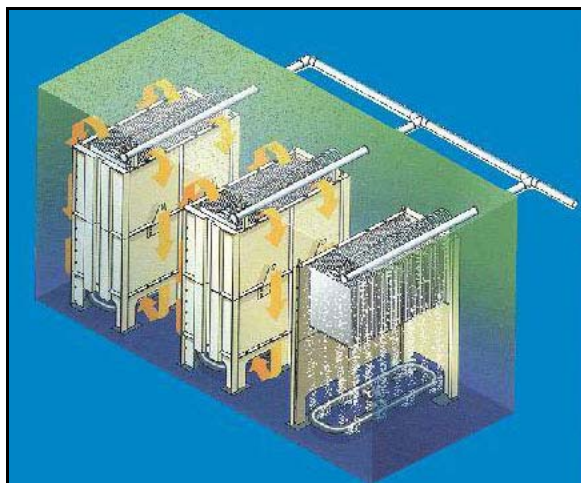


Figura IV.4 – Ilustração do MBR da Kubota (KUBOTA, 2002).

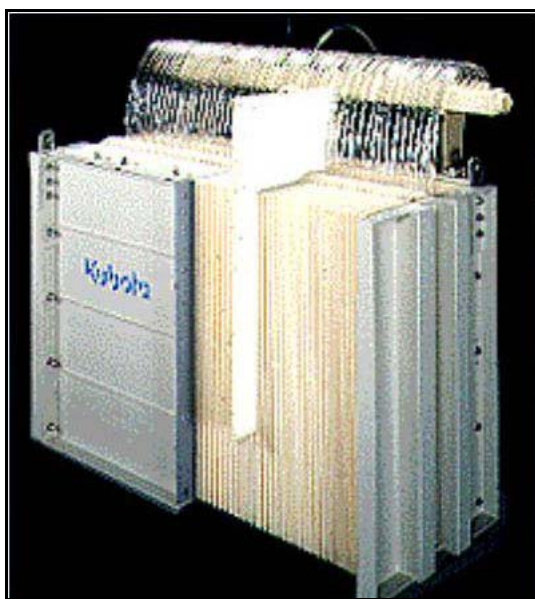


Figura IV.5 – Módulo de membranas da Kubota (CENTROPROJEKT DO BRASIL, 2004).

Geralmente é mantida uma concentração de 15.000 a 20.000 mg/L de SSTA. A aeração por difusores gera uma velocidade sobre a superfície da membrana de cerca de 0,5 m/s. As membranas são planas com poro nominal de 0,4  $\mu\text{m}$ . O fluxo permeado é gerado principalmente pela pressão da própria coluna de líquido do tanque de aeração. Esta pressão apresenta valor típico de 1,0 - 1,5m (0,10 a 0,15 bar). O pré-tratamento, em geral, consiste de uma grade de 2 - 3 mm e caixa de areia para remoção do material arenoso.

A estação Porlock (localizada no Reino Unido) tem capacidade para o tratamento de 1.900 m<sup>3</sup>/d (79 m<sup>3</sup>/h) e é composta por quatro tanques de aeração. O efluente tratado apresenta normalmente uma DBO menor que 5,0 mg/L, sendo sua qualidade praticamente constante. A remoção de vírus fica em torno de 4 log, tanto para enterovírus como para colifágos, e a turbidez apresenta valor médio de 0,3 NTU (unidade nefelométrica de turbidez). A produção de lodo é de cerca de 0,38 - 0,50 kg/kg de DBO removida (CHURCHOUSE & WILDGOOSE, 1999).

#### IV.3.2. Empresa Zenon Environmental Inc.

A empresa Zenon tem mais de 100 MBR instalados pela Europa, Estados Unidos e Oriente Médio. As membranas usadas pela Zenon são do tipo fibra oca e podem ser operadas em contato com soluções na faixa de pH de 2,0 a 12,0. As membranas

foram patenteadas com o nome ZeeWeed e o processo de MBR submerso de ZenoGem (Figura IV.6). As fibras ZeeWeed possuem tamanho de poro nominal de 0,1  $\mu\text{m}$  e o fluxo permeado é obtido no sentido da superfície externa para o lúmen da fibra. A pressão transmembrana é obtida por uma combinação da pressão gerada pela coluna de líquido no biorreator e por uma pressão negativa no lado do permeado promovida por bombas centrífugas convencionais.

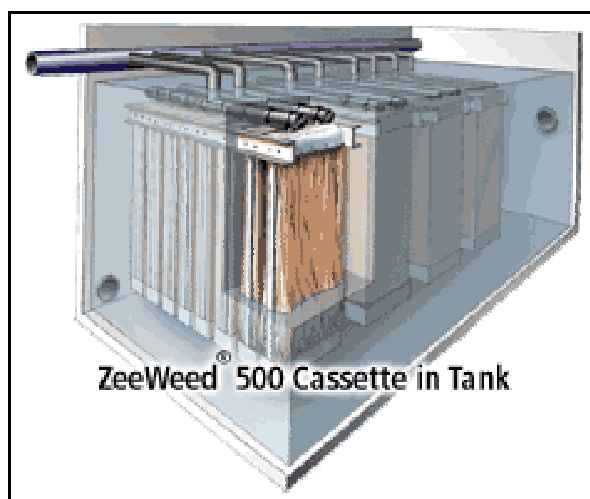


Figura IV.6 – Ilustração do MBR da Zenon (ZENON ENVIRONMENTAL INC., 2004).

Os módulos são conectados formando um “cassette” (Figura IV.7), que representa a menor unidade do sistema de filtração. Configurações dos “cassettes” estão disponíveis variando de 1 a 36 módulos. Vários “cassetes” podem ser operados em paralelo, sendo o permeado succionado por uma única bomba.

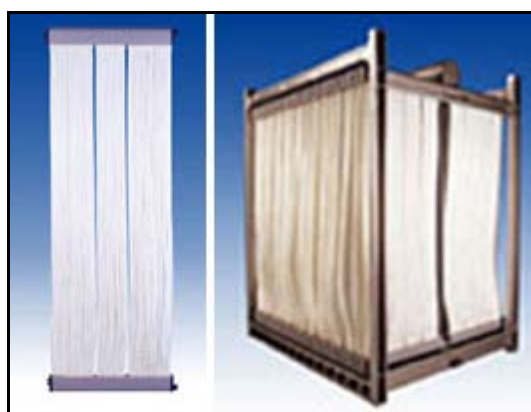


Figura IV.7 – Módulo e “Cassette” ZeeWeed® 500 (ZENON ENVIRONMENTAL INC., 2004).

A maioria das ETE é projetada para suportar picos de carga de duas vezes a capacidade média através do aumento da pressão transmembrana. Tanques de equalização são usados quando o pico de carga excede duas vezes a capacidade média da estação.

A empresa também trabalha apenas com o fornecimento de membranas. Por exemplo, a empresa Vivendi Water comercializa o processo patenteado com o nome BIOSEP<sup>®</sup>, que consiste num MBR cujas membranas são fornecidas pela Zenon Environmental Inc.

#### IV.3.3. Empresa Wehrle Werk A. G.

A empresa Wehrle Werk A. G. também possui inúmeros MBR instalados. A empresa patenteou seu sistema com o nome de Biomembrat. O Biomembrat consiste em um biorreator aeróbio com módulo de membranas externo, operado em fluxo cruzado. As membranas são tubulares, em geral de polisulfona. Pressões de até 3,0 bar são adotadas. A velocidade tangencial no módulo costuma variar de 2,5 a 4,5 m/s e o fluxo permeado de 50 a 250 L/m<sup>2</sup>.h. A empresa adota uma frequência de limpeza química de uma a duas vezes por ano e a vida útil dos módulos de membrana varia de 4 a 8 anos. A concentração de SSTA é mantida entre 20.000 e 30.000 mg/L.

Este sistema é geralmente utilizado para o tratamento de chorume, com capacidade típica de 100 a 600 m<sup>3</sup>/d (4,2 a 25,0 m<sup>3</sup>/h), sendo usado também para o tratamento de efluentes de indústrias químicas e alimentícias, com capacidade típica de até 2.500 m<sup>3</sup>/d (104,2 m<sup>3</sup>/h). Efluentes com concentrações de DQO de até 100.000 mg/L podem ser tratados. Dependendo da facilidade de biodegradação do efluente, o TDH varia de 8 a 24 h, sendo adotado 24 h para efluentes industriais de difícil degradação.

A empresa desenvolveu o processo Biomembrat-Loop<sup>®</sup> (Figura IV.8), que apresenta um baixo consumo energético. O módulo de membranas de ultrafiltração é posicionado na vertical, sendo fornecido constantemente ar. Neste processo, a bomba de recirculação só é usada nos períodos de pico de carga volumétrica para aumentar o valor do fluxo permeado. Na operação normal do sistema de membranas (apenas com o fornecimento de ar para gerar turbulência no módulo), com baixa velocidade tangencial e baixo consumo energético, fluxos de 20 a 40 L/m<sup>2</sup>.h são obtidos. O permeado é recuperado por pressão negativa menor que 0,5 bar.

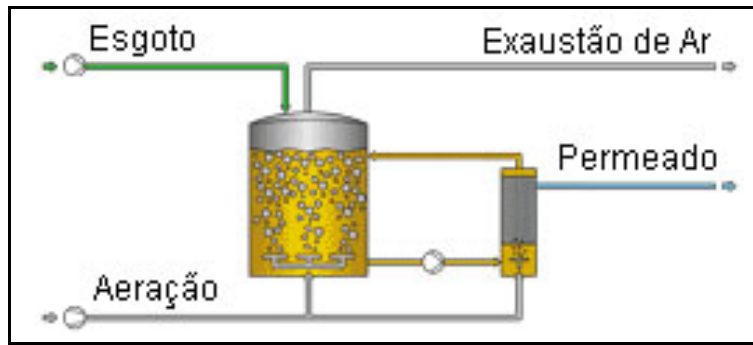


Figura IV.8 – Processo Biomembrat-Loop® (WEHRLE WERK A. G., 2004).

Relações A/M de 0,09 kgDBO<sub>5</sub>/kgSSTA.d, cargas volumétricas de 1,8 kgDBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>.d e idades de lodo de 120 dias podem ser adotadas para minimizar a geração de lodo, obtendo-se  $Y_{obs}$  de 0,09 kgSSTA/kgDBO<sub>5</sub>. Assim como relações A/M de 0,5 kgDBO<sub>5</sub>/kgSSTA.d, cargas volumétricas de 10 kgDBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>.d e idades de lodo de 5 dias podem ser adotadas visando minimizar o espaço requerido para instalação do processo.

#### IV.4. Parâmetros que Afetam o Desempenho das Membranas em MBR

Existem diversas variáveis que afetam o desempenho da membrana, como a pressão transmembrana, a velocidade tangencial do lodo ativado no módulo de membranas, a inserção de ar juntamente com a corrente de alimentação do módulo, a concentração de sólidos suspensos no tanque de aeração, a frequência e a pressão de retrolavagem, as técnicas de limpeza química, entre outros fatores. Este item da revisão bibliográfica é dedicado a uma visão geral sobre a influência de cada parâmetro no valor do fluxo permeado.

##### IV.4.1. Influência da Pressão Transmembrana (TMP)

Para pressões relativamente baixas, o fluxo permeado aumenta com o aumento da pressão. Porém, à medida que se aumenta a pressão de operação, o fluxo permeado tende a um patamar, pois o aumento da pressão provoca também o aumento da polarização de concentração, tendendo a diminuir o fluxo permeado.

GÜNDER & KRAUTH (1998) lembram que pressões mais elevadas não levam obrigatoriamente a fluxos mais elevados, e ainda podem levar à formação de uma camada de torta irreversível. Os autores ressaltam que, quanto maior a TMP, mais rápido também as partículas se depositam sobre a superfície da membrana. A

operação sob pressões mais brandas faz com que a filtração ocorra sob condições mais estáveis, sendo menor a alteração do valor da permeabilidade da membrana com o tempo.

Para operação por períodos longos com TMP elevada, apesar de na partida da operação o fluxo ser maior, o fluxo tende a cair mais rapidamente, podendo atingir valores até menores que os valores de fluxo em estado estacionário de sistemas operados sob pressões menores.

#### IV.4.2. Influência da Velocidade Tangencial (Módulo Externo)

Em geral, quanto maior a velocidade tangencial do lodo no módulo, maior o fluxo permeado. O aumento da velocidade tangencial aumenta o carreamento de partículas que se depositam sobre a superfície da membrana.

Um parâmetro relacionado à velocidade tangencial e bastante utilizado para avaliar a condição hidrodinâmica do escoamento é o Número de Reynolds (Re), que pode ser calculado pela equação IV.1:

$$Re = \frac{\rho \cdot v_{mód} \cdot d_u}{\eta} = \frac{\rho \cdot Q_{mód} \cdot 4}{\eta \cdot \pi \cdot d_u} \quad (\text{equação IV.1})$$

Onde:

$\rho$  = densidade do lodo (adotada como 1.000 kg/m<sup>3</sup>);

$v_{mód}$  = velocidade tangencial do lodo no módulo = vazão de circulação pela área transversal útil do módulo (m/s);

$d_u$  = diâmetro útil do tubo (cm);

$\eta$  = viscosidade dinâmica do lodo, em torno de 1,3 - 1,8 mPa.s (TARDIEU *et al.*, 1999);

$Q_{mód}$  = vazão de circulação pelo módulo (L/h).

Para Re acima de 2.000, o escoamento pode ser considerado turbulento e para Re abaixo de 2.000, o escoamento é considerado laminar. Em geral, quanto maior o número de Reynolds, melhor o desempenho da membrana.

TARDIEU *et al.* (1998), avaliando módulos de membrana tubular externos ao tanque de aeração, observaram que, para baixas velocidades tangenciais (0,5 m/s;  $Re \cong$

1.200), as partículas floculadas se acumularam rapidamente sobre a membrana, formando uma torta, que provocou um elevado aumento da resistência à permeação. Entretanto, para velocidade tangencial da ordem de 4 m/s e  $Re \cong 9.000$ , conseguiu-se prevenir a formação da torta. É interessante ressaltar que em módulos tubulares o diâmetro útil do módulo para circulação da solução é significativamente maior que em módulos de fibra oca. Desta forma, se faz necessário recircular uma vazão consideravelmente maior para garantir velocidade e Reynolds elevados, sendo maior o consumo energético. Lembra-se também que, como o risco de entupimento dos canais de alimentação neste tipo de módulo é maior, sua limpeza deve ser realizada com mais frequência.

Em outro estudo realizado por TARDIEU e colaboradores (1996), citado por DEFRENCE *et al.* (2000), foi avaliado um MBR para o tratamento de esgotos com membranas cerâmicas e os autores observaram que, a uma velocidade de 3 m/s e TMP de 1,0 bar, somente 10 % da superfície da membrana foi coberta pela biomassa (análise realizada através de pedaços de membrana cortados após os ensaios de filtração). Porém, quando a velocidade foi reduzida para 0,5 m/s, o “fouling” ocorreu rapidamente e uma torta espessa de 50 – 80  $\mu\text{m}$  se depositou sobre a membrana.

Salienta-se entretanto que para escolha do valor da velocidade tangencial deve ser feita uma análise de custos, visto que a mesma contribui para a obtenção de um fluxo permeado mais elevado, permitindo reduzir a área necessária de membrana para filtrar uma determinada vazão afluente, mas também aumenta o consumo de energia.

Uma alternativa para que fluxos mais elevados sejam obtidos, sem a necessidade de aumentar a velocidade tangencial de líquido, é a injeção de ar na tubulação de alimentação do módulo de membranas. O ar ajuda a promover a turbulência no módulo e, como é transferido para o tanque de aeração, contribui para suprir as necessidades de oxigênio dissolvido no reator. Também contribuem para a minimização dos efeitos do “fouling” técnicas como a oscilação da vazão de alimentação do módulo (e por conseguinte da velocidade tangencial) e a variação cíclica da pressão de alimentação (XING *et al.*, 2002).

#### IV.4.3. Influência da Aeração

A turbulência promovida pela aeração gera uma velocidade tangencial sobre a membrana, resultando numa maior eficiência na remoção da torta que se deposita

sobre a mesma. Porém, deve-se ter cuidado com vazões de ar muito elevadas, principalmente nos módulos submersos com membranas tipo fibra oca, a fim de evitar o rompimento das fibras.

#### IV.4.4. Influência da Concentração de Sólidos

Sólidos dissolvidos (menores que 0,001  $\mu\text{m}$ ), coloidais (0,001 a 1,0  $\mu\text{m}$ ) e em suspensão (maiores que 1,0  $\mu\text{m}$ ) estão presentes no reator biológico e afetam de forma diferente o comportamento da membrana. Vários autores têm procurado investigar melhor a influência destas substâncias (WISNIEWSKI & GRASMICK, 1998; DEFRANCE *et al.*, 2000).

Em princípio, mantidos constantes os outros parâmetros, o aumento da concentração de SSTA leva à diminuição do fluxo permeado. No entanto, esse efeito pode ser minimizado à medida que as condições hidrodinâmicas são melhoradas, aumentando a turbulência sobre a membrana. ROSENBERGER & KRAUME (2002) observaram que, para uma concentração de SSTA variando de 2.000 a 24.000 mg/L, a influência da variação da concentração na filtrabilidade do lodo foi muito pequena.

VISVANATHAN e colaboradores (2000) ressaltam que concentrações de SSTA acima de 40.000 – 50.000 mg/L devem ser evitadas, pois, quando a concentração de lodo atinge um certo limite, o fluxo decai rapidamente devido a um aumento da viscosidade do lodo do tanque de aeração.

Assim, uma faixa adequada de concentração de SSTA pode ser definida entre 15.000 e 30.000 mg/L. Todavia, lembra-se que, para módulos submersos, concentrações de SSTA elevadas podem dificultar a promoção da turbulência responsável por evitar a deposição de partículas sobre a superfície da membrana.

Apesar da deposição de sólidos suspensos sobre a superfície da membrana, formando uma torta, ser o fator que mais afeta o fluxo em um MBR operado para o tratamento de esgotos, a espessura dessa torta pode ser minimizada melhorando-se as condições hidrodinâmicas. Já as partículas coloidais e solúveis contribuem para o bloqueamento total ou parcial dos poros, podendo afetar o desempenho da membrana de modo irreversível.

É importante, portanto, otimizar a tensão cisalhante sobre a membrana, para que ela seja suficiente para prevenir a deposição da torta sobre a membrana, mas não cause um elevado aumento da concentração de solutos e pequenos colóides de tamanho comparável ou inferior ao do poro da membrana, a fim de minimizar os efeitos do “fouling” e a deterioração da qualidade do permeado. A velocidade tangencial no módulo, a agitação promovida no biorreator por sistemas de aeração e a inserção de ar junto com esgoto na linha de alimentação do módulo de membranas são as principais variáveis que promovem a tensão cisalhante responsável pela modificação da distribuição granulométrica das partículas.

Deve-se evitar o uso de bomba centrífuga para recirculação do lodo pelo sistema, pois, de acordo com VISVANATHAN *et al.* (2000), o uso deste tipo de bomba destrói a estrutura do lodo mais rápido que qualquer outro tipo de bomba, elevando a concentração de solutos e pequenos colóides.

Os flocos presentes em MBR costumam ser consideravelmente menores que os flocos de processos de LAC (Figura IV.9). Em um estudo, SMITH *et al.* (2003) concluíram que, para a idade do lodo de 30 dias, 90% das partículas presentes no MBR apresentavam diâmetro inferior a 199  $\mu\text{m}$ , enquanto que no processo de LAC, 90% apresentaram diâmetro inferior a 1.045  $\mu\text{m}$ .

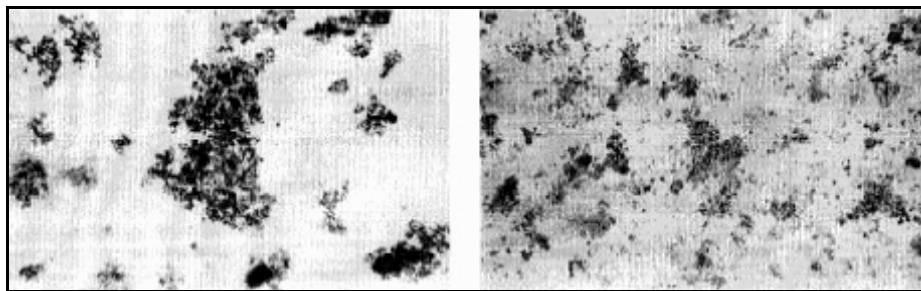


Figura IV.9 – Imagens do lodo ativado de um processo convencional de lodos ativados e de um MBR com módulo externo, respectivamente, com ampliação da mesma ordem de magnitude (CORNELISSEN *et al.*, 2002).

#### IV.4.5. Influência da Porosidade da Membrana

A porosidade da membrana é uma variável que muitas vezes não é mencionada, mas, logicamente, para um tamanho de poro fixo e capaz de garantir a qualidade desejada do permeado, membranas mais porosas são mais econômicas, pois garantem um fluxo permeado mais elevado.

#### IV.4.6. Influência da Retrolavagem

A retrolavagem ajuda principalmente a remover os sólidos que se depositam sobre a superfície da membrana, sendo a limpeza química a principal responsável pela remoção dos agentes causadores do “fouling”. De acordo com MORES *et al.* (2000), o fluxo com retrolavagem pode superar em até seis vezes o fluxo sem retrolavagem. Os autores mencionam ainda que, se a pressão de retrolavagem e/ou a frequência forem muito baixas, a membrana pode não ser limpa adequadamente. É necessário verificar antes sob qual faixa de pressão (no sentido inverso ao da filtração) a membrana pode ser operada.

BOUHABILA *et al.* (2001) avaliaram um MBR com membranas fibra oca (tamanho de poro de 0,1  $\mu\text{m}$ ) submersas no tanque de aeração. O estudo foi desenvolvido com uma concentração de SSTA de 27.000 mg/L e com uma vazão de ar de 1,8  $\text{m}^3/\text{h}$ . Os autores verificaram que com retrolavagem periódica (quinze segundos a cada cinco minutos), para um fluxo permeado de 20  $\text{L}/\text{m}^2.\text{h}$ , a resistência hidráulica foi reduzida em até dois terços do seu valor correspondente no sistema operado sem retrolavagem.

KOPSER *et al.* (2000) descreveram o procedimento de retrolavagem geralmente empregado pela empresa Zenon (MBR com módulo submerso, membranas fibra oca). A retrolavagem é realizada com permeado armazenado, no sentido do lúmen para a superfície externa das fibras por pressão positiva. A frequência é controlada por um controlador lógico programável e é tipicamente iniciada a cada trinta minutos com vinte segundos de duração. A corrente de retrolavagem pode ser dosada com uma concentração baixa (100 mg/L) de solução de hipoclorito de sódio para facilitar a remoção dos agentes causadores do “fouling”.

#### IV.4.7. Influência da Limpeza Química

DEFRANCE *et al.* (2000) investigaram um MBR com módulo externo e realizavam a limpeza das membranas ao término de cada um de seus testes através da retrofiltração com água pura, seguida de limpeza com recirculação de solução de cloro diluído a 5% (80 °C). Se a resistência da membrana ao fluxo não fosse recuperada, era processada uma segunda limpeza com ácido nítrico com pH 2,0.

Segundo KOPSER *et al.* (2000), a limpeza das membranas Zeeweed, patenteadas pela empresa Zenon, deve ser realizada a cada seis a doze meses. A empresa Kubota recomenda que a limpeza química de seus módulos seja realizada a cada seis meses.

XING *et al.* (2002) investigaram diferentes procedimentos para limpeza de membranas tubulares cerâmicas Kerasep™ X6 com sete canais de diâmetro de 4,5 mm cada e diâmetro de poro da membrana de 0,45 µm. O módulo foi acoplado externamente a biorreator usado para o tratamento de esgoto doméstico. O procedimento recomendado foi a limpeza com água, para remover partículas depositadas sobre a superfície da membrana, seguida por limpeza alcalina, com hipoclorito de sódio (NaClO), e por limpeza ácida, com ácido nítrico. Os autores fixaram a concentração de ácido nítrico em 1% (em peso). Na pesquisa foi concluído que o procedimento mais adequado seria a realização da limpeza a uma temperatura de 40 - 50 °C para uma concentração de 0,2% de NaClO (em peso) por 15 minutos, conduta que normalmente restaurava a permeabilidade da membrana em 50%. Uma limpeza ácida posterior, por 5 minutos, recuperava a permeabilidade em 90% do valor inicial.

#### IV.4.8. Influência da Hidrofilicidade ou Hidrofobicidade da Membrana

Membranas hidrofílicas, por apresentarem afinidade com a água, favorecem seu transporte. Por outro lado, se a membrana apresentar características excessivamente hidrofílicas, pode ocorrer o inchamento da mesma, colapsando seus poros.

Já as membranas hidrofóbicas apresentam em geral maior afinidade entre os solutos, células microbianas e o material da membrana, estando mais suscetíveis à ocorrência dos efeitos do “fouling”. GANDER *et al.* (2000) ponderaram que a membrana deve ser hidrofílica a fim de reduzir principalmente o “fouling” causado por proteínas e bactérias.

No mercado vêm sendo mais utilizadas as membranas preparadas a partir de polímeros hidrofóbicos com aditivos que conferem algum grau de hidrofilicidade à membrana.

#### IV.4.9. Influência da Densidade de Empacotamento

Elevadas densidades de empacotamento (área superficial de membrana por unidade de volume do módulo) levam à diminuição da área transversal útil do módulo, o que resulta em maiores velocidades de escoamento do lodo, mantendo-se a vazão de

recirculação fixa. Todavia, a perda de carga aumenta e a limpeza do módulo é dificultada, principalmente em módulos com membranas do tipo fibra oca. Densidades de empacotamento baixas tornam necessário aumentar a vazão de recirculação pelo módulo, para manter a velocidade tangencial, aumentando o consumo energético. Estes fatores devem ser avaliados a fim de garantir a limpeza eficiente do módulo e um custo energético mínimo.

#### IV.4.10. Comentários Gerais sobre Parâmetros Operacionais de MBR

XING *et al.* (2002) consideram que a permeabilidade padrão, para uma membrana operada num MBR visando o tratamento de esgotos domésticos, é normalmente entre 3 - 7% da permeabilidade de uma membrana nova.

De acordo com TARDIEU *et al.* (1998), fluxos da ordem de 10 a 200 L/m<sup>2</sup>.h podem ser obtidos para pressão transmembrana variando de 0,1 a 3,0 bar e velocidade tangencial no módulo de 0,4 a 7,0 m/s. Segundo os autores, essa variabilidade no valor do fluxo está diretamente relacionada à grande variação nas condições hidrodinâmicas de operação.

MBR têm sido operados com idade de lodo de 5 a 200 dias e concentrações de SSTA variando de 10.000 a 50.000 mg/L, ou até mais, com o objetivo de minimizar a geração de lodo. Fluxos variando de 5 a 300 L/m<sup>2</sup>.h podem ser obtidos para pressões transmembranas de 0,1 bar a 5,0 bar e velocidades tangenciais de até 8,0 m/s. Para cada objetivo de implantação da estação de tratamento existe um conjunto ótimo de valores dos parâmetros operacionais. Idades mais elevadas de lodo combinadas a altas concentrações de SSTA e baixas relações de alimento por microrganismo podem levar à diminuição do fluxo permeado, porém resultam em menor produção do lodo que precisará ser disposto no meio ambiente, e minimizam os custos com tratamento e disposição do lodo.

A produção de lodo é inversamente proporcional ao TDH, para uma concentração de SSTA mantida fixa. Assim, não se pode atingir o menor TDH e a mínima produção de lodo simultaneamente. Portanto, quando a produção de lodo é minimizada, os custos com aeração são maximizados e vice-versa. Existe um ponto ótimo em que o custo operacional total é minimizado.

O conjunto ótimo dos valores dos parâmetros operacionais não é necessariamente aquele que resulta em maior fluxo. Este conjunto de valores deve ser obtido a partir de uma análise de custos que considere os custos de implantação, operação e manutenção.

Os valores usuais de alguns parâmetros dos processos lodos ativados convencional (LAC), lodos ativados por aeração prolongada (LAAP) e biorreatores com membranas (MBR) podem ser observados na Tabela IV.1 abaixo.  $\mu_{\text{máx}}$  representa a taxa de crescimento específico máxima,  $k_d$  o coeficiente de respiração endógena e  $Y_{\text{obs}}$  o coeficiente de produção Y corrigido pela fase de auto-oxidação.

Tabela IV.1 – Valores de alguns parâmetros para os processos LAC, LAAP e MBR.

Parâmetro	LAC	LAAP	MBR
A/M (kgDBO <sub>5</sub> /kgSSVTA.d)	0,20 a 0,50	0,05 a 0,15	0,05 a 0,15
SSTA (mg/L)	1.500 a 4.000	3.000 a 6.000	15.000 a 25.000
TDH (h)	4 a 8	16 a 36	2 a 12
Carga volumétrica (kgDBO <sub>5</sub> /m <sup>3</sup> TA.d)	0,30 a 0,60	0,05 a 0,40	0,10 a 1,50
Qrec/Qaf1 (%)	25 a 50	100 a 300	-
Idade do lodo (d)	4 a 15	20 a 30	30 a 60
$\mu_{\text{máx}}$ (d <sup>-1</sup> )	5,0 a 13,0	-	4,0 a 5,0
$K_d$ (d <sup>-1</sup> )	0,20 a 0,85	-	0,55 a 1,05
$Y_{\text{obs}}$ (kgSSV/kgDQO)	0,10 a 0,55	-	0,05 a 0,20
Diâmetro médio dos flocos no TA ( $\mu\text{m}$ )	20,0	-	3,5
Remoção de DQO (%)	85 a 90	90 a 95	90 a 98
Remoção de DBO <sub>5</sub> (%)	85 a 95	90 a 95	>97
Remoção de SS (%)	85 a 95	85 a 95	>99
Remoção de CF (%)	60 a 90	70 a 95	99,999 a 99,99999
Turbidez (NTU)	10 a 40	-	0,25 a 0,45

Fontes: JORDÃO & PESSÓA (1995), VON SPERLING (2002), GANDER *et al.* (2000), SCHNEIDER & TSUTIYA (2001), STEPHENSON *et al.* (2000), KOPSER *et al.* (2000), SMITH *et al.* (2003).

$\mu_{\text{máx}}$  está relacionada ao crescimento bruto da biomassa. No MBR, a etapa de respiração endógena está presente mais expressivamente, devido à baixa relação A/M, levando a valores maiores de  $k_d$  e menores de  $\mu_{\text{máx}}$ . O crescimento bacteriano é função da disponibilidade de substrato no meio, que no processo de MBR é menor. O valor de  $Y_{\text{obs}}$  comprova a menor geração de lodo no MBR. STEPHENSON *et al.* (2000) citam que  $Y_{\text{obs}}$  pode variar de 0,02 kg/kgDQO para ETE industriais a 0,4 kg/kgDQO para estações de tratamento de esgotos domésticos. Este valor depende do TDH, SSTA, idade do lodo e da adição de coagulantes para a remoção de fósforo.

Em geral o permeado obtido de MBR atende facilmente aos padrões estabelecidos para água de reúso não potável, entretanto costuma-se recomendar que seja reutilizado apenas o efluente gerado do tratamento de esgotos de origem essencialmente doméstica ou com características similares. Na NBR 13.969 (ABNT, 1997) são estabelecidos padrões de qualidade para que o esgoto tratado possa ser reutilizado para diversos fins. Para uso em descarga de vasos sanitários, por exemplo, são recomendados: turbidez inferior a 10 uT e número mais provável (NMP) de coliformes fecais (CF) inferior a 500/100mL. Para lavagem de carros e outros usos que requerem o contato direto do usuário com a água, com possível aspiração de aerossóis pelo operador, são recomendados: turbidez inferior a 5 uT, CF inferior a 200 NMP/100mL, sólidos dissolvidos totais inferior a 200 mg/L, pH entre 6,0 e 8,0 e cloro residual entre 0,5 e 1,5 mg/L.

Na verdade, muitas vezes a camada que se deposita sobre a membrana ajuda a aumentar a eficiência na retenção dos compostos. Como por exemplo, a empresa Kubota fabrica uma membrana de 0,4  $\mu\text{m}$  de tamanho de poro nominal, mas considera que o tamanho de poro efetivo é de cerca de 0,01  $\mu\text{m}$  (KUBOTA, 2002), devido ao aumento da seletividade causado pela deposição dessa camada sobre a superfície da membrana. AHN e colaboradores (1998) testaram membranas cerâmicas de ultrafiltração (15kDa, 300kDa) e microfiltração (0,1 $\mu\text{m}$ ), com o módulo de membranas externo ao reator. Os autores concluíram que a membrana com maior tamanho de poro (0,1  $\mu\text{m}$ ) apresentou fluxo mais elevado, sem prejudicar a qualidade do permeado obtido.

CHIEMCHAI SRI *et al.* (1992) avaliaram um MBR com módulo submerso. Foram usados módulos de membranas de fibra oca de polietileno com tamanho de poro de 0,03 e 0,1  $\mu\text{m}$ . Os resultados mostraram que em ambos os módulos a concentração

de vírus no permeado foi similar. Foi observada uma eficiência na remoção de vírus (tamanho do vírus = 0,025  $\mu\text{m}$ ) de 4 - 6 log.

Ressalta-se que fluxos significativamente diferentes podem ser obtidos para um mesmo conjunto de valores operacionais momentaneamente estabelecidos. O valor do fluxo praticamente estável atingido na operação em modo contínuo não é apenas função das condições operacionais instantâneas, ele é função também das condições impostas ao longo da operação do sistema.

#### IV.5. Biorreator com Membrana com Módulo Submerso no Tanque de Aeração

Nesta configuração, o permeado é, em geral, obtido por uma diferença de pressão gerada pelo vácuo aplicado no lado do permeado. Para o melhor desempenho destes módulos deve ser promovida uma turbulência pelo sistema de aeração suficiente para minimizar o depósito de partículas na superfície da membrana.

GÜNDER & KRAUTH (1998) comparam o desempenho de dois MBR recebendo o mesmo efluente para tratamento: um com membranas do tipo fibra oca da empresa Zenon, submersas no tanque de aeração, e o outro com membranas planas da empresa Kubota, submersas no reator. O módulo da empresa Kubota é do tipo placa e quadro e foi operado com retirada de permeado por sucção durante 8 minutos e pausa na pressão de sucção por 2 minutos. O módulo da empresa Zenon foi operado com retrolavagem periódica: 3 a 5 minutos de sucção seguidos de 20 segundos de retrolavagem.

Os sistemas foram operados por 130 dias, onde os 30 primeiros foram considerados como o período necessário para aclimação do lodo ativado. O efluente tratado foi esgoto doméstico após decantação primária. Foi utilizada ainda uma grade de 3 mm de espaçamento entre barras. As características de cada sistema se encontram na Tabela IV.2.

Tabela IV.2 – Parâmetros dos MBR avaliados por GÜNDER &amp; KRAUTH (1998).

Parâmetro	MBR da Kubota	MBR da Zenon
Tamanho do poro ( $\mu\text{m}$ )	0,4	0,2
Área superficial de membrana ( $\text{m}^2$ )	80,0	83,4
Volume da zona anóxica e aeróbia ( $\text{m}^3$ )	9,0	6,9
Aeração máxima ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	Bolhas grossas = 80	Bolhas grossas = 78 Bolhas finas = 60
TDH (h)	6	5
Temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ )	16 - 20	16 - 22
SSTA ( $\text{mg/L}$ )	12.000 – 16.000	12.000 – 18.000
Idade do lodo (d)	20 - 25	15 - 20

Não houve diferença na qualidade do permeado obtido por ambos os MBR. A DQO afluente variou entre 200 - 300 mg/L e a DQO do permeado, em ambos os sistemas, se manteve inferior a 20 mg/L. Os sólidos suspensos foram completamente removidos. As análises de coliformes fecais, *Streptococcus* e *Salmonella* indicaram ausência de contaminação ou valor de contaminação abaixo do limite detectável. Fluxos estáveis de 18 L/m<sup>2</sup>.h foram obtidos. O fluxo máximo durante os picos de carga foi de 30 L/m<sup>2</sup>.h, para o sistema da Kubota, e de 24 L/m<sup>2</sup>.h, para o sistema da Zenon.

SHIM *et al.* (2002) avaliaram o desempenho de um MBR com módulo de membrana submerso para o tratamento de um efluente sintético de concentração elevada. O reator biológico era do tipo “air-lift”, que consiste em um reator com coluna líquida dividida em zonas distintas, sendo que em apenas uma delas é introduzido ar. As diferentes retenções de gás nas zonas aeradas e não-aeradas resultam em diferentes densidades nestas regiões, promovendo, desta maneira, a circulação do fluido no reator. Os reatores do tipo “air-lift” são reatores em que a biomassa se desenvolve em suspensão e fixa em suporte (placas verticais defletoras).

O ar foi fornecido através do difusor abaixo do módulo de membrana. Foi usado um módulo com membranas planas de microfiltração de policloroetileno, com tamanho do poro de 0,4  $\mu\text{m}$  (Yuasa Co., Japão). A área total de filtração foi de 0,1 m<sup>2</sup>.

Um fluxo de permeado ( $J_p$ ) de 12-16 L/m<sup>2</sup>.h foi mantido. Quando ocorreu o fenômeno de intumescimento do lodo, durante a operação normal, um aumento considerável da pressão de sucção foi necessário para manter o fluxo, formando-se uma camada

espessa sobre a superfície da membrana. Operando com tempo da retenção hidráulica de 12 - 16 horas, concentração de lodo no biorreator de 8.000 - 16.000 mg/L, DQO afluente variando de 900 a 1.600 mg/L e concentração de nitrogênio total na alimentação de 50 - 600 mg/L, a eficiência na remoção de DQO se manteve acima de 98% e a eficiência da nitrificação acima de 95%.

Na Tabela IV.3 podem ser observadas características e condições operacionais de MBR com o módulo submerso no tanque de aeração.

Tabela IV.3 – Características e valores de parâmetros operacionais de MBR com módulo submerso.

<b>MBR</b>	<b>ZENON</b>	<b>KUBOTA</b>	<b>SUN <i>et al.</i> (2002)</b>	<b>UEDA &amp; HATA (1999)</b>
Efluente	Doméstico	Doméstico	Sintético	Doméstico
SSTA (mg/L)	12.000 a 20.000	15.000 a 20.000	4.400	13.000
Idade do lodo (d)	15 a 20	30 a 60	200	72
TDH (h)	4	5 a 6	72	13
Membrana	Polimérica hidrofílica	Polietileno	Cerâmica	Polietileno
Tipo de membrana	Fibra oca	Plana	Tubular	Plana
Tamanho de poro ( $\mu\text{m}$ )	0,1	0,4	0,2	0,4
TMP (bar)	0,1 – 0,5	0,10 a 0,15	<0,3	<0,17
$J_p$ (L/m <sup>2</sup> .h)	30 - 70	20 a 25	15 a 40	20
Oxigênio Dissolvido (mg/L)	-	-	>4,0	4,3
DQO afluente (mg/L)	200 a 300	300 a 600	2.400	-
DQO efluente (mg/L)	<20	<80	175	-
DBO <sub>5</sub> efluente (mg/L)	<2	<8		<2
Remoção de SS (%)	>99%	>99,5	>99	$\cong$ 100
Remoção de CF (%)	>99,99999%	>99,9998	-	99,9999
Turbidez (NTU <sup>a</sup> )	<0,10	0,07 a 1,50	-	-

<sup>a</sup> NTU = Unidade nefelométrica de turbidez.

#### IV.6. Biorreator com Membrana com Módulo Externo ao Tanque de Aeração

Nesta configuração, o módulo é acoplado externamente ao reator e o lodo ativado é circulado no sistema e retornado para o tanque de aeração através de uma bomba. O

módulo é operado em fluxo cruzado e a otimização de sua operação, através da combinação de fatores como a pressão transmembrana, gerada pela recirculação de esgoto e pela válvula reguladora de pressão, velocidade tangencial no módulo, frequência e duração de retrolavagens, pulsos de ar na corrente de alimentação, resulta em elevados valores de fluxo permeado em função do tempo. O consumo de energia elevado é compensado, em parte, pela redução da área de membrana necessária, comparando-se esta configuração à configuração com módulo submerso (THOMAS *et al.*, 2000).

Para melhorar o desempenho destes módulos, técnicas que induzem maior tensão cisalhante sobre a membrana vêm sendo estudadas, como a inserção de promotores de turbulência e alterações cíclicas no valor da vazão de recirculação e no valor da pressão transmembrana. Outra técnica que vem sendo estudada é a indução de tensão cisalhante através da recirculação de vazão composta por duas fases: líquido/sólido ou líquido/ar. Porém, de acordo com CUI *et al.* (2003), a introdução de sólidos com propriedades específicas para esta função pode danificar a membrana. Já as bolhas de ar, introduzidas com a corrente líquida, não danificam a membrana, desde que sejam empregadas vazões não muito elevadas.

O efeito da injeção de ar sobre a membrana depende do tipo de ejetor de ar, da vazão de gás, do diâmetro útil disponível para passagem do fluxo, do tamanho das bolhas e da natureza das espécies retidas pela membrana (micro-solutos, macro-solutos e partículas). Difusores de bolhas grandes, com o diâmetro das mesmas se aproximando do diâmetro do tubo, ou do canal para circulação de vazão, são provavelmente os mais adequados. As bolhas maiores ajudam a promover a mistura completa da corrente líquida, evitando que a mesma escoe na região próxima à membrana sem sofrer influência da turbulência gerada pelas bolhas. Entretanto, CUI *et al.* (2003) ressaltam que bolhas muito grandes podem impedir o contato da fase líquida com a membrana, ficando em contato com sua superfície apenas a torta depositada sobre a membrana e o ar.

CHOI *et al.* (2002) investigaram o desempenho de membranas de acetato de celulose (CA), polietersulfona sulfonada (SPES) e polietersulfona (PES) em um MBR usado para tratar esgoto sintético. As membranas têm praticamente o mesmo coeficiente de rejeição ao soluto polietileno glicol de 35.000 Da. (85%). É importante ressaltar que a membrana de CA apresentava uma resistência intrínseca cerca de três vezes maior que as outras membranas. As condições operacionais foram: 1,0 bar de pressão

transmembrana, velocidade tangencial de 1,2 m/s e SSTA de 4.000 mg/L. O ensaio foi realizado para condições normais de operação (relação alimento por microrganismo - A/M – de 0,65 kgDQO/kgSSTA.d, Índice Volumétrico de Lodo – IVL – de 113 mL/g) e para condições de intumescimento do lodo (A/M igual a 1,2 kgDQO/kgSSTA.d e IVL de 235 mL/g). Algumas conclusões importantes ressaltadas pelos autores são:

- Ao iniciar a operação, os flocos de biomassa foram quebrados pela tensão cisalhante causada pela bomba de alimentação do módulo, liberando polímeros extracelulares (EPS) para a solução, e acelerando a ação do “fouling” sobre a membrana. Alguns poros foram bloqueados e uma camada densa se formou na superfície da membrana. Após cerca de quatro horas a mudança no tamanho dos flocos passou a ser insignificante. Os flocos apresentaram então uma distribuição granulométrica estreita, com tamanho próximo a 2  $\mu\text{m}$ ;
- Nas condições de intumescimento do lodo, as bactérias filamentosas foram predominantes e verificou-se que elas produziram mais agentes causadores do “fouling”, como EPS, que as bactérias formadoras de floco;
- Embora as membranas hidrofóbicas (PES e SPES) tenham apresentado um maior declínio do fluxo permeado com o tempo, o fluxo inicial destas era maior que o da hidrofílica (CA). Como resultado, todas as membranas apresentaram um fluxo estável entre 29 e 36 L/m<sup>2</sup>.h para 4,5 - 6,0 horas sob condições normais de operação. Entretanto, nas condições de operação de intumescimento do lodo, a membrana de CA praticamente não foi afetada, enquanto as membranas hidrofóbicas apresentaram fluxo menor que 20 L/m<sup>2</sup>.h;
- Os autores investigaram ainda o desempenho da membrana para inserção de pulsos de ar de 2 minutos a cada 50 minutos, a uma intensidade de 2,5 bar. As bolhas de ar aparentemente contribuíram para limpar a superfície da membrana, aumentando significativamente o fluxo permeado para as membranas de PES e SPES, principalmente. Na maioria das vezes, o aumento instantâneo do fluxo era aproximadamente o mesmo, e o fluxo diminuía gradualmente quando cessava a inserção de ar. O fluxo da membrana de PES, para operação com pulsos de ar, foi maior que o fluxo de permeado das outras membranas, mesmo nas condições de intumescimento do lodo.

A inserção de promotores de turbulência nos módulos (materiais inseridos dentro dos módulos que contribuem para aumentar a turbulência sobre a superfície da

membrana) melhora o desempenho da membrana. XU *et al.* (2003) avaliaram o ganho no fluxo permeado com a inserção dos promotores de turbulência em módulos externos de microfiltração (0,2  $\mu\text{m}$ ) com membranas cerâmicas tubulares de sete canais. No ensaio, foram mantidas: concentração de SSTA de 4.000 mg/L, TMP de 1,0 bar, velocidade tangencial no módulo de 2,2 m/s e temperatura de 25 °C. Para uma duração do teste de 500 minutos, foi observado que o módulo com promotores de turbulência apresentou fluxo de 175 L/m<sup>2</sup>.h e o módulo sem os promotores apresentou fluxo de 70 L/m<sup>2</sup>.h.

YU *et al.* (2003) investigaram um MBR composto por um tanque de aeração de 50L, com SSTA de 3.000mg/L, e um módulo externo de membranas de fibra oca de PVDF (fluoreto de polivinilideno), com área superficial de membrana de 0,5 m<sup>2</sup> e densidade de empacotamento de 829 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>. O tamanho de poro das fibras era de 0,22  $\mu\text{m}$  e o fluxo ocorria no sentido da superfície externa das fibras para o lúmen. O módulo com comprimento de 48 cm foi instalado na vertical, sendo recirculada uma vazão de líquido de 200L/h, equivalente a uma velocidade tangencial de líquido de 0,04 m/s. Foi inserido ar junto com a corrente de alimentação do módulo na entrada do mesmo por um tubo perfurado. Este tubo foi conectado ao módulo de membranas para promover a mistura adequada do ar e do líquido. A vazão de ar injetada no módulo foi variada de 0 a 320L/h (equivalente à intensidade de aeração – vazão de ar por área útil transversal do módulo - de 0 a 254,6 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h). O permeado foi recuperado pela pressão gerada pela aplicação de vácuo do lado do permeado, pela pressão promovida pelo ar inserido no sistema e pela pressão gerada pela própria vazão de circulação de líquido.

Os autores fixaram para cada ensaio alguns valores de fluxo permeado e observaram se, para cada valor, ocorria ou não variação do valor da pressão transmembrana ao longo do tempo. Desta forma, foi avaliado o valor do fluxo crítico para cada vazão de aeração. Devido ao incremento escolhido para fixar os valores de fluxo permeado em cada ensaio para cada vazão de aeração analisada (incremento de 5 – 10 L/m<sup>2</sup>.h), obteve-se uma determinada precisão no valor do fluxo crítico. Para filtração sem aeração, observou-se que o fluxo crítico apresentou valor abaixo de 6,6 L/m<sup>2</sup>.h, pois a velocidade tangencial de líquido fixada, responsável pela promoção do fluxo cruzado, era tão baixa, que tornou as condições de filtração próximas às de uma filtração convencional. Para intensidade de aeração de 63,7 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h (vazão de ar de 80 L/h) foi obtido que o valor de fluxo crítico estava compreendido entre 10,2 e 21,1 L/m<sup>2</sup>.h. Já para a intensidade de aeração de 191,0 (vazão de ar de 240 L/h), e 254,6 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h

(vazão de ar de 320 L/h), o fluxo crítico correspondeu a um valor compreendido entre 31,6 - 41,8 e 41,8 - 50,2 L/m<sup>2</sup>.h, respectivamente. Pode-se observar que o fluxo crítico aumentou consideravelmente com o aumento da intensidade de aeração. A maior intensidade de aeração gera bolhas maiores e maior turbulência da vazão de gás - líquido, a qual leva a uma maior tensão cisalhante na superfície da membrana, minimizando a deposição de partículas. Porém, constatou-se que, apesar do fluxo de permeado estar abaixo do valor crítico, isto não significou a não ocorrência do "fouling".

Os autores realizaram ainda um experimento com 300 horas de duração para uma intensidade de aeração de 206,9 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h (vazão de ar de 260L/h). O fluxo permeado foi obtido intermitentemente por uma bomba de sucção operando por 13 minutos com pausa de 2 minutos para minimizar a ação do "fouling" e seu valor foi fixado em 23,4 L/m<sup>2</sup>.h (fluxo médio incluindo o tempo parado da bomba de sucção). Neste experimento foi observado um aumento da TMP na taxa de 1,5x10<sup>-4</sup> bar/h, a qual se deve à adsorção de macromoléculas solúveis (como substâncias poliméricas extracelulares e produtos microbianos solúveis). Durante a filtração, não houve formação de torta na superfície da membrana.

OGNIER *et al.* (2003) operaram um MBR com módulo externo sob condições de filtração subcríticas e também observaram "fouling" gradual. Portanto, MBR, operados sob condições subcríticas, podem ser utilizados por períodos longos praticamente sem a deposição de biopartículas na superfície da membrana, ocorrendo apenas um pequeno aumento gradual da TMP.

Ressalta-se porém que, em alguns locais ao longo do comprimento da membrana, o fluxo local pode exceder o fluxo crítico, ainda que o fluxo médio não o ultrapasse. Desta forma, podem surgir algumas regiões com fluxo local excedendo o fluxo crítico e, a partir daí, as biopartículas começam a se depositar na superfície da membrana, levando a um aumento da TMP.

SCOTT *et al.* (1998) estudaram o desempenho de membranas cerâmicas de microfiltração acopladas externamente a um biorreator aeróbio para o tratamento do efluente de uma indústria de alimentos. O módulo de membranas foi utilizado para promover a microfiltração e alternadamente para promover a aeração no biorreator. Para a mesma vazão de ar (150 L/h a uma pressão de 0,5 bar), o valor do coeficiente global de transferência de oxigênio K<sub>L</sub>a obtido para as membranas de 1,2; 0,8; 0,35 e

0,2  $\mu\text{m}$ , foi respectivamente de 20 a 70% maior que o valor para o difusor convencional. Por conseguinte, sem modificar o custo com a injeção de ar, um aumento significativo da taxa de transferência de oxigênio foi conseguido usando a membrana para aerar o reator, além da redução considerável dos efeitos do “fouling”, devido a retrolavagem realizada com ar. Assim, vários módulos podem ser utilizados ao mesmo tempo e, enquanto uns são operados para filtração, outros são usados para realização de retrolavagem e, ao mesmo tempo, promovem a aeração do líquido no reator de forma mais eficiente.

Na Tabela IV.4 abaixo podem ser observadas características e condições operacionais de MBR com módulo externo ao tanque de aeração.

Tabela IV.4 – Características e valores de parâmetros operacionais de MBR com módulo externo ao tanque de aeração.

<b>MBR</b>	<b>DEFRANCE et al. (2000)</b>	<b>XU et al. (2003)</b>	<b>BAI &amp; LEOW (2002)</b>	<b>ZHANG et al. (2003)</b>
Efluente	Doméstico	Doméstico	-	Doméstico
SSTA (mg/L)	10.000	4.000	2.000 a 2.600	4.500 a 6.000
Idade do lodo (d)	60	30	20	-
TDH (h)	24	4,5	24	8
Membrana	Cerâmica	Cerâmica	PVDF	PES/PVP <sup>a</sup>
Tipo de membrana	Tubular com 19 canais	Tubular com 7 canais	Fibra oca	Fibra oca
Tamanho de poro ( $\mu\text{m}$ )	0,1	0,05 a 0,2	0,1	0,2
V tangenc. (m/s)	4,0	2,2	0,016 a 0,07	0,4
TMP (bar)	0,8	1,0	0,3	<1,0
$J_p$ (L/m <sup>2</sup> .h)	120	175 a 225 (com promotores de turbulência)	23 a 27	20 a 100
Oxigênio Dissolvido (mg/L)	5,0	-	-	2,8 a 3,8
Remoção de DQO (%)	>95	95	-	95
DQO afluente (mg/L)	400 a 1.000	300 a 800	-	570
DQO efluente (mg/L)	<50	5,9 a 9,2	-	30

<sup>a</sup> PVP = polivinilpirrolidona (aditivo que confere característica hidrofílica à membrana).

## V. MATERIAIS E MÉTODOS

---

Neste capítulo é descrita a metodologia experimental empregada no desenvolvimento do presente trabalho. Inicialmente é relatada a etapa de fabricação e caracterização das membranas usadas. Em seguida, são apresentados os procedimentos experimentais dos testes realizados no sistema preliminar, no sistema montado para realização dos ensaios em batelada e no sistema montado para realização dos experimentos em modo contínuo. Os métodos adotados para análise dos parâmetros relacionados à eficiência do tratamento também são descritos.

### V.1. Fabricação das Membranas

A membrana polimérica do tipo fibra oca foi fabricada pelo Laboratório de Processos de Separação com Membranas e Polímeros (PAM) da COPPE/UFRJ conforme metodologia proposta por FARIA *et al.* (2002). Polieterimida (PEI - Ultem®/GE) foi usado como polímero base, N-metil-2-pirrolidona (NMP – VETEC) como solvente, polivinilpirrolidona (PVP – Fluka Chemika Co.) como aditivo e água filtrada como não-solvente. Este polímero foi utilizado por sua excelente resistência térmica e química. O aditivo adotado confere característica hidrofílica à membrana.

### V.2. Caracterização das Membranas

As fibras foram observadas no microscópio eletrônico de varredura -MEV (modelo JEOL JSM - 5300). Através das imagens obtidas foram determinados o diâmetro médio de poro e os diâmetros externo e interno das fibras. Foi utilizado o software “Image Tool” para análise das imagens e os softwares “E-views” e “Excel” para tratamento dos dados.

As membranas foram também caracterizadas por ensaios de permeabilidade ao ar e à água. Para o ensaio de permeação de ar foram construídos três módulos. Cada módulo era composto por um tubo de acrílico de comprimento médio de 15 cm, com uma rosca em cada lado e quatro fibras arranjadas em forma de “U” dentro do tubo (Figura V.1). O comprimento médio útil das fibras era de 24,5 cm e a área superficial útil de membrana de 37,66 cm<sup>2</sup>.



Figura V.1 – Módulo utilizado no teste para determinação da permeabilidade da membrana ao ar.

Uma extremidade do módulo foi colada com cola Araldite (tempo de secagem de 24 h) de forma a manter apenas o diâmetro interno das fibras sem cola. Esta extremidade do módulo foi conectada à tubulação de fornecimento de ar comprimido. A outra extremidade do módulo foi conectada a um gasômetro para a determinação da vazão de ar permeada. A permeação ocorreu no sentido do lúmen para a superfície externa das fibras. A pressão de ar injetada variou de 0,5 a 6,0 bar.

Para o ensaio de avaliação da permeabilidade da membrana à água, foram fabricados três módulos. Em cada módulo, três fibras foram arranjadas em forma de “U” e colocadas numa peça de PVC (Figura V.2). As fibras foram coladas, com cola Araldite (tempo de secagem de 10 min), de modo a apenas a parte interna das mesmas ficar livre de cola. O comprimento útil de cada fibra era de 29,0 cm e a área superficial útil de membrana de 33,17 cm<sup>2</sup>.

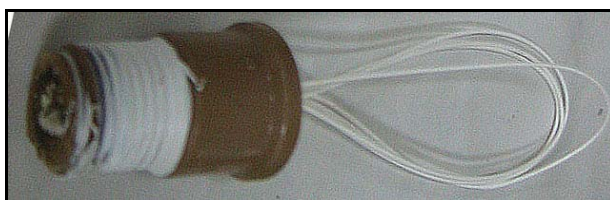


Figura V.2 - Módulo utilizado no teste para determinação da permeabilidade da membrana à água pura.

O módulo foi conectado pela rosca a uma tubulação que levava a um “kitassato” (para coleta do permeado), submetido a pressão negativa gerada pela bomba de vácuo (modelo 141-tipo 2VC-G, da Fabbe Primar Industrial Ltda.). O módulo foi submerso em um béquer com água destilada, microfiltrada e desmineralizada. Um manômetro de mercúrio foi conectado à bomba para que a pressão transmembrana de operação pudesse ser medida. O fluxo de permeado foi determinado para pressões de sucção variando de 0,1 a 0,5 bar. A permeação ocorreu no sentido da superfície externa das fibras para a interna.

A fim de obter a vazão de permeado foi medido o tempo para permeação de 50 mL de água pura e, conhecidos o volume e o tempo, foi calculada a vazão. O fluxo foi então determinado pela relação vazão por área superficial de membrana.

Tanto o ensaio de permeabilidade de membrana ao ar, quanto à água pura, foram realizados com três módulos para possibilitar a avaliação da homogeneidade das características das fibras numa mesma batelada.

### V.3. Ensaio Preliminares

Visando uma avaliação preliminar da permeabilidade da membrana ao lodo num sistema com módulo externo e filtração tangencial, foi adotado o seguinte procedimento:

#### V.3.1. Montagem do Sistema

Foi montado um sistema constituído por um recipiente de 2 litros, uma bomba para recirculação da solução do recipiente (bomba de engrenagem, modelo 7144-02, da Cole Palmer Instrument Co.), um módulo de membranas, um aerador (bomba de aquário), dois manômetros e uma válvula reguladora de pressão. Uma foto do sistema pode ser observada na Figura V.3.

Através da bomba de recirculação, a solução era succionada do recipiente, circulada pelo módulo, sendo a corrente de concentrado retornada para o tanque de alimentação do sistema. A solução escoava, dentro do módulo, paralelamente à superfície da membrana, enquanto o permeado era transportado transversalmente a mesma. A pressão transmembrana era gerada pela própria vazão de recirculação e pela válvula reguladora de vazão.

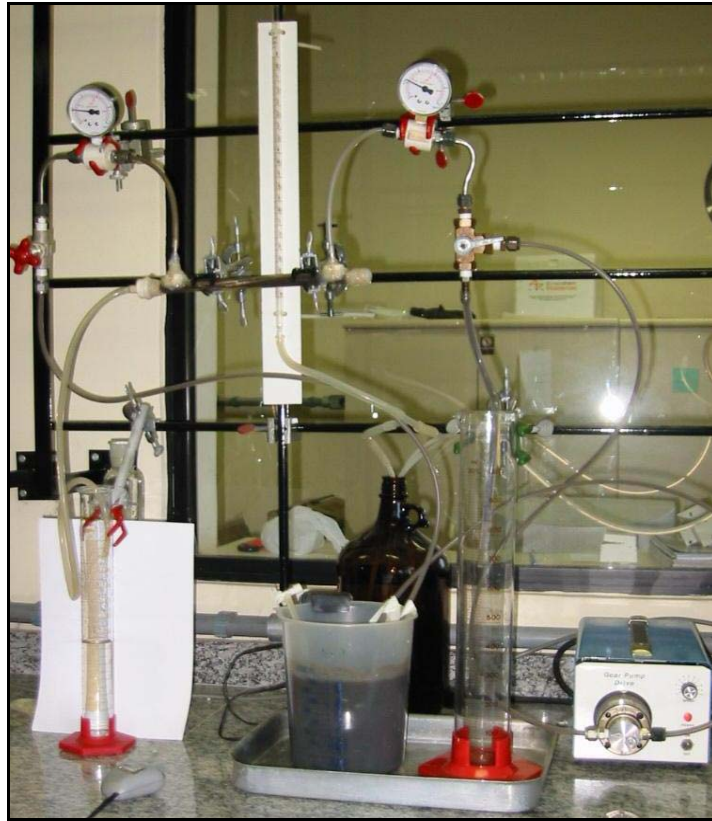


Figura V.3 – Ilustração do sistema montado para realização dos ensaios preliminares.

### V.3.2. Confeção do Módulo de Membranas

Foi confeccionado um módulo em tubo de acrílico com uma entrada para alimentação e duas saídas: uma para retorno do concentrado para o tanque de aeração e outra para coleta do permeado. Uma de suas extremidades foi bloqueada. Na Figura V.4 pode se observar uma ilustração do módulo.



Figura V.4 – Foto do módulo usado nos ensaios preliminares.

O módulo era composto por 14 fibras de comprimento unitário útil de 21,6 cm, apresentando uma área superficial de 114,0 cm<sup>2</sup> e diâmetro útil interno para circulação de vazão (diâmetro hidráulico) de 1,07 cm. A densidade de empacotamento era de cerca de 450 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>.

### V.3.3. Teste para Avaliação da Permeabilidade da Membrana à Água Pura

Este ensaio foi efetuado no sistema descrito acima com o módulo de área superficial de 114,0 cm<sup>2</sup>. A permeabilidade da membrana à água destilada e microfiltrada foi avaliada para pressão variando de 0,25 a 1,50 bar. O permeado foi retirado por diferença de pressão positiva. O fluxo foi determinado para cada pressão. Para avaliação do fenômeno de compactação, a pressão transmembrana foi mantida a 1,50 bar por cerca de 20 minutos. Posteriormente, foi variada novamente a pressão transmembrana de 0,25 a 1,50 bar e determinado o valor de fluxo permeado correspondente a essas pressões.

### V.3.4. Experimento para Avaliação da Permeabilidade da Membrana ao Lodo

O lodo secundário usado no teste foi coletado na estação de tratamento de esgotos da Penha (ETE - Penha), localizada no Rio de Janeiro. Na estação, preferiu-se coletar o lodo recirculado do decantador secundário para o tanque de aeração (lodo secundário), dado que sua concentração é mais elevada. O objetivo foi simular o comportamento de um biorreator com membrana (MBR), visto que estes sistemas são normalmente operados com concentração de sólidos suspensos no tanque de aeração (SSTA) entre 10.000 a 20.000 mg/L. O lodo coletado apresentou uma Demanda Química de Oxigênio (DQO) de 8.862 mg/L e Sólidos Suspensos Totais (SST) de 8.589 mg/L.

O sistema foi operado com a vazão máxima da bomba, de cerca de 70 L/h, que equivale a uma velocidade tangencial média de lodo ativado no módulo de 0,20 m/s ( $Re \cong 2.000$ , calculado para viscosidade adotada de 1,0 mPa.s). O permeado foi coletado apenas para determinação do fluxo e sempre retornado para o recipiente com lodo ativado, a fim de evitar a alteração da concentração do lodo durante o ensaio. A pressão transmembrana (TMP) foi fixada em 0,5 bar e, após duas horas de ensaio, aumentada para 1,0 bar, com o objetivo de avaliar a possibilidade de recuperação do fluxo permeado.

Após o teste, foi efetuada a limpeza hidráulica e química do sistema. O procedimento de limpeza durou cerca de 3 horas. Água de torneira foi circulada pelo módulo por cerca de 1 hora para seu enxágüe e, posteriormente, foi preparada uma solução com detergente e água sanitária e recirculada por cerca de 1 hora. Após este

procedimento, o sistema foi enxaguado com água de torneira por cerca de 30 minutos e depois com água destilada. Foi então recirculada água com ázida de sódio para evitar a proliferação de microrganismos nas tubulações e no módulo.

#### V.4. Ensaio em Batelada

Após os ensaios preliminares, foram realizados vários testes com o objetivo de avaliar melhor o comportamento da membrana.

##### V.4.1. Montagem de Novo Sistema

A fim de possibilitar maior flexibilidade operacional, verificou-se a necessidade de montar um novo sistema para a realização desses testes. O sistema encontra-se esquematizado na Figura V.5 e é constituído de um recipiente (tanque de aeração), uma bomba para recirculação do lodo (bomba de deslocamento positivo, tipo 3NU10 da empresa Netzsch do Brasil), um compressor de ar (Manchester TX, pressão máxima de 20 bar, com motor Baldor – Emqlo products corporation), um sistema de injeção de ar na linha de alimentação do módulo e uma bomba para realização de retrolavagem (bomba de engrenagem, modelo 7144-02, da Cole Palmer Instrument Co.).

Este sistema possibilita a variação da vazão de recirculação de 0 a 600 L/h, permitindo melhorar as condições hidrodinâmicas. O sistema permite ainda a realização de retrolavagem e a injeção de ar junto com a corrente de alimentação do módulo de membranas. Uma ilustração pode ser observada na Figura V.6.

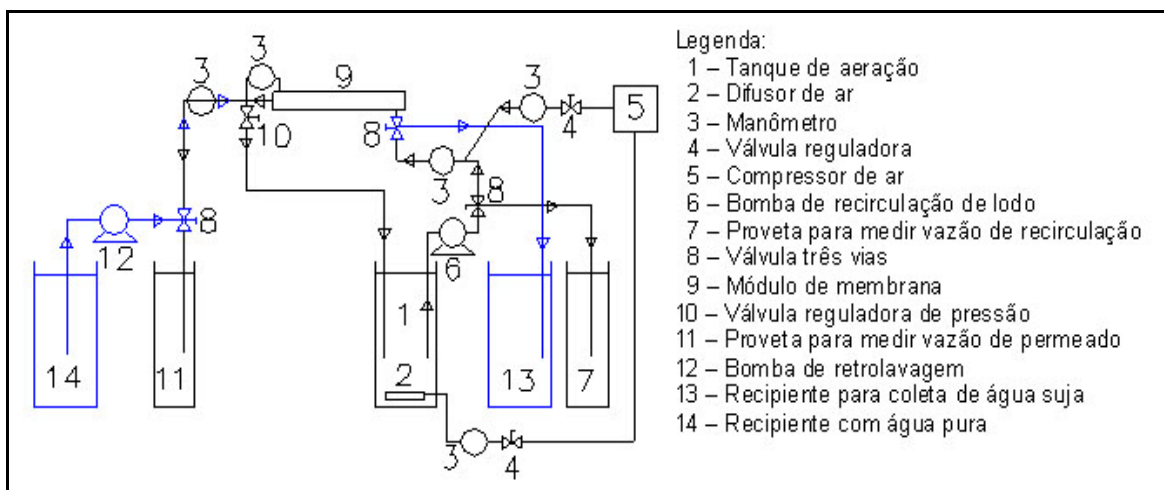


Figura V.5 – Esquema do sistema montado no laboratório PAM.



Figura V.6 – Ilustração do sistema utilizado nesta etapa de testes.

#### V.4.2. Confecção dos Módulos

Para realização dos ensaios, foram confeccionados três módulos utilizando tubos e conexões de PVC. Para evitar que as fibras se cruzassem dentro do módulo, foi utilizada uma tela, que após a etapa de colagem do módulo foi cortada, sendo separada do mesmo (Figura V.7). Cada módulo era composto por uma entrada, para alimentação, e duas saídas: uma para retorno do concentrado para o tanque de aeração e outra para coleta do permeado (Figura V.8). Uma extremidade do módulo foi bloqueada. O comprimento médio útil das fibras era de 36,7 cm e a área superficial útil de membrana de 332,05 cm<sup>2</sup>. Cada módulo foi fabricado com 24 fibras e apresentava diâmetro hidráulico de 1,36 cm. A densidade de empacotamento era de cerca de 500 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>.

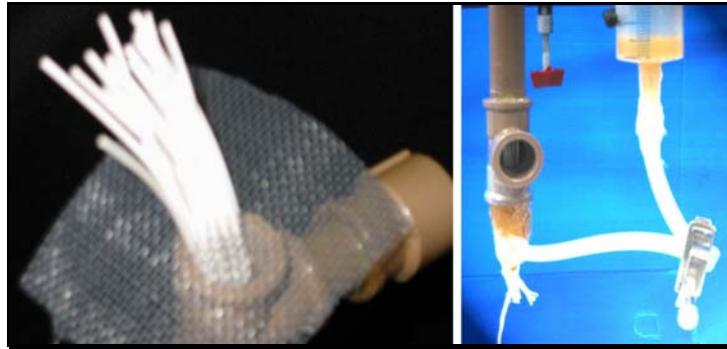


Figura V.7 – Ilustração da tela usada para evitar o cruzamento das fibras dentro do módulo e da etapa de colagem.



Figura V.8 – Ilustração do módulo construído para os testes em batelada.

#### V.4.3. Experimentos com Lodo Ativado

Os módulos de membrana foram acoplados externamente ao tanque de alimentação do sistema e operados em fluxo cruzado (a suspensão escoava paralelamente à superfície da membrana, enquanto o permeado era transportado transversalmente a mesma). Para realização dos testes foi coletado lodo secundário na ETE - Penha. O tanque de aeração foi preenchido com lodo ativado, que foi recirculado pelo sistema. O permeado foi coletado apenas para determinação do fluxo e sempre retornado para o recipiente com lodo ativado, a fim de evitar a alteração da concentração do lodo durante o ensaio. Adotou-se a hipótese de que a concentração de sólidos suspensos no tanque de aeração não variou significativamente no biorreator durante a realização de cada teste.

Nestes ensaios, variou-se:

- A velocidade tangencial de líquido pelo módulo de 0,15 a 0,63 m/s;
- A pressão transmembrana gerada pela corrente líquida de 0,05 a 1,0 bar;
- A vazão de ar injetada na tubulação de alimentação do módulo (e conseqüentemente a pressão de ar) de 0 a 1.842 L/h (30,7 L/min);
- A concentração de lodo no biorreator de 5.120 a 13.425 mg/L.

Em dois testes, foi avaliada também a recuperação do fluxo permeado com a realização de retrolavagem.

Para determinar a vazão de injeção de ar na tubulação de alimentação do módulo de membranas, correspondente a cada pressão de ar imposta no sistema, foi realizado previamente um teste, onde foi determinada para cada pressão de ar comprimido a correspondente vazão de ar medida por um gasômetro.

Nos testes em que não foi injetado ar na tubulação de alimentação do módulo de membranas, a aeração no reator foi realizada pela injeção de ar comprimido através de uma pedra porosa de aquário (dimensões 12 x 2 cm).

Após cada teste, os módulos foram submetidos ao procedimento de limpeza hidráulica e química, explicado no item V.3.4, por cerca de 3 horas.

#### V.4.4. Ensaio para Caracterização dos Sistemas de Injeção de Ar

Estes ensaios foram realizados com o objetivo de comparar a transferência de oxigênio pelo aerador instalado no fundo do tanque de aeração (pedra porosa de aquário de 12 cm de comprimento por 2 cm de largura) com a transferência de oxigênio pelo ar injetado na tubulação que alimenta o módulo de membranas e é transferido para o tanque de aeração através da tubulação de retorno do concentrado.

O procedimento adotado para comparação dos valores foi a determinação do coeficiente global de transferência de oxigênio  $K_L a$  para ambos os aeradores. O valor de  $K_L a$  é característico de cada aerador e varia com a vazão de ar comprimido injetada no sistema de aeração.

Os ensaios foram realizados com o mesmo recipiente que foi usado como tanque de aeração nos testes com lodo ativado. O volume de líquido foi mantido em 5 L. Para determinar a vazão de ar foi realizado previamente um teste, onde foi avaliada, para cada pressão gerada pelo ar comprimido medida pelo manômetro, a correspondente vazão de ar medida por um gasômetro.

O sensor utilizado para medição da concentração de oxigênio dissolvido é da marca AMR – Ahlborn, tipo FYA640-02, e a aquisição de dados foi realizada pelo registrador

Ahlborn-Almemo 2290-8, marca AMR. O sensor mede também a temperatura da água e realizava a correção do valor de  $K_L a$  para sua temperatura. O teste foi realizado com água destilada. A água do tanque foi desoxigenada com sulfito de sódio (para cada grama de oxigênio adicionou-se cerca de 8 g de sulfito de sódio e cloreto de cobalto como catalisador). O sistema foi então aerado por um certo tempo até atingir uma concentração de oxigênio praticamente constante. Ao longo deste tempo, foi realizada a aquisição dos dados (temperatura e concentração de oxigênio dissolvido). A pressão de ar injetada no sistema foi variada de 0,25 a 0,40 bar para ambos os aeradores, correspondendo a uma vazão de ar de 23,4 a 34,3 L/min (velocidade tangencial no módulo de 2,54 a 3,94 m/s). Para cada vazão de ar, o ensaio foi repetido duas vezes, gerando um total de 16 ensaios para ambos os aeradores. A concentração de saturação de oxigênio dissolvido para a temperatura média de cada teste foi obtida em JORDÃO & PESSÔA (1995).

O valor de  $K_L a$  (1/min) foi obtido pela inclinação da reta do gráfico semilogarítmico, com a ordenada  $\ln(C^* - C)$  e a abscissa o tempo  $t$ , onde:

$C^*$  = concentração de saturação de oxigênio dissolvido (mg/L);

$C$  = concentração do oxigênio dissolvido no meio líquido (mg/L);

$t$  = tempo (min).

Posteriormente, este valor foi corrigido para a temperatura padrão de 20 °C, pela equação V.1:

$$K_L a_{20^\circ C} = \frac{K_L a_T}{1,02^{(T-20)}} \quad (\text{equação V.1})$$

onde  $T$  é a temperatura média no meio líquido (°C) durante a realização do ensaio.

Com o valor de  $K_L a$ , foi determinada a massa de oxigênio transferida por unidade de tempo nas condições padrão ( $N_0$ ):

$$N_0 = K_L a_{\text{água}} \cdot V \cdot (C^* - C_{\text{água}}) \quad (\text{equação V.2})$$

onde  $V$  é o volume do tanque (em L) e  $C_{\text{água}}$  a concentração de oxigênio dissolvido (OD) na água limpa (mg/L). Para o ensaio com água limpa, nas condições padrão,  $C_{\text{água}}$  é igual a zero para as condições iniciais.

Considerando-se todas as correções que devem ser feitas para a determinação da massa real de oxigênio transferida para o tanque de aeração pelo aerador por unidade de tempo (N), como descrito no item III.4 do capítulo Lodos Ativados Convencional, obtém-se:

$$N = K_L a_{\text{água}} \cdot V \cdot (C^* - C_{\text{água}}) \cdot \frac{C_{s_{\text{esg}}} - C_{\text{esg}}}{C^*} \cdot \alpha \cdot 1,02^{(T-20)} \quad (\text{equação V.3})$$

ou

$$N = N_0 \cdot \frac{C_{s_{\text{esg}}} - C_{\text{esg}}}{C^*} \cdot \alpha \cdot 1,02^{(T-20)} \quad (\text{equação V.4})$$

Onde:

N = massa de oxigênio real transferida para o tanque de aeração na unidade de tempo, em gO<sub>2</sub>/d (ou capacidade de oxigenação nas condições de operação do sistema);

C<sub>s<sub>esg</sub></sub> = concentração de saturação de OD na temperatura do líquido no tanque de aeração (valor freqüentemente adotado = 0,95 x Concentração de saturação para água limpa);

C<sub>esg</sub> = concentração de OD no esgoto, no tanque de aeração (geralmente mantida no reator entre 1,0 e 2,0 mg/L);

α = fator de correção para esgoto doméstico (de acordo com CORNELISSEN *et al.*, 2002, para biorreatores com membranas, o valor de α varia em torno de 0,4 a 0,5 dependendo da concentração de lodo no reator).

No teste realizado com a aeração através do módulo de membranas, foi adotada uma velocidade tangencial de líquido de 0,32 m/s (Re = 4.500). A pressão transmembrana no sistema gerada pela corrente líquida foi mantida em 0,10 bar.

#### V.5. Ensaio em Modo Contínuo

Para o desenvolvimento de testes de longa duração e operação do processo em modo contínuo é necessária a alimentação contínua do biorreator com esgoto. Deste modo, para que o sistema fosse operado adequadamente, foi considerado necessário minimizar a interferência humana, estabelecer intervalos iguais entre retrolavagens, controlar o nível do tanque de aeração e instituir procedimentos de segurança para

prolongar a vida útil da membrana e proteger as bombas. Com isso, decidiu-se realizar a automação do sistema. Na operação manual até então realizada, se o operador acionasse uma bomba ou uma válvula no momento errado, os manômetros, as válvulas e as membranas poderiam ser danificados, assim como tubulações poderiam arrebentar, além de ser impossível operar com um intervalo igual entre retrolavagens.

Desta forma, um novo sistema automatizado foi desenvolvido em parceria com o Grupo de Simulação e Controle em Automação e Robótica (GSCAR) do Programa de Engenharia Elétrica da COPPE/UFRJ, com o objetivo de atender às necessidades acima descritas.

#### V.5.1. Montagem de Novo Sistema

O novo sistema é composto por:

- Atuadores: encarregados de fornecer energia para o funcionamento do sistema físico a ser controlado:
  - Bombas: o sistema possui três bombas. As características de cada bomba podem ser observadas na Tabela V.1 abaixo.

Tabela V.1 – Características das bombas que compõe o sistema automatizado.

<b>Bomba</b>	<b>Função</b>	<b>Tipo</b>	<b>Modelo</b>	<b>Vazão Máx. (L/h)</b>
B1	Alimentação do tanque de aeração	Peristáltica	00-510/130 S, Diacti Eletrônica Industrial e Metalurgia Ltda.	6
B2	Recirculação do lodo ativado	De deslocamento positivo	3NU10, Netzsch do Brasil	600
B3	Retrolavagem	De engrenagem	7144-02, Cole Palmer Instrument Co.	140

- Válvulas de controle:
  - O sistema possui cinco válvulas manuais: duas válvulas três vias para medição de vazão manual, duas válvulas reguladoras (Norgreen) e uma válvula reguladora de pressão;

- Além disso, o sistema é composto por cinco válvulas solenóides (fabricante Ascoval), conforme as especificações técnicas descritas na Tabela V.2.

Tabela V.2 – Especificações das válvulas solenóides.

Válvula	Modelo	Tipo	Número de Vias	Conexão (NPT)	Função
V1	SC8262C208	NF <sup>a</sup>	2	¼	Permitir ou bloquear a injeção de ar na linha de alimentação do módulo
V2	8320B174	Universal	3	¼	Coleta de permeado / Passagem da água de retrolavagem
V3	8210C034	NA <sup>b</sup>	2	½	Permitir a passagem de lodo ativado / Bloquear a passagem da água suja de retrolavagem
V4	8210C094	NF	2	½	Bloquear a passagem de lodo ativado / Permitir a passagem da água suja de retrolavagem
V5	SC8262A262	NA	2	¼	Permitir ou bloquear a aeração no reator

<sup>a</sup> NF = normalmente fechada

<sup>b</sup> NA = normalmente aberta

- Sensores: encarregados de medir as variáveis físicas próprias do sistema:
  - Foram utilizados sensores de nível com eletrodos da marca Coel (modelo PN/PNS) para controle do nível mínimo e máximo no tanque de aeração (Figura V.9) e para controle de segurança:
    - No controle de nível máximo e mínimo, os eletrodos foram posicionados na tampa do tanque de aeração (Figura V.9);
    - No controle de segurança, os eletrodos foram posicionados na bandeja do tanque de aeração. Em caso de extravasamento do biorreator, o sensor seria acionado;



Figura V.9 – Controlador de nível usando eletrodos para controle do nível mínimo e máximo no tanque de aeração.

- Um sensor de nível tipo chave eletromecânica (Digimec tipo RFI1) foi adotado para controle do nível mínimo de segurança:
  - O sensor foi instalado dentro do tanque de aeração. Caso a bomba 1, responsável pela alimentação do biorreator, falhasse ou o esgoto que alimenta o reator acabasse, o tanque de aeração esvaziaria até atingir o nível mínimo de segurança e o sensor seria acionado;
- Duas bombonas contendo esgoto doméstico bruto (após remoção de sólidos grosseiros e de areia): uma em uso e outra reserva (Figura V.10);



Figura V.10 – Bombona com esgoto doméstico.

- Agitador para manter as características do esgoto na bombona em uso homogêneas;
- Geladeira para conservar as características do esgoto ao longo dos testes;

- Recipiente em PVC, volume de 10 litros, diâmetro de 20 cm, altura de 45 cm;
- Módulo de membranas;
- Um compressor de ar (Manchester TX, pressão máxima de 20 bar, com motor Baldor – Emqlo products corporation);
- Um rotâmetro para medição da vazão de permeado;
- Um aerador no fundo do tanque de aeração (pedra porosa de aquário de 12 x 2 cm);
- Quatro manômetros: dois para controlar a pressão média no módulo - um na entrada e outro na saída do módulo (com escala de fundo de 2,0 bar); um para controlar a pressão transmembrana durante a realização de retrolavagem (com faixa de pressão de 0,0 a 2,5 bar) e outro para monitorar a pressão com que o ar era injetado no tanque de aeração através do aerador (pedra porosa) localizado no fundo do tanque de aeração (com escala de fundo de 2,0 bar);
- Tanque de 50 L para coleta de permeado;
- Um controlador lógico programável (PLC): um PLC é composto basicamente por dois elementos principais: uma CPU (unidade central de processamento) e interfaces para os sinais de entrada e saída (Figura V.11). O PLC utilizado possui dezesseis entradas digitais (100-120 VAC) e doze saídas digitais (100-240 VAC). O microprocessador é um H8/3003. O banco de memória possui uma memória “flash” de 256 K x 16 bits e uma memória “ram” de 64 Kbyte alimentada por uma bateria interna. A velocidade de varredura típica é de 1,0 ms/K. Além disso, este modelo possui duas portas seriais padrão RS-422 para comunicação com o dispositivo programador (programador manual ou computador) e com outros PLC.



Figura V.11 – Controlador lógico programável.

Um esquema e uma ilustração do sistema montado podem ser observados nas Figuras V.12 e V.13, respectivamente.

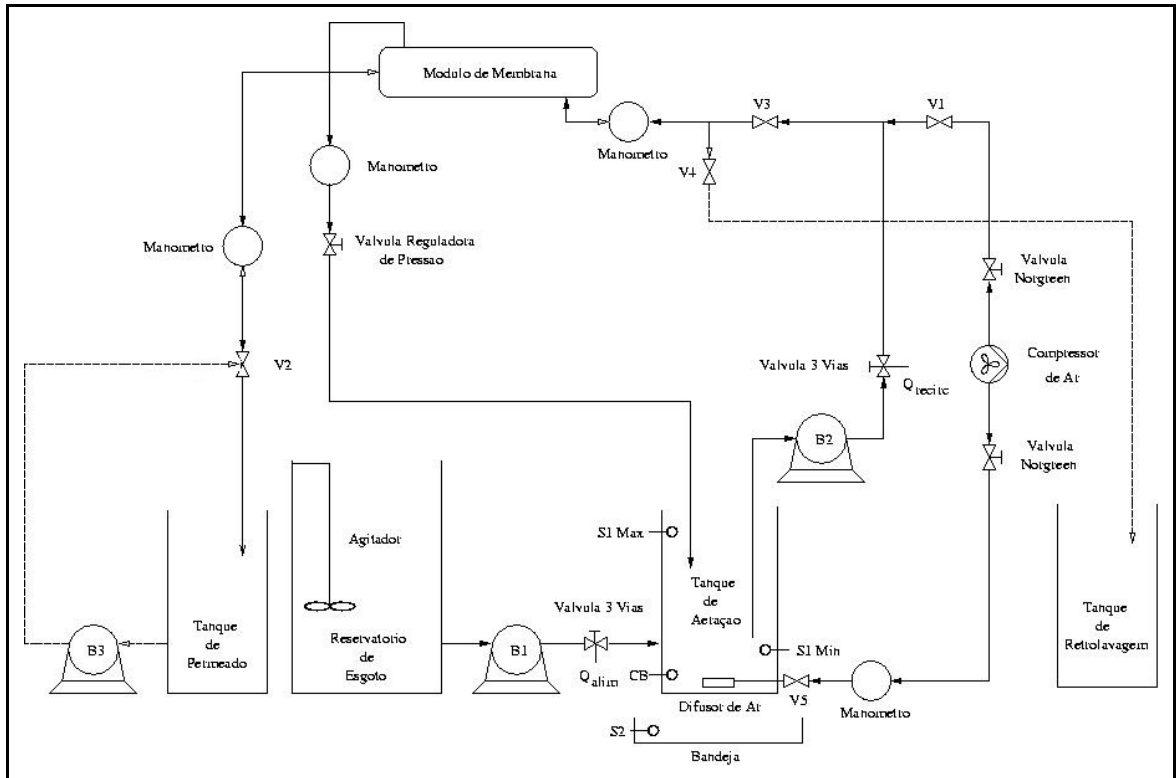


Figura V.12 – Esquema do sistema montado no laboratório PAM (S1 Min = eletrodo indicador de nível mínimo, S1 Max = eletrodo de nível máximo, S2 = eletrodo de segurança, CB = chave de bóia).



Figura V.13 – Ilustração do sistema utilizado.

#### V.5.2. Programação do Controlador Lógico Programável (PLC) e Montagem do Painel de Controle

A construção e montagem do Painel de Controle foram realizadas pelo GSCAR. Além disso, com a orientação do GSCAR, foram elaborados fluxogramas de controle para posterior programação do PLC.

Em linhas gerais, o fluxograma é composto por três etapas: uma para controle de fluxo; outra para controle de nível; e outra para controle de limpeza do módulo.

A etapa de controle de fluxo corresponde ao processo de filtração e retrolavagem. O controle de fluxo (CF) pode ser realizado manualmente (CF=0) ou pelo programa

(CF=1). Uma vez acionado CF=1, foi programado o seguinte procedimento: a válvula 5 (V5), normalmente aberta, é energizada e, portanto, fechada. V5 é responsável por permitir a aeração dentro do tanque de aeração. Acredita-se, pelos testes de transferência de oxigênio desenvolvidos, que a aeração na linha de alimentação do módulo será suficiente para manter o nível de oxigênio no tanque e os sólidos em suspensão. Se ao longo da operação for constatada a necessidade de fornecer ao sistema maior vazão de ar, está prevista uma variável externa (chave manual) para habilitar a operação de V5 manualmente, independente do funcionamento do programa.

Em seguida, o fluxograma questiona se a chave FM (função da membrana) está na posição 0, ou seja, na função filtração/retrolavagem (controle de fluxo) ou na posição 1, que significa iniciar o controle de limpeza do módulo. Para FM=0, a bomba de recirculação do lodo B2 é acionada, a válvula de injeção de ar na linha de alimentação do módulo de membranas (V1) é energizada (aberta) e um contador (T1) é acionado. Após T1 atingir o tempo pré-estabelecido (que pode ser facilmente alterado no programa), B2 é desligada. V1 permanece energizada por alguns segundos (contador T2) para expulsar o lodo ativado da tubulação e do módulo de membranas e retorná-lo para o tanque de aeração. Evita-se assim a perda deste volume de lodo toda vez que a retrolavagem for iniciada.

Após esta operação, V1 é desenergizada (fechado), V2 é energizada (habilita o sentido da sucção e recalque de permeado pela bomba de retrolavagem B3), V3 é energizada (fechada para bloquear a passagem da água suja de retrolavagem pela bomba de recirculação em direção ao tanque de aeração) e V4 é energizada (aberta para saída da água suja de retrolavagem do módulo). A água suja de retrolavagem foi retornada para a bombona de esgoto devido ao volume ser pequeno, podendo ser desprezado, e para evitar a geração de outro efluente, que precisaria ser tratado. Num biorreator com membrana em escala comercial, esta corrente pode ser retornada para o tanque de aeração. Em seguida, B3 é acionada, sendo iniciada a retrolavagem e o contador T3 iniciado. V5 é desenergizada (aberta) para fornecer ar ao tanque de aeração durante a retrolavagem.

Quando T3 iguala o tempo pré-estabelecido, B3 é desligada. V2, V3 e V4 são desenergizadas, ou seja, V2 habilita o sentido de coleta de permeado, V3 desbloqueia a passagem de lodo e V4 é fechada.

Neste momento, se a variável externa MO (modo de operação da membrana) estiver na posição 0, a operação é contínua e o procedimento operacional descrito anteriormente é repetido. MO na posição 1 indica que foi escolhida a operação em batelada e o processo pára até que MO seja mudado de posição ou que o programa seja recarregado.

Na etapa de controle de nível, se a variável CN (controle de nível) estiver na posição 0, habilita-se o controle manual para a operação da bomba 1 (succiona efluente da bombona de esgoto e recalca para o tanque de aeração). Se CN=1, o programa verifica se o sensor de nível 1 está com o relé acionado ou não. Se o relé estiver acionado, B1 deve estar desligada (tanque esvaziando) e, se não estiver acionado, B1 deve estar ligada (tanque enchendo). O princípio de funcionamento do sensor consiste na instalação de três eletrodos no tanque de aeração. Quando há líquido apenas entre o sensor de nível mínimo e o referência, B1 é ligada para alimentar o tanque de aeração e quando o nível no tanque atinge o máximo, B1 é desligada e assim sucessivamente. Os sensores devem estar posicionados no tanque distanciados um do outro, de forma a evitar o acúmulo de sujeira entre eles.

Se a chave eletromecânica for acionada ou se os eletrodos de segurança da bandeja do tanque de aeração forem molhados, o sistema desliga as bombas e desenergiza as válvulas. Em seguida, é realizada uma retrolavagem por 15 minutos a 1,2 bar de pressão (energiza V2, V3 e V4 e liga B3). Depois, a bomba 3 é desligada e as válvulas desenergizadas. Este procedimento de segurança foi adotado para evitar danos a bomba 2 e a membrana.

O programa de controle de fluxo é interligado ao de controle de limpeza pela variável externa FM (função da membrana). Para FM=1 a malha de controle de limpeza é iniciada.

Antes de estabelecer FM igual a 1, a variável externa JA (jato de ar) deve estar na posição 0, caso o jato de ar não seja desejado; ou na posição 1, para que o jato de ar seja realizado. JA=1 aciona o procedimento de abertura de V1 por um tempo pré-estabelecido, com seu posterior fechamento. Este procedimento facilita o processo de limpeza da membrana, pois através dele o lodo ativado e as soluções de limpeza podem ser expulsos da tubulação, facilitando o enxágüe da membrana.

Após esta operação, V5 é desenergizada para manter o lodo ativado no tanque aerado e o programa fica aguardando a variável externa LM (limpeza da membrana) ser colocada na posição 1. Este tempo de espera é necessário para que as tubulações de entrada da bomba 2 e de retorno do concentrado sejam transferidas para o recipiente com a solução de limpeza e para que a tubulação de permeado seja colocada em outro recipiente.

Antes de ser acionado LM=1, a variável RL (retrolavagem) deve ser colocada na posição 0, caso não seja desejado que o procedimento de retrolavagem ocorra, ou na posição 1, caso o operador queira realizá-lo.

Ao ser acionado LM=1, o procedimento de retrolavagem é iniciado ou não por um determinado tempo e em seguida B2 é ligada e V1 aberta. Após um tempo pré-estabelecido, V1 é fechada. Se a variável MO estiver na posição 0 a limpeza é realizada até que LM seja alterado para a posição 1. Se MO=1, B2 permanece ligada por um período e em seguida é desligada.

Esta rotina foi programada no software LogicMaster 90 TCP em linguagem LADDER. Procurou-se prever todas as intervenções manuais necessárias a fim de facilitar a operação e desenvolver controles de segurança para evitar que B2 pudesse operar sem líquido (o que danificaria a bomba) e o risco de transbordamento do lodo ativado do biorreator (que ocorreria em caso de falha do sensor de nível máximo). Todos estes procedimentos de segurança foram sendo adicionados à medida que, durante os testes, foi verificada essa necessidade.

Assim, através do painel de controle, o operador poderá escolher, por exemplo, o modo de operação (contínuo ou batelada) e o modo de funcionamento (manual ou automático) ou a função da membrana (filtração ou limpeza). Para facilitar a operação do sistema, estas escolhas são realizadas através de chaves. No modo manual, o acionamento dos atuadores é realizado através de chaves e visualizado através de sinais luminosos existentes no painel ou no PLC.

Procurou-se montar o painel de operação nos moldes de um painel de uma estação de tratamento em escala comercial. Um operador treinado, supervisionado por um engenheiro, é capaz de operar este sistema com segurança. Um esquema do fluxograma, o programa elaborado e o esquema elétrico do painel se encontram no Anexo 1, assim como um manual de operação sucinto.

Uma ilustração do painel de controle montado pode ser observada na Figura V.14.



Figura V.14 – Ilustração do painel de controle.

### V.5.3. Dimensionamento do Tanque de Aeração e do Módulo de Membranas

O volume útil do reator foi estabelecido com base em valores de parâmetros operacionais comumente fixados para operação de MBR em modo contínuo. Como o esgoto doméstico foi trazido da estação de tratamento de esgotos em bombonas de 50 L, procurou-se fixar a vazão média de permeado (e portanto vazão afluente ao tanque de aeração) em 0,8 L/h. O motivo foi dimensionar para que uma bombona durasse dois dias. Para uma Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) do esgoto bruto de 250 mg/L, relação A/M de 0,1 d<sup>-1</sup>, SSVTA de 12.000 mg/L e uma vazão média de permeado (e afluente) de 0,80 L/h, foi determinado o volume útil do tanque de aeração:

$$V = \frac{Q_{afl} \cdot DBO_{afl}}{A/M \cdot SSVTA} = \frac{0,8 \cdot 250 \cdot 24}{0,1 \cdot 12000} = 4L \quad (\text{equação V.5})$$

O tempo de detenção hidráulico (TDH) planejado foi de:

$$TDH = \frac{V}{Q} = \frac{4}{0,8} = 5h \quad (\text{equação V.6})$$

Para o dimensionamento do módulo, adotou-se o valor de vazão média de 0,8 L/h e calculou-se a área superficial de membrana admitindo-se um fluxo de permeado entre 20 e 40 L/m<sup>2</sup>.h, obtendo-se:

$$A_{\text{superficial de membrana}} = \frac{\text{Vazão de permeado}}{\text{fluxo permeado}} = \frac{0,8}{20} = 0,04000 \text{ m}^2 = 400,0 \text{ cm}^2 \quad (\text{equação V.7})$$

$$A_{\text{superficial de membrana}} = \frac{0,8}{40} = 0,02000 \text{ m}^2 = 200,0 \text{ cm}^2 \quad (\text{equação V.8})$$

Desta forma, os módulos foram dimensionados de forma a possuírem uma área entre os valores de 200,0 e 400,0 cm<sup>2</sup>. Com base nesta faixa de valores, adotou-se o número de fibras igual a 16 e o comprimento unitário útil de cerca de 50 cm, obtendo-se o seguinte valor de área superficial útil de membrana:

$$A_{\text{superficial de membrana}} = 16 \cdot 3,1415 \cdot 1,2 \cdot 10^{-3} \cdot 50 \cdot 10^{-2} = 0,03016 \text{ m}^2 = 301,6 \text{ cm}^2 \quad (\text{equação V.9})$$

#### V.5.4. Confecção dos Módulos

Foram confeccionados dois módulos com a mesma configuração dos módulos produzidos para operação por batelada. O comprimento médio útil das fibras foi de 54,3 cm e a área superficial útil de membrana de 327,22 cm<sup>2</sup>. Cada módulo foi fabricado com 16 fibras e apresentava área transversal útil de 1,54 cm<sup>2</sup> e diâmetro hidráulico de 1,40 cm (Figura V.15).



Figura V.15 – Ilustração do módulo construído para os testes em modo contínuo.

#### V.5.5. Ensaio para Avaliação da Permeabilidade da Membrana a Água Pura

A permeabilidade da membrana à água destilada e microfiltrada foi avaliada para pressão variando de 0,25 a 1,25 bar. Para avaliação do fenômeno de compactação, a pressão transmembrana foi mantida a 1,25 bar por cerca de 60 minutos. Posteriormente, foi variada novamente a pressão transmembrana de 0,25 a 1,25 bar e determinado o valor de fluxo permeado correspondente a estas pressões.

Para avaliar a compactação da membrana pela operação de retrolavagem, foi realizado retrolavagem por 10-15 minutos e novamente determinado o fluxo permeado correspondente à variação de pressão de 0,25 a 1,25 bar.

#### V.5.6. Experimento em Modo Contínuo com Lodo Ativado

Este ensaio foi realizado por 6,5 h para avaliar o comportamento da membrana na operação em modo contínuo. Foram estabelecidos os seguintes tempos no programa para os procedimentos abaixo:

- Controle de Fluxo:
  - Filtração por 240 minutos;
  - V1 se mantém aberta após B2 ser desligada por 5 segundos;
  - Retrolavagem por 4 minutos;
- Controle de limpeza:
  - Jato de ar por 6 segundos;
  - Retrolavagem por 3 min;
  - V1 aberta durante a filtração por 30 segundos;
- Operação em batelada (MO=1) por 15 minutos.

Os valores dos parâmetros operacionais foram estabelecidos em:

- Pressão gerada pela recirculação do lodo = 0,1 bar;
- Vazão de recirculação do lodo = 180 L/h;
- Velocidade tangencial do lodo no módulo = 0,32 m/s (equivalente a  $Re \cong 4.500$ );
- Pressão gerada pela injeção de ar na linha de alimentação do módulo = 0,3 bar;
- Vazão de ar injetada na linha de alimentação do módulo de membranas = 27 L/min.(ou 1.620 L/h);

- A partida foi dada adicionando-se 3 L de lodo ativado da ETE - Penha no tanque de aeração. O restante foi completado com esgoto da mesma estação de tratamento. O nível de lodo no tanque de aeração foi mantido entre 3 L e 5 L, considerando-se 4 L como o nível médio do tanque de aeração.

#### V.5.7. Ensaio de Longa Duração em Modo Contínuo com Lodo Ativado

O módulo usado neste ensaio apresentava área superficial útil de membrana de 327,22 cm<sup>2</sup> e diâmetro hidráulico de 1,40 cm. Na partida do sistema foram mantidos os tempos mencionados no item V.5.6. Estes valores foram variados durante a realização do teste à medida que foi sendo constatada esta necessidade.

O lodo ativado e o esgoto foram coletados na ETE - Ilha do Governador. Foi adicionado 3 L de lodo ativado no tanque de aeração para partida do sistema. O nível de lodo no biorreator foi mantido entre 3,5 e 4,5 L.

#### V.6. Avaliação da Eficiência do Tratamento

Para cada amostra coletada, foram realizadas análises de demanda química de oxigênio (DQO), demanda bioquímica de oxigênio (DBO), sólidos suspensos totais (SST) e, algumas vezes, de sólidos suspensos voláteis (SSV) e coliformes fecais (CF). Para o permeado também foram realizadas análises de *Escherichia coli* e algumas vezes de turbidez e cor. Foram feitas algumas análises de *Enterococcus*. As amostras foram analisadas pelo Laboratório de Engenharia do Meio Ambiente (LEMA), do Departamento de Recursos Hídricos e Meio Ambiente da Poli-UFRJ. Abaixo segue uma tabela com o método adotado para análise dos parâmetros acima descritos (Tabela V.3).

Tabela V.3 – Metodologia utilizada para análise dos parâmetros relacionados à eficiência do tratamento.

<b>Parâmetro</b>	<b>Metodologia utilizada</b>
DQO	Método MF 440.R1 –FEEMA (1983) - Método do dicromato de potássio em meio ácido
DBO	Método MF 439.R1 –FEEMA (1983) - Método das diluições
SST e SSV	Método MF 438 –FEEMA (1983) - Método gravimétrico

---

Colimetria (coliforme fecal)	Método MF 405 –FEEMA (1983) – Método dos tubos múltiplos
<i>Escherichia coli</i>	Método 9.223 – APHA <i>et al.</i> (1998) – Método cromogênico
Grupo <i>Enterococcus</i>	Método 9.230 - APHA <i>et al.</i> (1998) – Método “Chromocult Enterococci”
Turbidez	Método 8.237 – HACH (1999)– Método “Attenuated radiation”
Cor	Método 8.025 - HACH (1999)– Método “Platinum – Cobalt”

---

## VI. APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

---

Neste capítulo são apresentados os resultados obtidos durante a realização desta pesquisa. Inicialmente são descritos e analisados os resultados de caracterização da membrana, fabricada no Laboratório de Processos de Separação com Membranas e Polímeros, da COPPE - UFRJ, através de microscopia eletrônica de varredura, permeabilidade ao ar e à água. Em seguida, são discutidos os efeitos dos seguintes parâmetros operacionais no valor do fluxo permeado: velocidade tangencial do lodo ativado no módulo, pressão transmembrana gerada pela corrente líquida, vazão de ar injetada na tubulação de alimentação do módulo (e conseqüentemente pressão gerada pelo ar injetado) e concentração de lodo no biorreator. A influência da retrolavagem também é analisada, bem como a importância da operação adequada do sistema para obtenção de um melhor desempenho da membrana em estado estacionário.

### VI.1. Caracterização das Membranas

#### VI.1.1. Caracterização por Microscópio Eletrônico de Varredura (MEV)

As imagens das fibras, obtidas através do MEV, são apresentadas nas Figuras VI.1 a VI.3. Pode-se observar a presença de macroporos na camada suporte. Estes macroporos não afetam a seletividade da membrana, uma vez que a membrana é anisotrópica e os menores poros estão em sua superfície externa. As membranas analisadas pertencem à mesma batelada de produção das fibras.



Figura VI.1 – Membrana de fibra oca, seção transversal (aumento de 75 x).

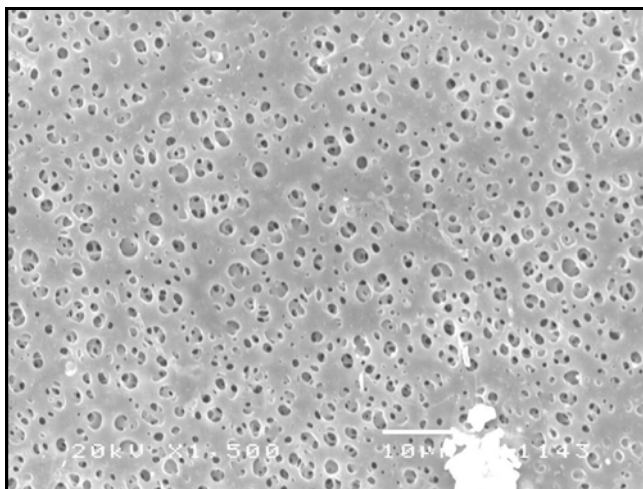


Figura VI.2 - Superfície externa da membrana, com aumento de 1.500 x.

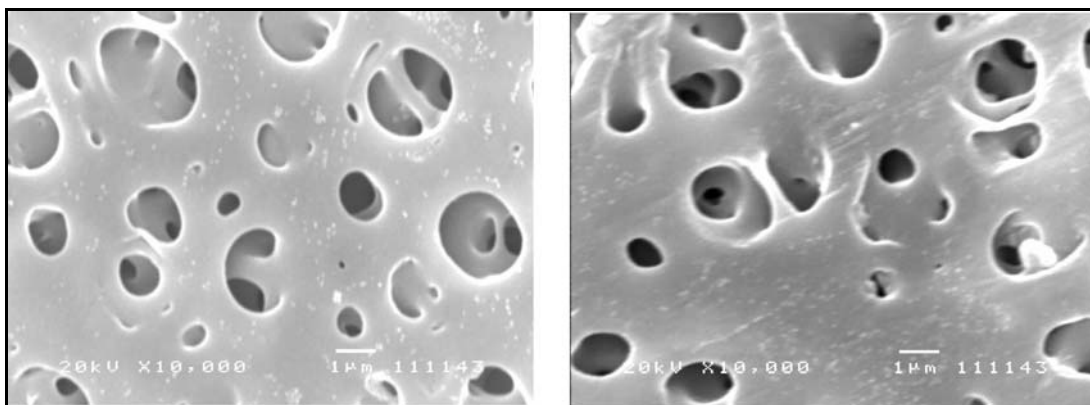


Figura VI.3 - Superfície externa da membrana, com aumento de 10.000 x.

Através da observação das imagens obtidas pelo MEV, foi determinado o tamanho de poro médio na superfície externa da membrana, que corresponde a  $0,64 \pm 0,37 \mu\text{m}$  (esperança  $\pm$  desvio padrão estimados). Pode-se observar que o coeficiente de variação (desvio padrão/esperança) é cerca de 0,6 e que a variância (0,14), comparada ao valor médio do tamanho de poro, é relativamente alta. O resultado acima é apenas um valor indicativo da seletividade da membrana.

O diâmetro externo das fibras é de 1,2 mm e o interno de 0,38 mm.

#### VI.1.2. Permeabilidade da Membrana ao Ar

A permeabilidade da membrana ao ar foi determinada variando-se a pressão positiva de 0,5 a 6,0 bar, para cada módulo. O processo de filtração ocorreu no sentido do lúmen para a superfície externa das fibras. O teste foi realizado com três módulos,

cada um com área superficial útil de membrana de 37,66 cm<sup>2</sup>. A ilustração do módulo usado pode ser observada na Figura V.1, do capítulo Materiais e Métodos. Na Figura VI.4 são apresentados os resultados destes ensaios.

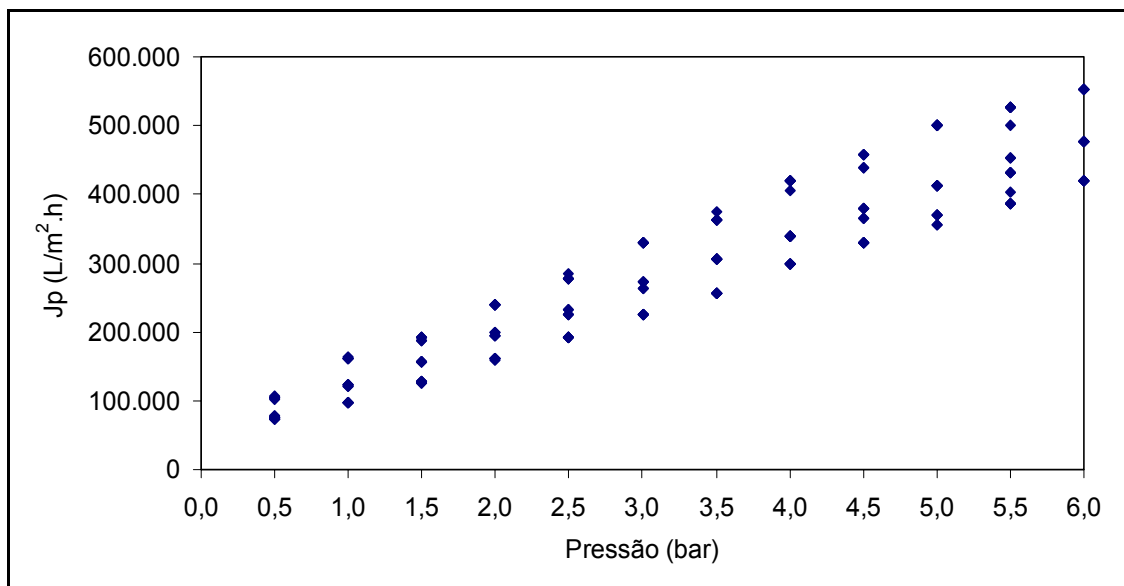


Figura VI.4 – Resultados dos ensaios de permeabilidade da membrana ao ar. Fluxo de ar permeado ( $J_p$ ) em função da pressão transmembrana.

Pode-se observar no gráfico que os valores de fluxo por pressão possuem significativa dispersão. Tal fato implica em coeficientes de permeabilidade provavelmente distintos entre módulos ou variância relativamente alta no caso de estimação de um único coeficiente de permeabilidade para os dados dos três módulos. Os módulos usados nestes ensaios possuíam uma área superficial de membrana pequena e, provavelmente, para módulos com maior área de membrana, a variabilidade dos resultados de fluxo diminuiria.

Teoricamente o fluxo permeado ( $J_p$ ) para a filtração de ar puro deve apresentar uma relação linear com o parâmetro pressão transmembrana. Portanto, foi efetuada uma regressão linear com os resultados dos ensaios. Foi utilizado o método dos mínimos quadrados. A equação estimada está descrita a seguir:

$$J_p = \beta_{Lp} \cdot \text{pressão} + c + \varepsilon \quad (\text{equação VI.1})$$

Onde  $c$  é a constante,  $\beta_{Lp}$  o coeficiente de permeabilidade e  $\varepsilon$  o erro da regressão.

Na Tabela VI.1 são apresentadas as estimações do modelo.

Tabela VI.1 – Estimação dos parâmetros do modelo.

Parâmetro	Coefficiente Estimado	Desvio Padrão	Teste t
c	51.925,47	10.715,89	0,00
$\beta_{Lp}$	73.325,44	3.906,67	0,00
Coeficiente de determinação ( $R^2$ ) = 0,90			

De acordo com a equação da regressão, o valor indicativo da permeabilidade média da membrana ao ar é de  $73.325,44 \pm 3.906,67$  L/m<sup>2</sup>.h.bar (com  $R^2$  de 0,89).

Ressalta-se que foram utilizados os dados dos três módulos e que, como o objetivo é o cálculo de um coeficiente de permeabilidade médio, os dados foram agrupados e não foram controlados por características específicas da cada módulo. O controle por módulo levaria à obtenção de constantes distintas para cada módulo.

A estimação dos desvios padrões dos parâmetros estimados foi feita, segundo o método de estimação de Newey e West, no programa E-views. A estimação é robusta mesmo na violação das hipóteses clássicas da regressão de mínimos quadrados.

O teste t avalia a hipótese nula de o coeficiente estimado ser zero. O valor descrito na tabela é a probabilidade estimada da hipótese nula ser verdadeira. Observa-se na Tabela VI.1 que tanto a hipótese do coeficiente de permeabilidade ser zero quanto a hipótese do intercepto da regressão ser zero são rejeitadas. Pela teoria, quando a pressão transmembrana é nula, não deveria haver fluxo, pois não há gradiente de pressão (e portanto força motriz). Assim, este último teste contraria a teoria de que, para uma pressão transmembrana de 0 bar, o fluxo permeado deveria ser nulo. Este resultado provavelmente foi obtido devido aos erros associados à realização do experimento (pequena área de membrana e manômetro).

### VI.1.3. Permeabilidade da Membrana a Água Pura

O objetivo deste experimento foi avaliar a permeabilidade da membrana a água pura e a homogeneidade das características das fibras. Este teste foi realizado com três módulos submersos num béquer com água destilada, microfiltrada e desmineralizada. O permeado foi obtido por diferença de pressão negativa, variando-se a pressão de 0,1 a 0,5 bar. Os resultados dos ensaios podem ser observados na Figura VI.5.

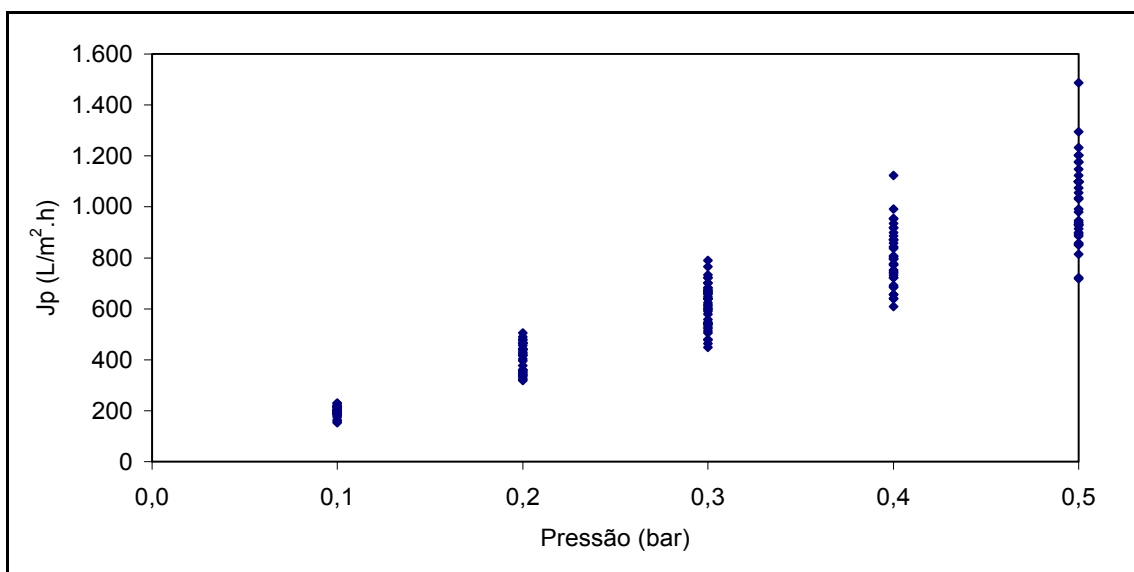


Figura VI.5 – Resultados dos testes de permeabilidade da membrana para água pura. Fluxo permeado em função da pressão transmembrana.

Os resultados obtidos de pressão transmembrana por fluxo permeado mostram grande dispersão dos valores de fluxo por pressão. Um dos motivos pode ser que as membranas não foram compactadas antes da realização do ensaio. Imprecisões nas leituras da pressão, no manômetro de mercúrio, e do volume de permeado, coletado no “kitassato”, também podem ter contribuído. Um maior número de fibras provavelmente estreitaria a variabilidade dos resultados.

Como o fluxo permeado de um solvente puro é diretamente proporcional ao gradiente de pressão, foi ajustada uma reta pelo método dos mínimos quadrados para estimar a permeabilidade da membrana a água pura. Uma regressão análoga à do ar foi efetuada para a água. O resultado da regressão está descrito na Tabela VI.2.

Tabela VI.2 – Estimação dos parâmetros do modelo.

Parâmetro	Coefficiente Estimado	Desvio Padrão	Teste t
c	-5,00	22,19	0,82
$\beta_{Lp}$	2.046,88	100,96	0,00
Coeficiente de Determinação $R^2 = 0,89$			

O teste t para o intercepto da regressão mostrou que a hipótese do coeficiente c estimado ser zero não pode ser rejeitada, logo procedeu-se à estimação sem o intercepto (Tabela VI.3).

Tabela VI.3 – Estimação dos parâmetros do modelo.

Parâmetro	Coefficiente Estimado	Desvio Padrão	Teste t
$\beta_{Lp}$	2.033,24	51,36	0,00
$R^2 = 0,89$			

Baseado na equação da regressão, o valor indicativo da permeabilidade média da membrana a água pura é de  $2.033,24 \pm 51,36$  L/m<sup>2</sup>.h.bar (com R<sup>2</sup> de 0,89).

## VI.2. Resultados dos Ensaios Preliminares com Água Pura e com Lodo

Para realização destes experimentos foi utilizado o sistema ilustrado na Figura V.3, do capítulo Materiais e Métodos. O sistema foi operado, em fluxo cruzado, com o módulo de circulação externa, e o permeado retirado por diferença de pressão positiva. A pressão transmembrana foi gerada pela própria vazão de recirculação e pela válvula reguladora de pressão.

O módulo usado era composto por 14 fibras de comprimento unitário útil de 21,6 cm, apresentando uma área superficial de 114,0 cm<sup>2</sup> e diâmetro hidráulico de 1,07 cm.

### VI.2.1. Experimento para Avaliação da Permeabilidade da Membrana a Água Pura

A permeabilidade da membrana a água pura, com o módulo externo ao tanque de alimentação do sistema, foi avaliada para pressão variando de 0,25 a 1,50 bar. Foi observado também o fenômeno de compactação da membrana, atribuído à deformação mecânica da mesma.

Na Figura VI.6 são apresentados os resultados deste ensaio para a membrana compactada na pressão de 1,50 bar.

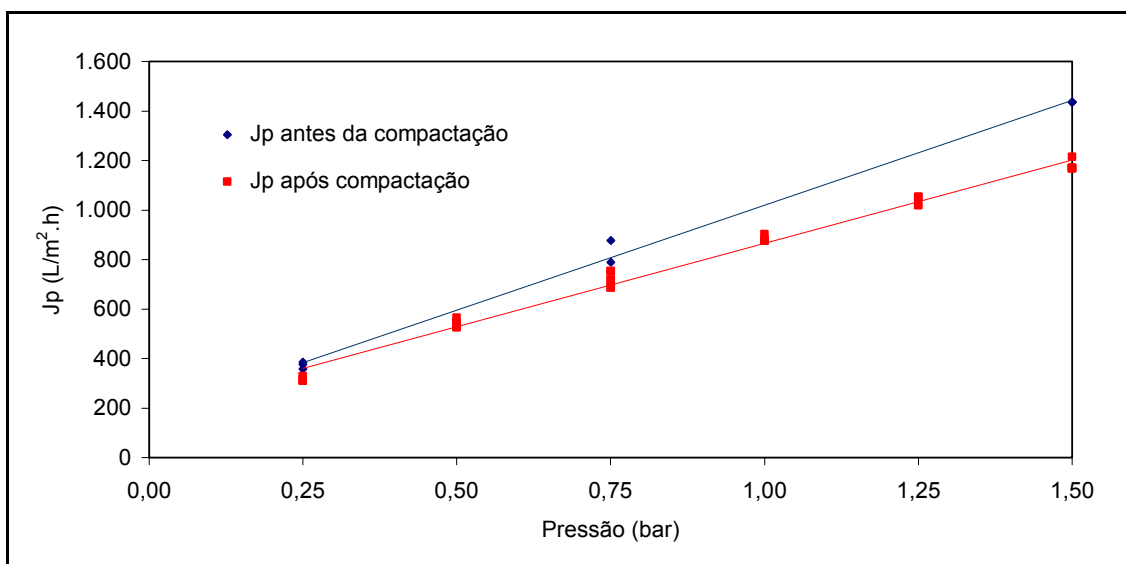


Figura VI.6 – Teste de permeabilidade da membrana para água pura.

Com os resultados do teste foi ajustada uma reta pelo método dos mínimos quadrados. Com base na regressão, o valor indicativo da permeabilidade média da membrana a água pura, antes da compactação, é da ordem de  $900 \text{ L/m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{bar}$ . Pode-se observar que o valor obtido para permeabilidade média no sistema com o módulo externo ao tanque de alimentação ( $900 \text{ L/m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{bar}$ ) é consideravelmente menor que o obtido para o módulo submerso ( $2.033 \text{ L/m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{bar}$ ). Esta diferença pode ser atribuída ao fato de que o ensaio com módulo externo foi realizado para variação da pressão transmembrana até  $1,50 \text{ bar}$  e portanto ao longo do ensaio a membrana sofreu maior efeito da compactação que no ensaio com módulo submerso (pressão variada até  $0,50 \text{ bar}$ ). Ainda, no sistema com módulo externo, a possibilidade de haver sujeira acumulada nas tubulações e conexões é maior, pois o circuito de circulação é mais extenso, além da água ser recirculada. Porém, essa diferença no valor da permeabilidade para água pura torna-se desprezível ao usar o módulo para filtração de lodo.

A compactação, função do valor da pressão aplicada e das características estruturais da membrana, levou a um fluxo permeado menor que o obtido antes da compactação. Este comportamento já era esperado, visto que ao ser compactada é razoável que a resistência que a membrana oferece ao transporte da água pura aumente.

VI.2.2. Ensaio para Avaliação da Permeabilidade da Membrana ao Lodo

Foi realizado um ensaio para avaliar a permeabilidade da membrana ao lodo antes da otimização dos valores dos parâmetros. Neste teste foi recirculado lodo da estação de tratamento de esgotos da Penha (ETE - Penha), localizada no Rio de Janeiro. O lodo apresentava demanda química de oxigênio (DQO) de 8.862 mg/L e sólidos suspensos totais (SST) de 8.589 mg/L.

O sistema utilizado, descrito na Figura V.3, foi operado com uma velocidade tangencial média de lodo ativado no módulo de 0,20 m/s (correspondente à vazão máxima da bomba de recirculação e a um Número de Reynolds  $Re \cong 2.000$ ). A pressão transmembrana (TMP) foi fixada em 0,5 bar (valor supostamente razoável para evitar que os fenômenos de polarização de concentração e do “fouling” fossem muito expressivos) e, após duas horas de ensaio, aumentada para 1,0 bar, com o objetivo de avaliar a possibilidade de recuperação do fluxo permeado.

O permeado foi coletado apenas para determinação do fluxo e sempre retornado para o recipiente com lodo ativado, a fim de evitar a alteração da concentração do lodo durante o ensaio. O resultado do teste é apresentado na Figura VI.7.

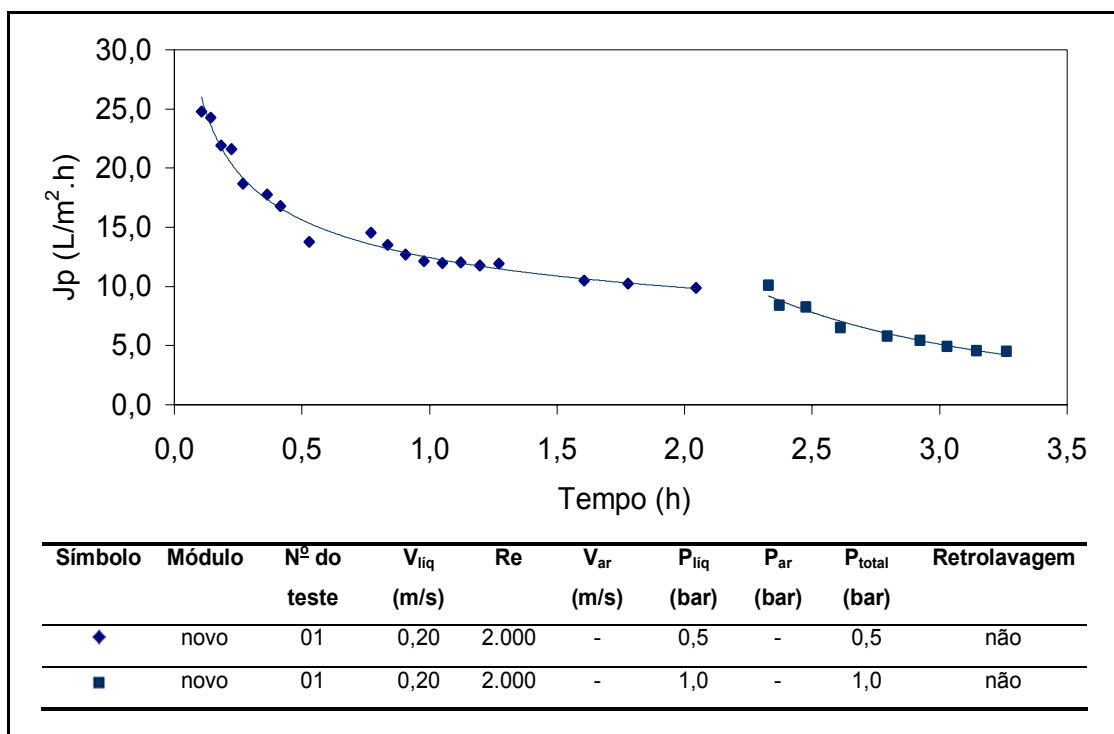


Figura VI.7 - Microfiltração do lodo ativado sem retrolavagem - Fluxo permeado em função do tempo para pressão de 0,5 bar e, posteriormente, de 1,0 bar.

Observando o gráfico, pode-se concluir que nas condições testadas o desempenho da membrana foi ruim, resultando em um fluxo, para pressão de 0,5 bar, após 2,0 horas de teste, de 10 L/m<sup>2</sup>.h. Este valor está abaixo do fluxo recuperado pelos principais MBR disponíveis no mercado em escala comercial (Empresas Kubota e Zenon, com fluxo médio de 25 e 30 L/m<sup>2</sup>.h, respectivamente). A elevação da pressão para 1,0 bar não resultou em aumento do fluxo, pelo contrário, o mesmo caiu rapidamente. O fluxo atingiu o valor de 4 L/m<sup>2</sup>.h após 3,2 horas de teste, provavelmente devido ao aumento dos efeitos da polarização de concentração e do “fouling”.

Após o procedimento de limpeza do módulo, descrito no item V.3.4, o fluxo permeado para filtração de água pura, com 0,5 bar de pressão, foi recuperado para 115 L/m<sup>2</sup>.h.

Os resultados das análises de DQO, SST e coliformes fecais (CF) do lodo recirculado e do permeado obtido (coletado após a realização do ensaio) são apresentados na Tabela VI.4. Os filtros usados nas análises de SST têm diâmetro de poro médio igual a 0,45 µm. Na Figura VI.8 podem ser observadas uma ilustração do lodo ativado e do permeado.

Tabela VI.4 - Resultados das análises do lodo e do permeado gerado.

Parâmetro	Lodo ativado	Permeado
DQO (mg/L)	8.862	34
SST (mg/L)	8.590	<0,5
CF (NMP/100 mL)	2.160.000	0



Figura VI.8 - Ilustração do lodo ativado e do permeado.

Apesar dos resultados ruins de fluxo permeado, pode-se observar pela Tabela VI.4 e pela Figura VI.8 que o permeado apresentou qualidade excelente, com ausência de coliformes termotolerantes e concentração de SST no permeado abaixo do limite de detecção. O efluente gerado atende facilmente, por exemplo, aos padrões estabelecidos pela NBR 13.969 (ABNT, 1997) para reúso em descarga de vasos sanitários, pois a Norma recomenda turbidez inferior a 10 uT e número mais provável (NMP) de coliformes fecais inferior a 500/100mL.

### VI.3. Resultados dos Ensaio em Batelada com Lodo Ativado

Decidiu-se montar um novo sistema para possibilitar maior flexibilidade operacional. O novo sistema permitiu a variação da vazão de recirculação de líquido de 0 até 600 L/h, a realização de retrolavagem e a injeção de ar junto com a corrente de alimentação do módulo de membranas. Neste sistema, ilustrado na Figura V.6, do capítulo Materiais e Métodos, foram realizados vários ensaios em batelada visando avaliar melhor o comportamento da membrana.

O módulo de membranas foi acoplado externamente ao tanque de alimentação do sistema e operado em fluxo cruzado. Um esquema é apresentado na Figura VI.9.

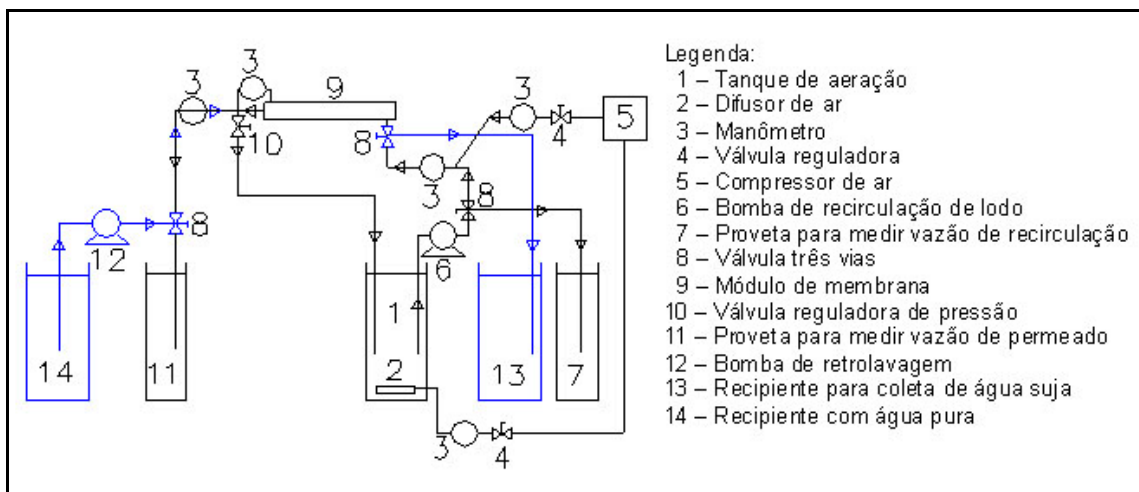


Figura VI.9 – Esquema do sistema montado.

Para o desenvolvimento dos testes, foram confeccionados três módulos com comprimento médio útil das fibras de 36,7 cm e área superficial útil de membrana de 332,05 cm<sup>2</sup>. Cada módulo foi confeccionado com 24 fibras e diâmetro hidráulico de 1,36 cm.

Inicialmente foi avaliado o desempenho da membrana ao longo do tempo para diferentes velocidades tangenciais do lodo ativado no módulo. A pressão no sistema foi mantida em 0,5 bar (pressão gerada apenas pela corrente de líquido). Os ensaios foram realizados com concentração de sólidos suspensos no tanque de aeração (SSTA) média de 8.865 mg/L. Os resultados obtidos são apresentados na Figura VI.10.

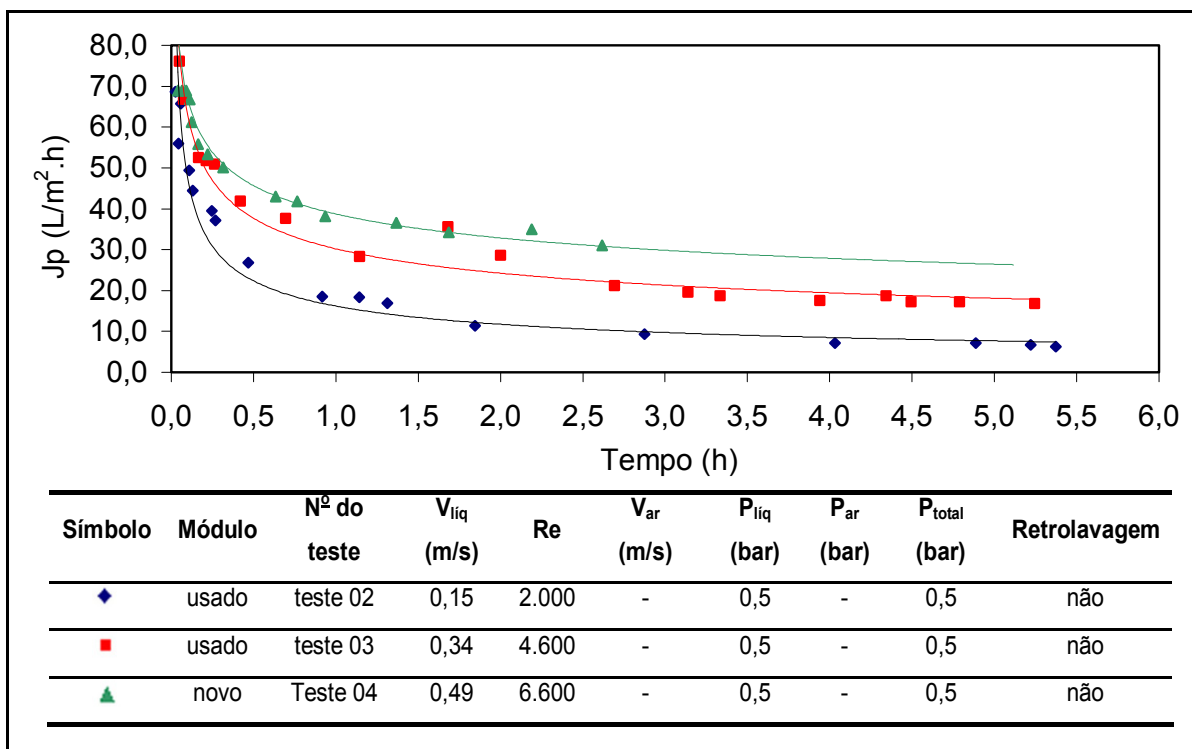


Figura VI.10 - Microfiltração do lodo ativado - Fluxo permeado em função do tempo para pressão de 0,5 bar e variação da velocidade tangencial do líquido.

Como pode ser observado, quanto maior a velocidade tangencial do lodo, melhor o comportamento do fluxo permeado ao longo do tempo, para uma dada pressão de líquido. Maiores vazões de recirculação de esgoto pelo módulo, mantendo-se fixos o diâmetro útil do tubo e a viscosidade do lodo, contribuem mais para o carreamento das substâncias que se depositam sobre a superfície da membrana, minimizando a espessura da torta. Após 5,0 horas de ensaio, obteve-se um fluxo em torno de 10, 20 e 30 L/m<sup>2</sup>.h para velocidade tangencial do líquido de 0,15, 0,34 e 0,49, respectivamente.

O desempenho do sistema foi também avaliado para operação com e sem injeção de ar na tubulação de alimentação do módulo de membranas. Foi realizado um teste

(teste 05) com pressão gerada pelo líquido de 0,05 bar e pelo ar de 0,35 bar (Entenda-se pressão gerada pelo líquido como pressão promovida pela própria circulação de líquido no sistema e pela válvula reguladora de pressão). A velocidade tangencial de líquido foi fixada em 0,34 m/s. Esta velocidade foi escolhida por ser um valor razoável para minimizar a deposição de partículas, sem elevar muito o consumo energético.

O resultado deste ensaio foi comparado ao teste 03, efetuado com pressão gerada pelo líquido de 0,50 bar. Os ensaios foram desenvolvidos com concentração de SSTA média de 7.085 mg/L. Os resultados são apresentados na Figura VI.11.

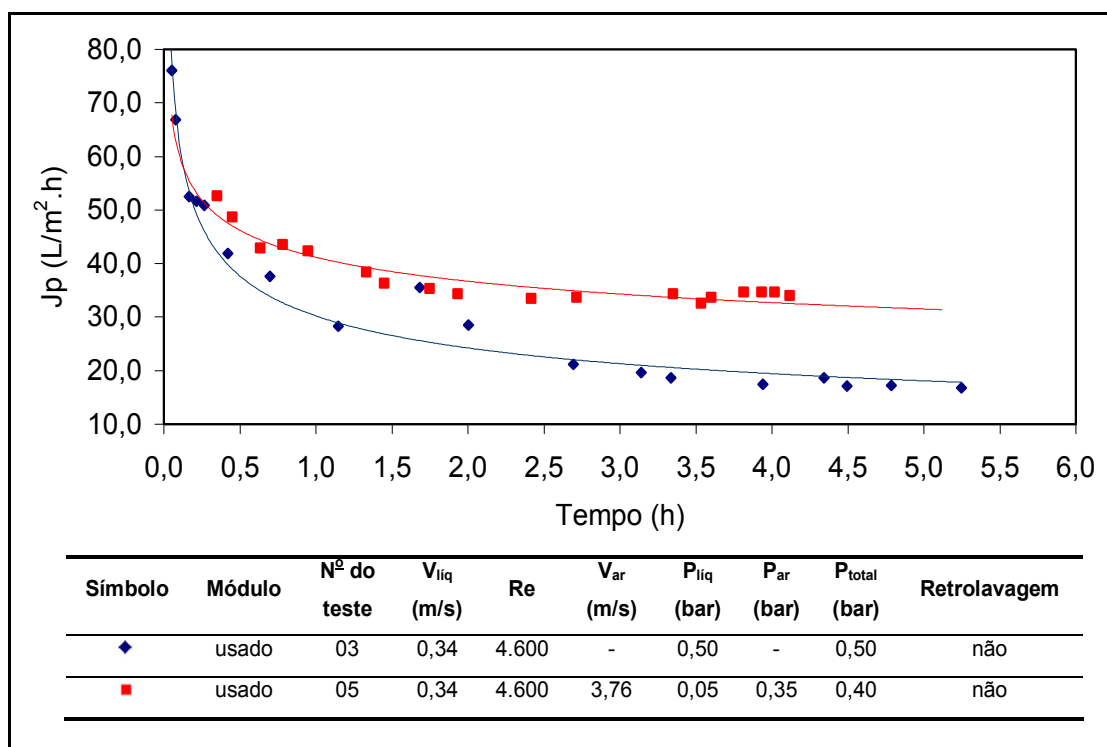


Figura VI.11 – Microfiltração do lodo ativado – Fluxo permeado em função do tempo – Influência da aeração no valor do fluxo permeado.

Para a mesma velocidade tangencial de líquido, o fluxo permeado obtido para a pressão total de 0,40 bar ( $P_{liq} = 0,05$  bar e  $P_{ar} = 0,35$  bar) foi significativamente maior, com valor acima de 30 L/m<sup>2</sup>.h após 5,0 horas de operação. Já para a pressão total de 0,50 bar, gerada apenas pela fase líquida, o fluxo atingiu valor um pouco abaixo de 20 L/m<sup>2</sup>.h após 5,0 horas de operação. Ressalta-se ainda que uma pressão total de operação menor tem a vantagem de contribuir menos para a deposição de partículas sobre a superfície da membrana.

Com o objetivo de comparar o valor do fluxo permeado para: (i) operação do sistema com uma velocidade tangencial de líquido maior (0,49 m/s), mas sem injeção de ar na tubulação de alimentação do módulo de membranas (teste 04), com (ii) uma velocidade menor (0,34 m/s), mas com injeção de ar (teste 05), foram retratados num mesmo gráfico os testes 04 e 05. O gráfico é apresentado na Figura VI.12. Os ensaios foram realizados com concentração de SSTA média de 7.085 mg/L.

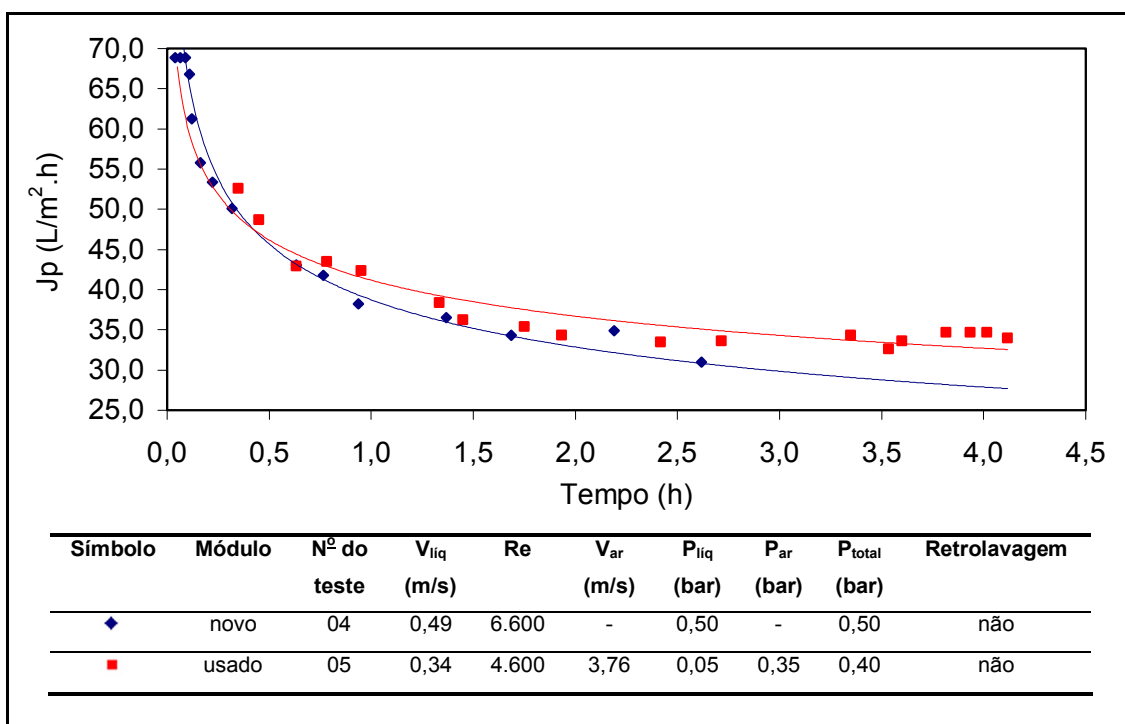


Figura VI.12 – Microfiltração do lodo ativado – Fluxo permeado em função do tempo – Influência da velocidade tangencial e da aeração no valor do fluxo permeado.

O desempenho da membrana no teste 05 foi superior ao desempenho no teste 04, apesar da velocidade tangencial no ensaio 05 ser inferior. Pode-se, portanto, operar o sistema com vazão de recirculação de líquido e pressão total menores e obter, ainda assim, um fluxo maior. O fluxo permeado, após 4 horas de duração dos ensaios, apresentou valor em torno de 25 - 30 L/m<sup>2</sup>.h para o teste 04 e de 30 - 35 L/m<sup>2</sup>.h para o teste 05.

A operação do sistema com menor vazão de recirculação diminui o consumo energético. Ressalta-se que o consumo de energia pela injeção de ar seria necessário de qualquer forma, pois o ar teria que ser injetado no sistema para manutenção dos sólidos em suspensão e para suprir as necessidades de oxigênio dos microrganismos.

Com a finalidade de avaliar a importância da aeração foi realizado um teste onde foram variados os parâmetros operacionais: o sistema foi operado ora com injeção de ar, ora sem injeção de ar. O resultado é apresentado na Figura VI.13. O ensaio foi realizado com concentração de sólidos suspensos no tanque de aeração por volta de 8.007 mg/L.

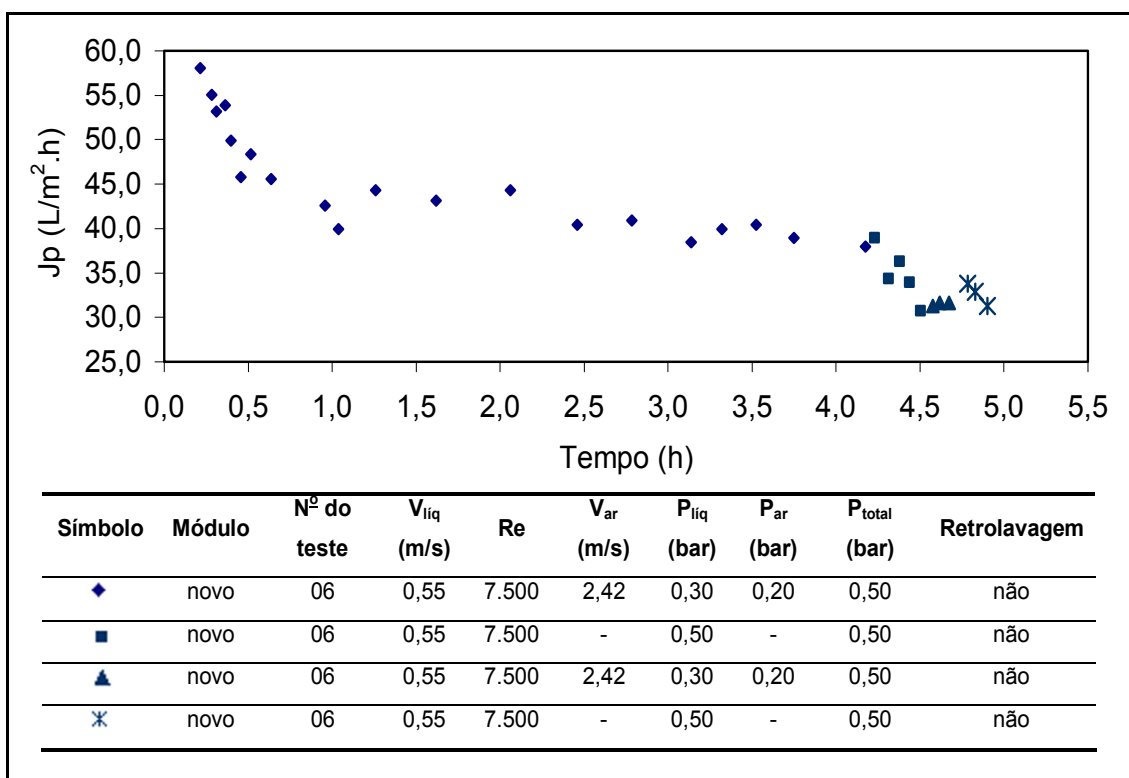


Figura VI.13 – Influência da aeração no valor do fluxo permeado em função do tempo.

Pode-se observar que, quando a aeração era suspensa e a pressão transmembrana gerada apenas pela corrente líquida, o valor do fluxo permeado caía rapidamente, enquanto que, ao ser reiniciada a aeração, o valor do fluxo estabilizava e ainda apresentava pequena melhora gradual. Somente a velocidade de líquido elevada não foi suficiente para minimizar a deposição de partículas sobre a membrana, sendo significativa a contribuição da turbulência gerada pela aeração para evitar a queda acentuada do fluxo permeado ao longo do tempo.

Procurando avaliar a importância das condições operacionais na partida do sistema no valor do fluxo permeado ao longo do tempo, iniciou-se um experimento com condições operacionais ruins ( $Re = 2.800$ , sem aeração, pressão transmembrana gerada pela corrente líquida de 0,50 bar) e, depois, ao longo do mesmo teste, procurou-se

melhorar esses parâmetros. Os resultados deste ensaio, realizado com SSTA de cerca de 8.007 mg/L, podem ser observados na Figura VI.14.

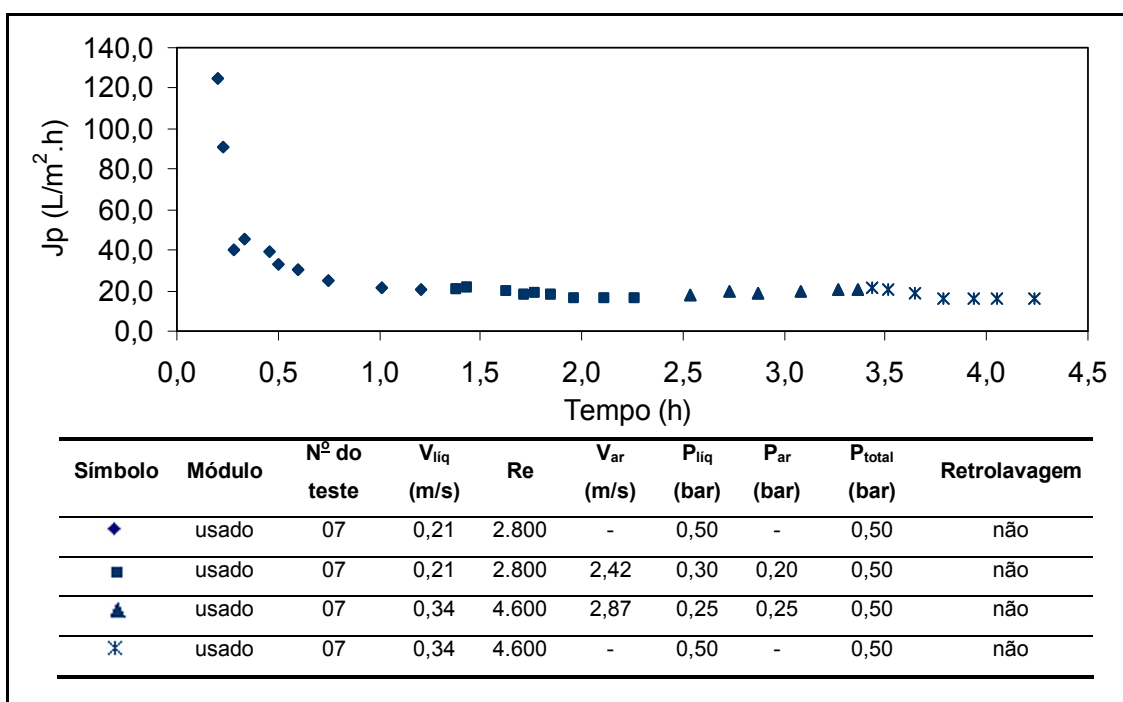


Figura VI.14 - Microfiltração do lodo do tanque de aeração com alteração dos parâmetros operacionais ao longo do teste – Fluxo permeado ao longo do tempo.

Pode-se observar pelos resultados mostrados na Figura VI.14 que, mesmo com a injeção de ar e o aumento da vazão de recirculação, não foi possível melhorar o fluxo permeado. Ainda que melhoradas as condições operacionais ao longo da operação, o fluxo permeado, provavelmente, não correspondeu ao valor que seria obtido caso o sistema fosse operado com estas melhores condições operacionais desde sua partida. Ou seja, os parâmetros de partida na operação do módulo de membranas podem influir no desempenho da mesma ao longo do tempo, mesmo que posteriormente alterados.

O desempenho do sistema foi também avaliado para diferentes pressões totais de operação, sendo essas pressões promovidas pela corrente de lodo e pela injeção de ar na linha de alimentação do módulo. Os resultados deste ensaio, realizado com concentração de sólidos suspensos no reator de 8.950 mg/L, são apresentados na Figura VI.15.

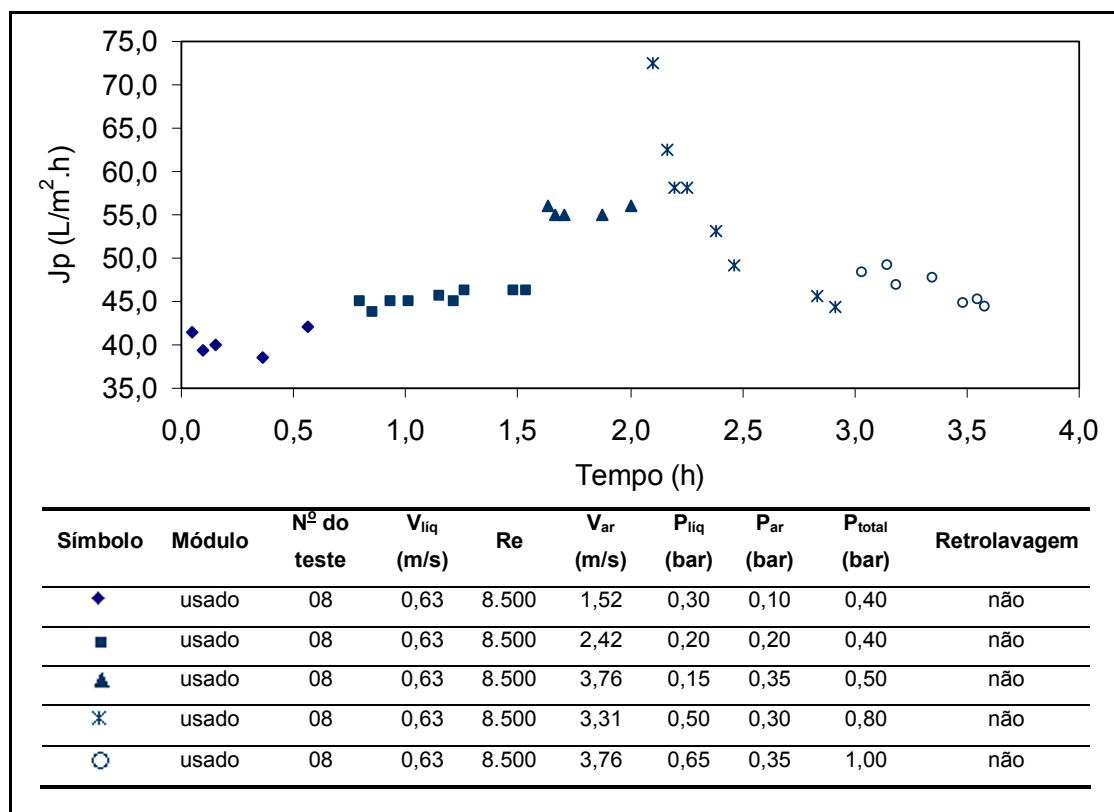


Figura VI.15 - Microfiltração do lodo ativado - Influência da pressão gerada pelo líquido e pelo ar no valor do fluxo permeado ao longo do tempo.

Nota-se que quanto maior a pressão de ar injetada, melhor o comportamento do fluxo permeado com o tempo. A geração de bolhas maiores, aumentando a turbulência, minimiza a deposição de partículas sobre a superfície da membrana. Porém, para a pressão de circulação do esgoto, quando esta foi aumentada pela válvula reguladora de pressão, houve um aumento expressivo do fluxo permeado, porém este decaiu rapidamente com o tempo. Este efeito pode ter ocorrido pelo aumento da deposição de partículas sobre a superfície da membrana e/ou compactação da torta, o que resulta no aumento de sua resistência, e/ou pela acentuação dos efeitos do "fouling".

Mesmo para uma velocidade tangencial de líquido no módulo elevada (0,63 m/s), o fluxo decaiu rapidamente para pressão de esgoto elevada, não sendo a velocidade tangencial do esgoto e a taxa de aeração ajustadas suficientes para evitar os efeitos negativos acima citados.

Visando avaliar a influência da retrolavagem e da velocidade de ar no módulo sobre o valor de fluxo permeado foi realizado um teste, onde foram mantidas velocidade de líquido de 0,31 m/s e pressão de líquido de 0,10 bar. Inicialmente a pressão de ar foi fixada em 0,20 bar. A primeira retrolavagem neste ensaio foi efetuada após 1 hora de

operação. Após 2,5 horas, a pressão de ar foi alterada para 0,35 bar e foi realizada outra retrolavagem. Mais uma retrolavagem foi executada após cerca de 3,5 horas. Os resultados deste teste, realizado com SSTA de cerca de 8.950 mg/L, podem ser observados na Figura VI.16.

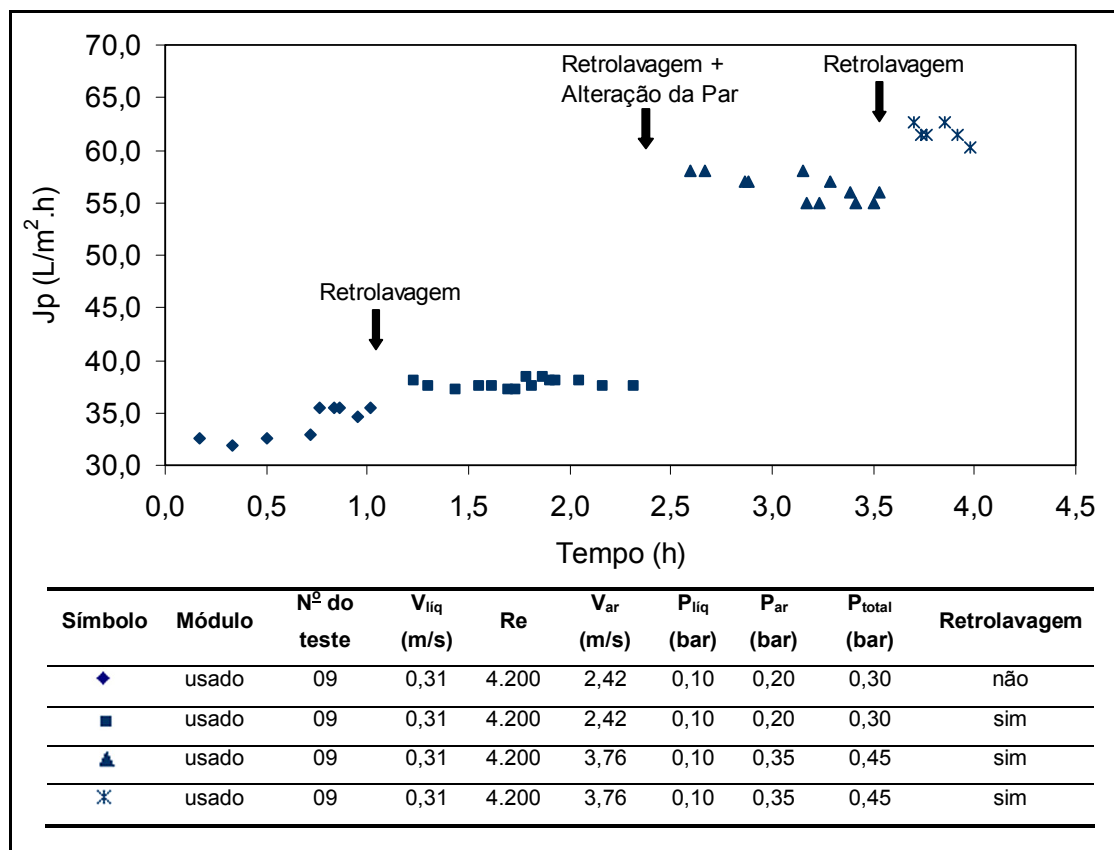


Figura VI.16 - Microfiltração do lodo ativado - Influência da pressão de ar e da retrolavagem no valor do fluxo permeado ao longo do tempo.

Observa-se na Figura VI.16 uma pequena recuperação do fluxo permeado com a realização da primeira retrolavagem. Já o aumento da velocidade do ar de 2,42 para 3,76 m/s, associado à realização de outra retrolavagem, contribuiu significativamente para aumentar o valor do fluxo.

Pode-se observar ainda que a influência da retrolavagem após cerca de 3,5 horas de duração do ensaio foi maior que sua influência com apenas 1 hora de operação. Provavelmente, para períodos mais longos de operação, a retrolavagem influencia mais no comportamento do fluxo permeado ao longo do tempo, desempenhando papel importante na recuperação do fluxo, permitindo a manutenção de um fluxo mais estável. Esta influência poderá ser observada no teste de longa duração realizado em modo contínuo, que será descrito mais adiante. Um outro fator a ser considerado é

que a retrolavagem após 3,5 horas de operação foi realizada para pressão de ar mais alta. Com a turbulência gerada pela velocidade maior do ar no módulo, a espessura da camada polarizada deve diminuir, ficando mais fácil sua remoção pela retrolavagem.

Para avaliar melhor a influência da retrolavagem, foi realizado um outro teste, porém já iniciado com valor da pressão de ar de 0,35 bar. O resultado do teste pode ser observado na Figura VI.17. Este ensaio foi realizado com concentração de SSTA em torno de 9.000 mg/L.

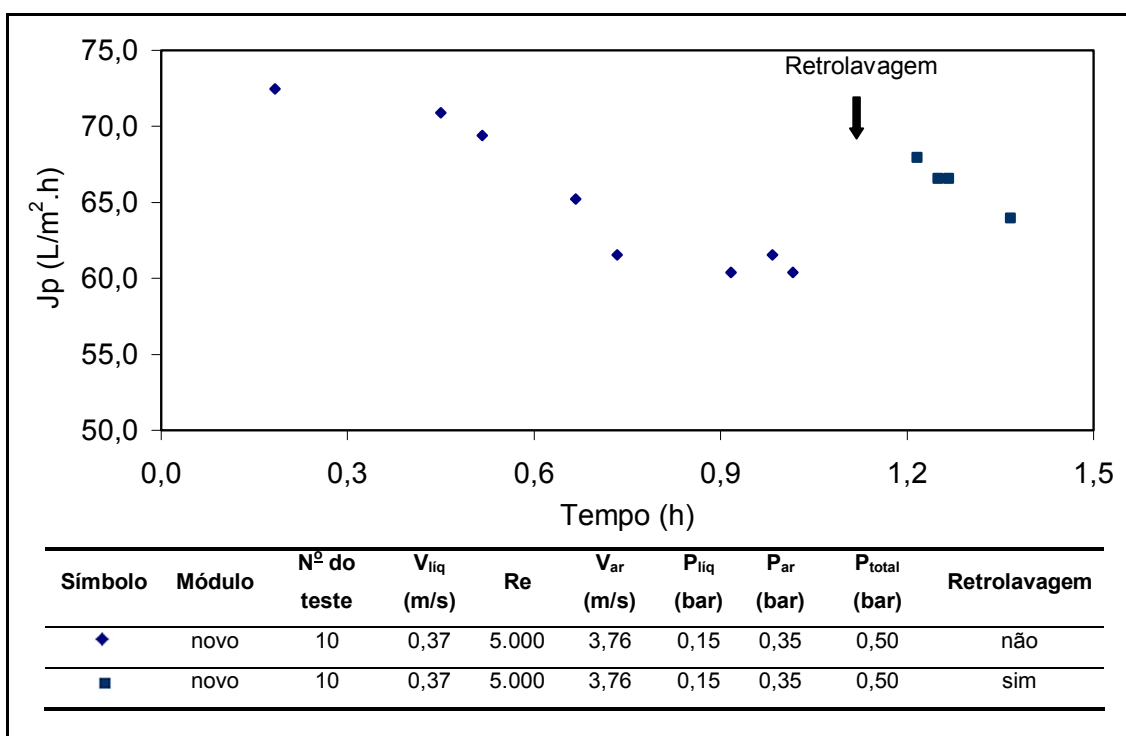


Figura VI.17 - Microfiltração do lodo ativado - Influência da retrolavagem no valor do fluxo permeado ao longo do tempo.

Neste teste, a recuperação do valor do fluxo permeado com a retrolavagem foi um pouco maior que no anterior (teste 09). Alguns fatores que podem ter influenciado são a vazão de ar fixada em 0,35 bar desde o início do ensaio, a velocidade de líquido maior (0,37 m/s) e as características da membrana, que variam um pouco de módulo para módulo.

Comparando ainda o teste 09 com o 10, pode-se observar que o teste 09 parte de um fluxo de cerca de 33 L/m<sup>2</sup>.h, enquanto o 10 do valor de 72 L/m<sup>2</sup>.h. Observando-se estes valores, pode-se questionar que um dos fatores que podem ter contribuído para o baixo fluxo do teste 09 já na partida da operação consiste em que o módulo usado

no teste 09 pode não ter sido adequadamente recuperado pelo procedimento de limpeza anterior a sua utilização (nesta limpeza foi usada apenas água sanitária e em todas as outras limpezas foi utilizado, além de água sanitária, detergente). Contudo, com os parâmetros bem ajustados, foi possível obter no ensaio um fluxo de 60 – 65 L/m<sup>2</sup>.h. Assim, o teste 09, após aproximadamente 4 horas de duração, apresentou valor de fluxo comparável ao valor de fluxo do teste 10, que após 1,4 horas de ensaio, apresentou fluxo de 64 L/m<sup>2</sup>.h. Com a operação do sistema em condições adequadas, foi possível minimizar os efeitos causados pela polarização de concentração e pelo “fouling”.

A fim de demonstrar a importância do ajuste adequado dos parâmetros (pressão de líquido, pressão de ar, retrolavagem), os testes 06 e 09 foram comparados num mesmo gráfico, apresentado na Figura VI.18. A concentração média de sólidos suspensos no reator era de 8.479 mg/L.

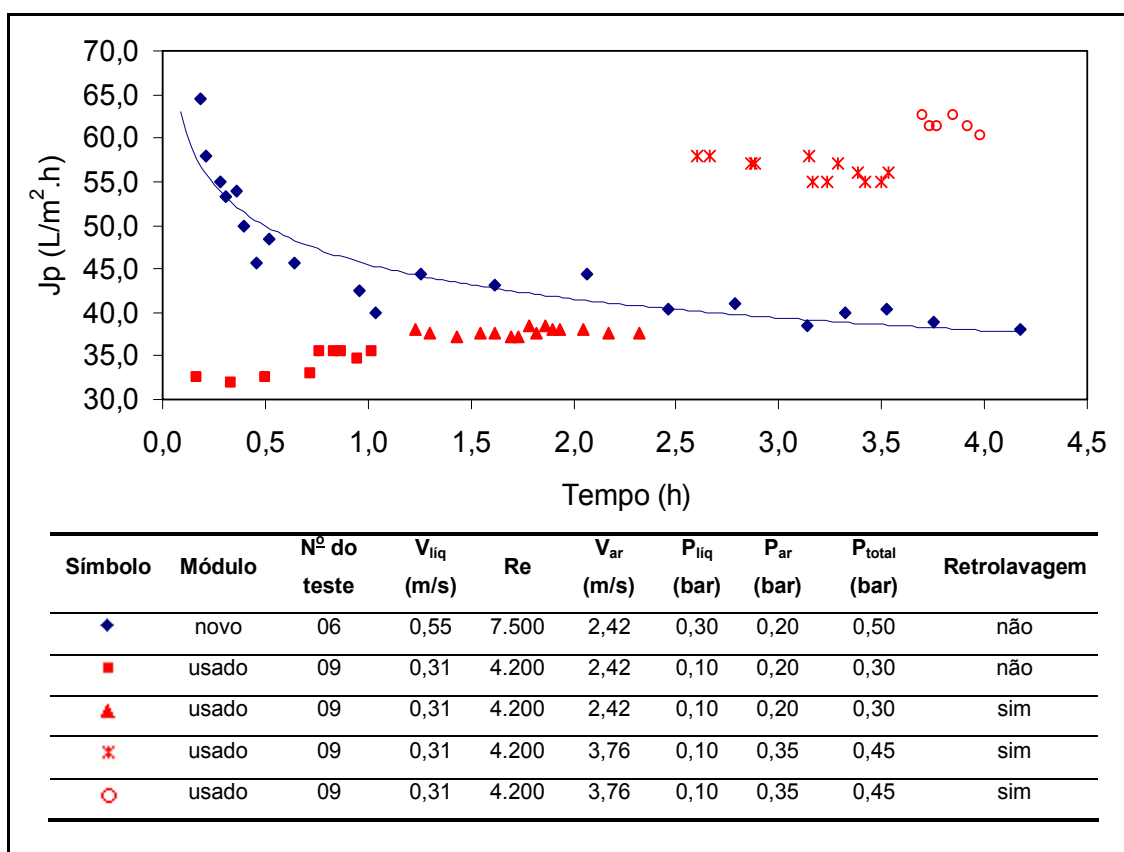


Figura VI.18 – Fluxo permeado em função do tempo – Variação da velocidade tangencial e da pressão sobre o módulo de membranas.

Pode-se observar que, apesar de no teste 06 o módulo ser novo e operado com uma velocidade tangencial de líquido maior, no teste 09 (operado com menor pressão de

líquido, maior pressão de ar, retrolavagem e velocidade de líquido menor) o valor do fluxo permeado, após cerca de 4,0 horas de ensaio, foi consideravelmente maior (cerca de 60 L/m<sup>2</sup>.h) que o valor do teste 06 (40 L/m<sup>2</sup>.h).

Foi realizado ainda o teste de concentração do lodo (Figura VI.19), com a finalidade de avaliar a influência da concentração de SSTA no fluxo permeado. A concentração do lodo foi realizada retirando-se permeado ao longo do tempo, sem retorná-lo ao reator. Para cada concentração em que foi coletada amostra para análise de SSTA, esperava-se cerca de quinze minutos retornando o fluxo de permeado para que o sistema opera-se por um período na concentração estabelecida, e então eram medidos três valores de fluxo permeado. Manteve-se neste teste pressão gerada pelo líquido de 0,05 bar e pelo ar de 0,35 bar, com velocidade tangencial do líquido no módulo de 0,34 m/s.

Na Figura VI.19, é ilustrado também o resultado do teste 05, para servir de referência, operado com os mesmos parâmetros de pressão e de velocidade tangencial de líquido que o teste de concentração.

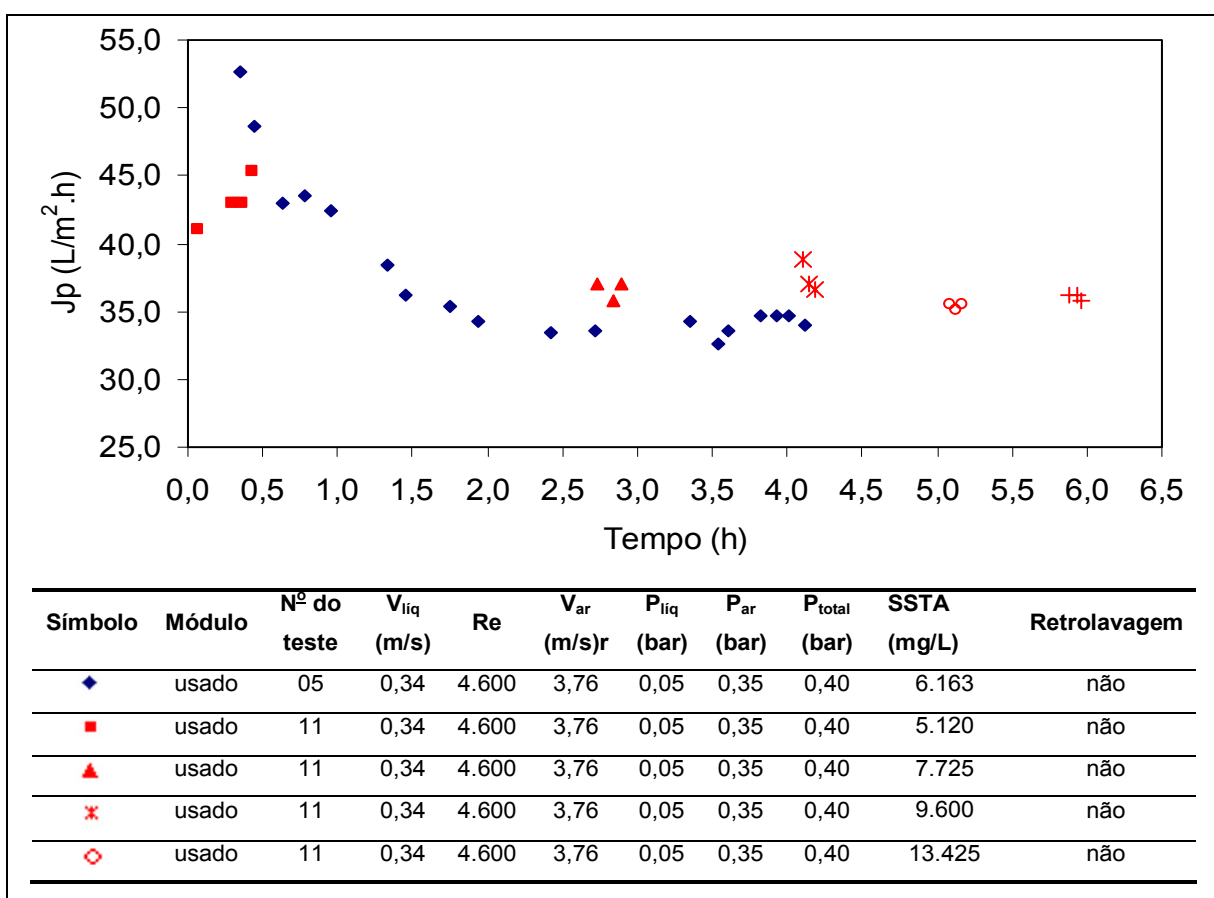


Figura VI.19 - Fluxo permeado em função do tempo – teste de concentração do lodo.

Pode-se notar, comparando os resultados do teste 05 e do teste de concentração (teste 11), que a influência dos SSTA no valor do fluxo permeado foi praticamente desprezível. Provavelmente, este resultado só foi obtido devido às condições hidrodinâmicas de operação do sistema serem adequadas. A turbulência gerada pela aeração minimizava a espessura da camada de torta que se depositava sobre a membrana, carreando as substâncias que se depositavam sobre sua superfície. Provavelmente, se as condições de operação fossem piores, os efeitos da concentração de sólidos suspensos seriam evidenciados.

Finalizando a análise dos resultados em batelada, é ilustrado, na Figura VI.20, um gráfico com o teste 02, realizado antes da otimização dos parâmetros, e com o teste 10, a fim de realçar o ganho obtido no valor do fluxo permeado com a otimização dos parâmetros operacionais. Os ensaios foram desenvolvidos com concentração de SSTA média de 8.770 mg/L.

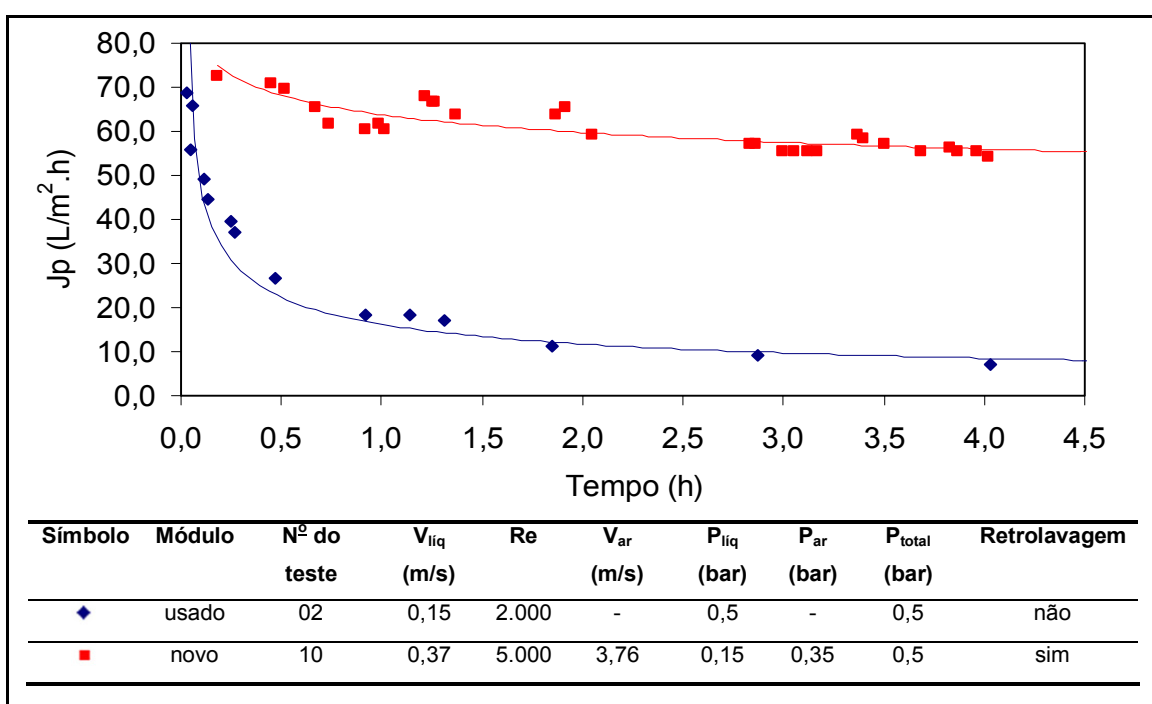


Figura VI.20 – Microfiltração do lodo ativado - Fluxo permeado em função do tempo – Comparação dos resultados dos testes 02 e 10.

Pode-se observar que após 4 horas de ensaio foi mantido um fluxo de 55 - 60 L/m<sup>2</sup>.h para o teste 10, enquanto que no teste 02 o fluxo chegou a 7 L/m<sup>2</sup>.h, neste mesmo intervalo de tempo.

No experimento 10 foi possível operar a uma pressão transmembrana de 0,50 bar, sem ocorrer uma queda considerável no valor do fluxo permeado com o tempo. Provavelmente, nas condições operacionais deste ensaio, o sistema seja operado com um valor de fluxo permeado abaixo do crítico, o que não ocorre para pressão transmembrana de 0,50 bar gerada apenas pelo líquido.

Quanto à eficiência do tratamento, foram realizadas análises de DQO, DBO, SST e CF de cada amostra coletada na ETE -Penha e análises de DQO, DBO, SST, CF e *Escherichia coli* das amostras do permeado coletado nos testes. As análises foram realizadas no Laboratório de Engenharia do Meio Ambiente (LEMA), da Poli – UFRJ. Na Tabela VI.5 são apresentadas as médias dos resultados obtidos para cada parâmetro (quatro amostras de lodo ativado e quatro de permeado).

Tabela VI.5 - Resultados das análises do lodo e do permeado.

<b>Parâmetro</b>	<b>Lodo ativado</b>	<b>Permeado</b>
DQO (mg/L)	9.360	27
DBO (mg/L)	4.314	2
SST (mg/L)	7.927	<0,5
CF (NMP/100 mL)	1.200.000	0
<i>Escherichia coli</i> (NMP/100mL)	-	0

A qualidade do permeado obtido pode ser observada na Tabela VI.5. O mesmo se apresentou sempre com ausência de coliformes fecais e *Escherichia coli*. A concentração de sólidos suspensos do permeado está abaixo do limite de detecção. Os valores de DBO e de concentração de SST do efluente tratado atendem perfeitamente as exigências de controle estabelecidas pela DZ-215-R.3 (FEEMA, 2002), que permite concentração máxima variando de 180 a 40 mg/L, tanto para SST, como para DBO, de acordo com a carga orgânica diária lançada.

Na Figura VI.21 são ilustrados os filtros usados para análise dos sólidos suspensos de uma amostra do tanque de aeração e de uma amostra do permeado (diâmetro de poro médio do filtro de 0,45  $\mu\text{m}$ ). Uma amostra do lodo ativado e do permeado coletados após um dos experimentos pode ser observada na Figura VI.22.



Figura VI.21 - Ilustrações dos filtros usados para análise dos sólidos suspensos de uma amostra do tanque de aeração e de uma amostra de permeado.

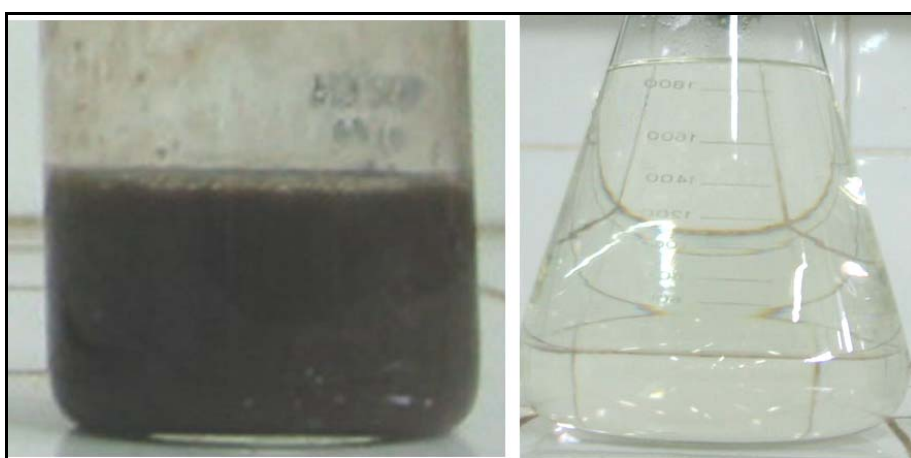


Figura VI.22 - Amostra do lodo ativado e do permeado coletados após um dos experimentos.

### VI.3.1. Resultados dos Ensaios de Caracterização dos Sistemas de Injeção de Ar

A fim de comparar a transferência de oxigênio pelo aerador no fundo do tanque com a transferência pela injeção de ar na tubulação que alimenta o módulo de membranas foram realizados testes para determinação do coeficiente global de transferência de oxigênio  $K_L a$  e comparados os valores de  $K_L a$  para ambos os sistemas de aeração. Os ensaios foram realizados para vazões de ar de 23,4; 27,0; 30,7 e 34,3 L/min, correspondendo a pressões de ar de 0,25; 0,30; 0,35 e 0,40 bar, respectivamente, com ambos os sistemas de aeração.

Com os resultados dos experimentos foram elaborados gráficos com ordenada  $[\ln(C^* - C)]$  e abscissa representada pelo Tempo (min). Com base nestes gráficos, que se encontram no Anexo 2, foram ajustadas retas pelo método dos mínimos quadrados

para obtenção dos valores de  $K_La$  (1/min) para cada vazão de ar. O ensaio foi realizado duas vezes para cada vazão.

Ressalta-se que, como o valor de  $C^*$  depende da temperatura no meio líquido, ensaios realizados em temperaturas distintas proporcionam retas ajustadas com interceptos diferenciados, visto que para  $t = 0$ ,  $C$  é igual a 0 e o intercepto é determinado por  $(\ln C^*)$ . Desta forma, retas distintas foram ajustadas para cada ensaio realizado com mesma vazão de ar e, como era esperado, estas apresentam inclinações semelhantes (ou seja, valores de  $K_La$  semelhantes), porém interceptos distintos. O  $K_La$  para uma determinada vazão de ar foi então obtido pela média dos  $K_La$  resultantes de cada ensaio realizado com a referente vazão de ar.

Os valores de  $K_La$  para cada vazão de ar e para cada sistema de aeração se encontram na Tabela VI.6. Os valores de  $K_La$  foram corrigidos para a temperatura padrão de 20 °C.

Tabela VI.6 – Valores de  $K_La$ .

Vazão de ar (L/min)	Aeração pela injeção de ar na tubulação de alimentação do módulo		Aeração pelo aerador fixo no tanque de aeração	
	$K_La$ (1/min)	$K_La$ corrigido para T=20 °C (1/min)	$K_La$ (1/min)	$K_La$ corrigido para T=20 °C (1/min)
23,4	0,52	0,51	1,02	0,92
27,0	0,59	0,56	1,25	1,19
30,7	0,69	0,67	1,43	1,34
34,3	0,74	0,70	1,53	1,49

Com os valores corrigidos para a temperatura padrão foi elaborado um gráfico e ajustada uma reta, para cada sistema de aeração, com a finalidade de obtenção do valor de  $K_La$  correspondente às diferentes vazões de ar (Figuras VI.23 e VI.24).

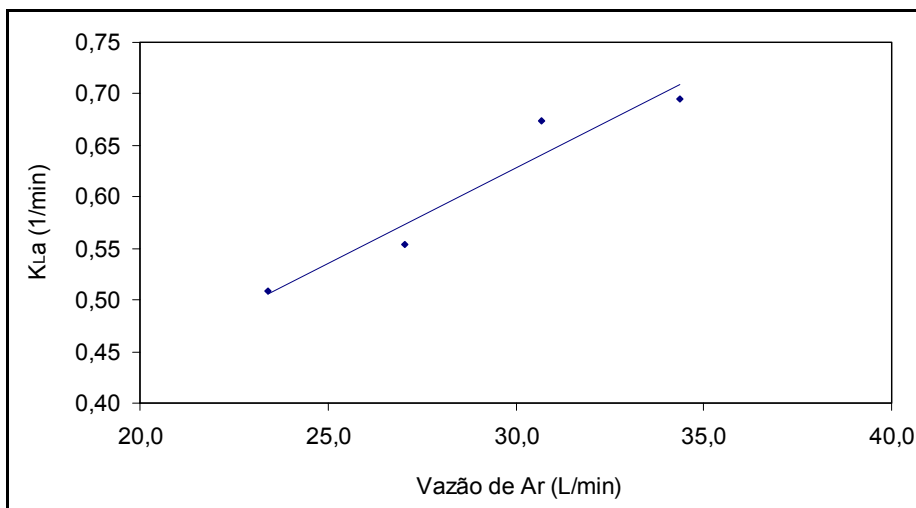


Figura VI.23 – Valor de  $K_{La}$  em função da vazão de ar – Aeração através da injeção de ar na tubulação que alimenta o módulo de membranas.

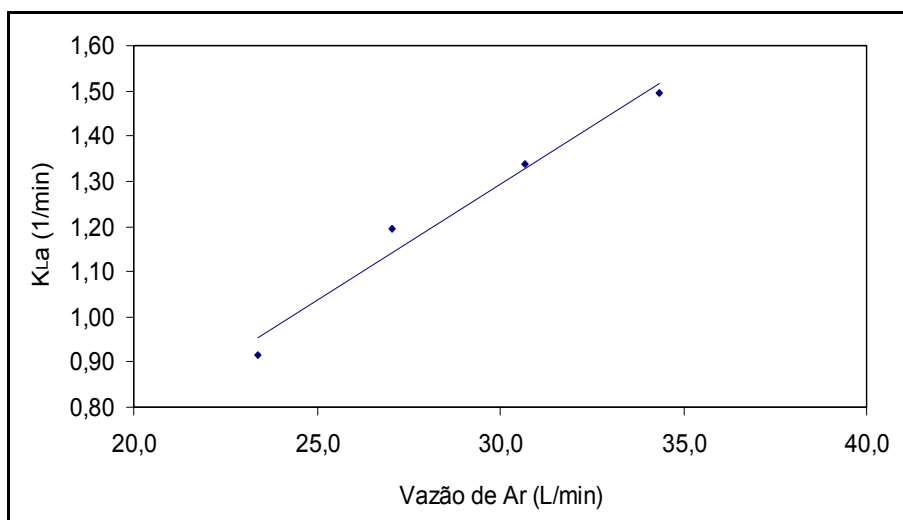


Figura VI.24 – Valor de  $K_{La}$  em função da vazão de ar – Aeração através do aerador localizado no fundo do tanque de aeração.

A capacidade de transferência de oxigênio do sistema de injeção de ar através da tubulação de alimentação do módulo de membranas é mais baixa que a capacidade do sistema com aerador fixo no fundo do tanque de aeração. Porém, o efeito da aeração pela injeção de ar através da tubulação de alimentação do módulo de membranas, além de aerar o tanque, melhora bastante o desempenho da membrana, levando à necessidade de menor área de membrana, diminuição do número de limpezas necessárias, além de possibilitar a operação do sistema com uma menor velocidade tangencial. Uma análise futura contrastando o gasto energético com aeração com a economia conseguida em área de membrana e consumo energético da bomba de circulação deveria ser efetuada.

Pode-se instalar um ejetor de ar ou algum dispositivo adequado para aumentar a eficiência de transferência de oxigênio deste sistema de aeração.

Com o objetivo de avaliar se a injeção de ar através da tubulação de alimentação do módulo de membranas seria suficiente para manter os sólidos em suspensão no reator e suprir as necessidades dos microrganismos para condições de operação em modo contínuo em estado estacionário (fixou-se DBO do esgoto bruto em 250 mg/L, concentração de sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração em 12.000 mg/L, vazão média afluyente em 0,80 L/h e volume útil do reator em 4 L) foi comparada a massa real de oxigênio transferida para o reator pelo sistema de aeração por unidade de tempo (N) com a massa de oxigênio necessária para satisfazer as necessidades diárias do metabolismo dos organismos M (kgO<sub>2</sub>/d).

A massa de oxigênio necessária para satisfazer as necessidades diárias de metabolismo dos organismos M (kgO<sub>2</sub>/d) pode ser calculada pela equação III.12 do capítulo Lodos Ativados Convencional, obtendo-se:

$$M = 0,5.(250-5).0,8.24.10^{-6} + 0,12.12000.4.10^{-6} = 0,008 \text{ kg} / d = 8,1 \text{ gO}_2 / d \quad (\text{equação VI.2})$$

O valor de K<sub>L</sub>a, para vazão de ar transferida pra o tanque de aeração de 30,7 L/min (que equivale à pressão de ar de 0,35 bar), é igual a 0,64 min<sup>-1</sup> a 20°C. Com este valor, foi calculada a massa de oxigênio transferida por unidade de tempo nas condições padrão (N<sub>0</sub>), de acordo com a equação III.15 do capítulo Lodos Ativados Convencional:

$$N_0 = 0,64.4.(9,0 - 0) = 23,4 \text{ mg} / \text{min} = 33,2 \text{ gO}_2 / d \quad (\text{equação VI.3})$$

Considerando-se todas as correções que devem ser feitas para a determinação da massa real de oxigênio transferida pelo sistema de aeração por unidade de tempo (N), como descrito no item III.4 do capítulo Lodos Ativados Convencional, obteve-se N igual a:

$$N = K_L a_{\text{água}} . V . (C^* - C_{\text{água}}) . \frac{C_{S_{\text{esg}}} - C_{\text{esg}}}{C^*} . \alpha . 1,02^{(T-20)} \quad (\text{equação VI.4})$$

$$N = 0,64.4.(9,0 - 0) \cdot \frac{9,0.0,95 - 2,0}{9,0} \cdot 0,5 = 8,4 \text{ mg / min} = 12,1 \text{ gO}_2 / d \text{ (equação VI.5)}$$

Onde  $\alpha$  (fator de correção para esgotos domésticos) para biorreatores com membranas apresenta valor em torno de 0,4-0,5 dependendo da concentração de lodo no reator (CORNELISSEN *et al.*, 2002).

Pode-se observar que, como N é maior que M, a aeração através da linha de alimentação do módulo de membranas seria suficiente para suprir as necessidades dos microrganismos, não sendo necessário o uso do aerador fixado no tanque de aeração.

#### VI.4. Resultados dos Ensaio em Modo Contínuo

Para que o sistema fosse operado adequadamente em modo contínuo, por um longo período de tempo, com a minimização de interferência humana, intervalos iguais entre retrolavagens, controle de nível do tanque de aeração e utilização de procedimentos de segurança pré-estabelecidos para prolongar a vida útil da membrana e proteger as bombas, um sistema automatizado foi desenvolvido em parceria com o Grupo de Simulação e Controle em Automação e Robótica (GSCAR) do Programa de Engenharia Elétrica da COPPE/UFRJ. Um esquema dos fluxogramas de seqüência da operação do sistema e o programa elaborado se encontram no Anexo 1. A descrição dos equipamentos que compõe o sistema, assim como das operações programadas para serem realizadas estão relatadas no item V.5.2, do capítulo Materiais e Métodos.

Na operação deste sistema foram adotados os valores dos parâmetros operacionais otimizados nos testes em batelada. Seu esquema pode ser observado na Figura V.12, do capítulo Materiais e Métodos e, na Figura VI.25, é apresentada uma ilustração do mesmo.



Figura VI.25 – Ilustração do sistema utilizado.

Nestes ensaios foram utilizados módulos com comprimento médio útil das fibras de 54,3 cm e área superficial útil de membrana de 327,22 cm<sup>2</sup>. Cada módulo foi fabricado com 16 fibras e apresentava área transversal útil de 1,54 cm<sup>2</sup> e diâmetro hidráulico de 1,40 cm.

#### VI.4.1. Ensaio para Avaliação da Permeabilidade da Membrana a Água Pura

A permeabilidade da membrana a água pura foi avaliada para pressão variando de 0,25 a 1,25 bar. Foi avaliado também o fenômeno de compactação da membrana. Após as medidas iniciais de permeabilidade, o sistema foi operado por cerca de 1 hora a uma pressão de 1,25 bar. Em seguida, foi medida novamente a permeabilidade da membrana para pressão variando de 0,25 a 1,25 bar. Após este procedimento, foi realizada uma retrolavagem por cerca de 10 minutos a uma pressão de 1,25 bar a fim de avaliar seu efeito na compactação da membrana. Foi então variada novamente a pressão no sistema de 0,25 a 1,25 bar e medido o fluxo permeado para cada pressão analisada. Na Figura VI.26 são apresentados os resultados deste ensaio.

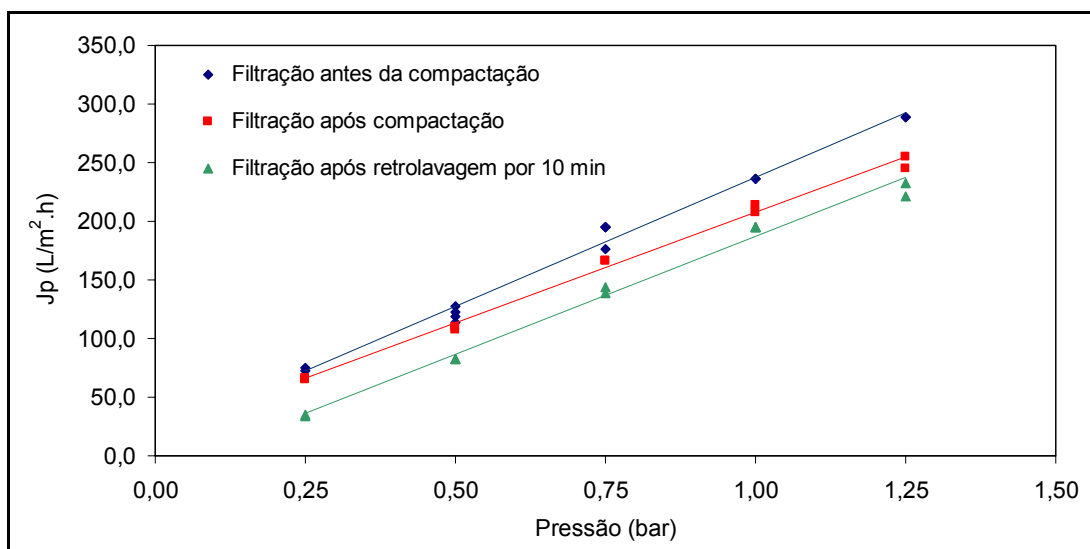


Figura VI.26 – Avaliação do fenômeno de compactação da membrana.

Pode-se observar que a inclinação da reta obtida pela filtração de água pura após retrolavagem (permeabilidade da ordem de 201 L/m<sup>2</sup>.h.bar) é similar à inclinação da reta de filtração antes da compactação (permeabilidade da ordem de 221 L/m<sup>2</sup>.h.bar). Desta forma, parece ser desprezível a contribuição da retrolavagem para a compactação da membrana. Na verdade, seu efeito parece ter contribuído para descompactar a membrana, o que é razoável, dado que o sentido do fluxo de retrolavagem é oposto ao da filtração. O valor obtido de permeabilidade após a compactação (em torno de 188 L/m<sup>2</sup>.h.bar) corrobora com a observação anterior, mostrando que na verdade a permeabilidade da membrana aumentou após a realização da retrolavagem.

A permeabilidade da membrana neste ensaio foi consideravelmente menor que no ensaio citado no item VI.2.1. O ensaio descrito no item VI.2.1 foi realizado em um sistema que ainda não havia sido usado na filtração de lodo. Já o ensaio descrito neste item foi realizado em um sistema que já havia sido usado várias vezes para filtração de lodo ativado. Por mais que o sistema tenha sido limpo, sua recuperação não é total, restando algumas sujeiras nas tubulações, nas válvulas e nas conexões.

#### VI.4.2. Ensaio em Modo Contínuo com Lodo Ativado

Este ensaio foi realizado com pressão gerada pela recirculação de lodo e pela válvula reguladora de 0,1 bar. A velocidade tangencial do lodo foi fixada em 0,32 m/s ( $Re \cong 4.500$ ). A pressão gerada pela injeção de ar na linha de alimentação do módulo foi

fixada em 0,3 bar, equivalendo a uma vazão de ar de 27 L/min.(ou 1.620 L/h) e a uma velocidade de ar de aproximadamente 2,93 m/s. Foram estabelecidos os seguintes tempos no programa: filtração por 240 minutos e retrolavagem por 4 minutos.

Na Figura VI.27 são apresentados os resultados obtidos no ensaio. Neste ensaio, após cerca de 2,0 horas de operação, a tubulação de retorno do concentrado escapou, sendo necessário interromper a operação do sistema por 30 minutos. Em seguida foi reiniciada a operação, sendo recarregado o programa. Para evitar alteração no tempo entre retrolavagens, manualmente, após cerca de 4 horas de operação, foi realizada uma retrolavagem. Após a retrolavagem, as posições de memória do programa foram zeradas e reiniciada a operação no automático.

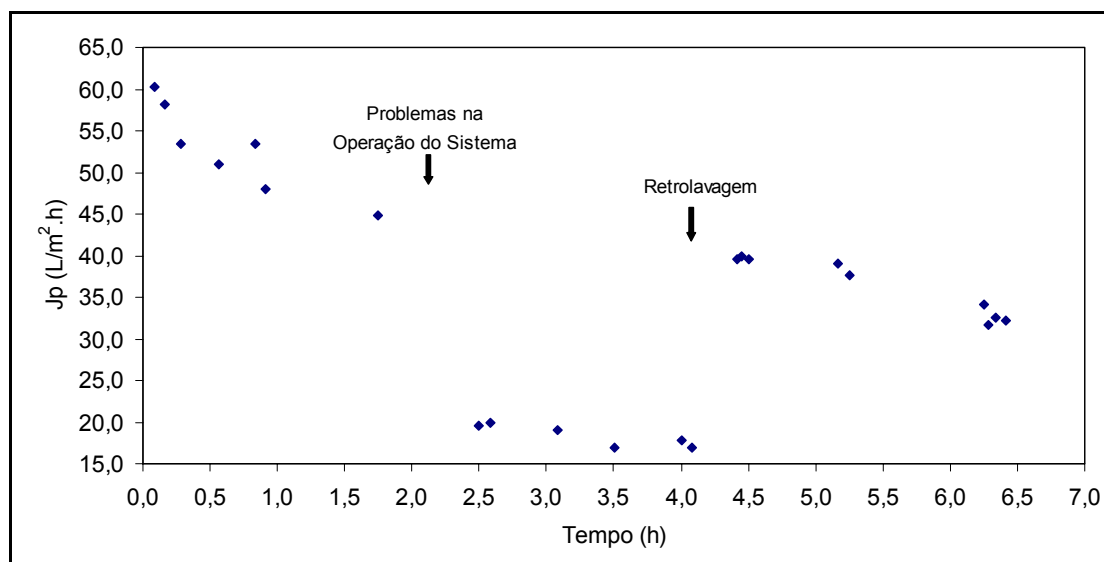


Figura VI.27 – Operação do sistema em modo contínuo. Fluxo permeado ao longo do tempo.

Pode-se observar que, após a parada do sistema, o valor do fluxo permeado apresentou uma queda expressiva (de cerca de 45,0 para cerca de 20 L/m<sup>2</sup>.h). Porém, com a realização da retrolavagem, o valor foi recuperado para aproximadamente 40,0 L/m<sup>2</sup>.h. Decidiu-se, com base neste resultado, sempre que o sistema apresentasse um problema, antes de reiniciá-lo no automático, fazer uma retrolavagem manual para recuperar o valor do fluxo. O contra-fluxo foi mais eficiente para a recuperação do fluxo do que a operação de filtração com a aeração. Somente a aeração não foi capaz de diminuir a espessura da torta que se depositou sobre a superfície da membrana.

Após cerca de 6,5 horas, a operação do sistema foi interrompida por problemas operacionais. Os problemas foram solucionados e, depois de feitas as alterações necessárias, foi iniciado um novo ensaio, que está descrito no item VI.4.3.

Para avaliação da eficiência do tratamento foram realizadas análises físico-químicas e bacteriológicas do esgoto que alimentava o tanque de aeração (proveniente da ETE-Penha), da amostra de permeado coletada e do lodo ativado. Os resultados são apresentados na Tabela VI.7.

Tabela VI.7 – Resultados das análises do esgoto bruto, do efluente tratado e do lodo ativado no tanque de aeração.

Parâmetro	Esgoto bruto	Permeado	Lodo ativado
DQO (mg/L)	420	13	-
DBO (mg/L)	196	≤2	-
SST (mg/L)	92	<0,5	2.450
<i>Enterococcus</i> (NMP/100mL)	1.500.000	0	-
<i>Escherichia coli</i> (NMP/100mL)	-	0	-

Pode-se observar que não foi detectada, no permeado, a presença de *Enterococcus* e *Escherichia coli*. A concentração de sólidos suspensos totais é desprezível. A eficiência de remoção de DBO foi maior que 99% e de DQO foi de aproximadamente 97%. Lembra-se que o lodo ativado foi trazido da ETE-Penha e que não foi aclimatado neste sistema.

#### VI.4.3. Ensaio de Longa Duração em Modo Contínuo com Lodo Ativado

Após ajustes na programação e no sistema físico, foi iniciada a operação do sistema com um novo módulo. O lodo ativado, para partida da operação, e o esgoto foram coletados na ETE - Ilha do Governador, localizada no Rio de Janeiro. A operação foi iniciada com pressão gerada pela circulação de lodo e pela válvula reguladora de 0,1 bar. Procurou-se manter esta pressão durante todo o ensaio. A velocidade tangencial do lodo foi fixada em 0,32 m/s ( $Re \cong 4.500$ ). A pressão pela injeção de ar na linha de alimentação do módulo foi ajustada inicialmente para 0,3 bar, equivalendo a uma vazão de ar de 27 L/min (ou 1.620 L/h) e a uma velocidade de ar de aproximadamente 2,93 m/s. Os resultados do ensaio podem ser observados na Figura VI.28. Diversas interferências foram realizadas ao longo da operação.

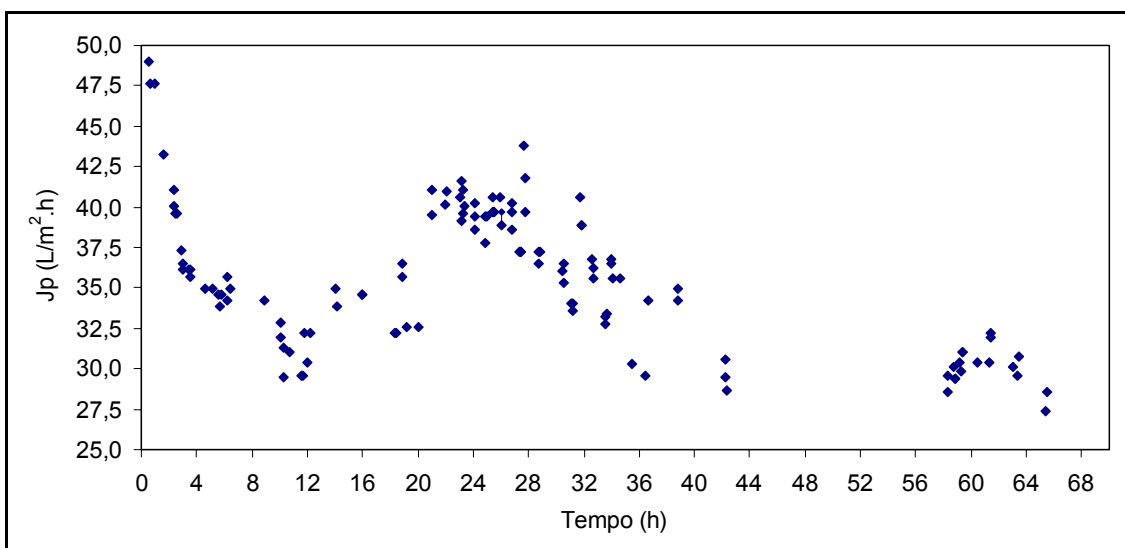


Figura VI.28 - Operação do sistema em modo contínuo. Fluxo permeado ao longo do tempo.

Nos primeiros minutos de operação foram feitos os ajustes de vazão de recirculação e pressão de líquido e de ar, como de costume.

O tempo de filtração foi estabelecido em 4 horas e o de retrolavagem em 4 minutos. Após 2,5 horas de operação, por problemas na posição dos eletrodos, a chave de bóia (sensor de segurança de nível mínimo) foi acionada e o sistema entrou na função de retrolavagem de segurança. A operação foi então interrompida manualmente, foi realizada uma retrolavagem manual por quatro minutos e o programa recarregado.

Após 10 horas de operação, como a bomba de alimentação do tanque de aeração (bomba 1) ficou desligada por um período longo de tempo, ela foi acionada por um contador previsto em caso de falha dos sensores de controle de nível. Ao ser observado este fato, o tempo para entrada no contador foi modificado e o programa recarregado. Com esta pequena pausa operacional, o fluxo permeado sofreu uma queda. Foi decidido então, após 11,7 horas de operação, realizar uma retrolavagem para recuperar o valor do fluxo e foi alterado o tempo entre retrolavagens para 2 horas e a duração da retrolavagem para 2 minutos. Após cerca de 19,5 horas de operação, outro ajuste na posição dos eletrodos foi feito e foi realizada uma retrolavagem manual por 10 minutos.

Após 21 horas de operação, a pressão de ar foi aumentada de 0,30 para 0,35 bar (correspondendo a uma vazão e velocidade de ar de 30,7 L/min e 3,32 m/s,

respectivamente), provocando um aumento significativo no valor do fluxo permeado (o fluxo cresceu de 33 para 41 L/m<sup>2</sup>.h), como pode ser observado no gráfico VI.28.

Após cerca de 34 horas de operação, observou-se que a pressão de líquido subiu para 0,25 bar, sendo mantido o valor da pressão de ar. A pressão de líquido foi então reajustada, sendo necessário interromper a aeração por alguns minutos. No período entre 37-39 horas, alguns ajustes foram realizados, sendo realizada uma retrolavagem de segurança por 15 minutos.

Entre 42,5 e 58 horas, o sistema não foi monitorado. Em algum momento, a bomba 1 falhou e não foi acionada, assim, o nível mínimo de segurança foi atingido, foi realizada uma retrolavagem por 15 minutos e, em seguida, as válvulas foram desenergizadas e as bombas desligadas. Após 58 horas, o programa foi reiniciado e foi observada uma diminuição considerável do valor do fluxo permeado (de 29 para 24,5 L/m<sup>2</sup>.h), sendo então realizada uma retrolavagem manual por 4 minutos. O fluxo foi recuperado para 29,5 L/m<sup>2</sup>.h.

A retrolavagem foi importante neste ensaio evitando a queda gradual contínua do fluxo, sendo fundamental sua realização após problemas operacionais. Sempre que foi necessária uma pausa no funcionamento do sistema, a retrolavagem foi necessária para evitar uma queda mais acentuada do valor do fluxo permeado.

O sistema não foi monitorado entre 65,5 e 86,5 horas. Após 86,5 horas, foi realizada uma retrolavagem manual e a operação automatizada iniciada. Notou-se, neste momento, que o permeado estava amarelado e lentamente foi clareando, porém sua cor permaneceu um pouco alterada. A monitoração do sistema prosseguiu por mais 48 horas, sendo coletadas três amostras de permeado para avaliar se o mesmo estava contaminado. Como foi comprovada a sua contaminação (CF = 14 NMP/100mL e *Escherichia coli* = 5 NMP/100mL), foi interrompida a operação e o sistema foi limpo. O módulo foi desconectado do sistema e pôde-se observar que duas fibras romperam: as duas mais próximas à entrada de esgoto e ar no módulo. Algum tipo de proteção sobre as fibras, na entrada da alimentação do módulo, seria suficiente para evitar o rompimento.

Apesar dos problemas operacionais, o fluxo se manteve sempre acima de 27,0 L/m<sup>2</sup>.h. Este valor é comparável, ou mesmo superior, ao fluxo dos principais biorreatores com membranas comercializados atualmente (Empresas Kubota e Zenon, com fluxo médio

de 25 e 30 L/m<sup>2</sup>.h, respectivamente), o que comprova a adequação das membranas utilizadas para aplicação em biorreatores com membranas visando o tratamento de esgotos domésticos.

Os dados de eficiência do tratamento podem ser observados na Tabela VI.8. Foram analisadas três amostras do esgoto bruto e três amostras do permeado, coletadas antes do rompimento das fibras.

Tabela VI.8 – Resultados das análises do esgoto bruto e do efluente tratado.

Parâmetro	Esgoto bruto	Permeado
DQO (mg/L)	723	18
DBO (mg/L)	238	≤2
SST (mg/L)	438	0,8
SSV <sup>a</sup> (mg/L)	380	-
CF (NMP/100mL)	11.000.000	0
<i>Enterococcus</i> (NMP/100mL)	350.000	0
<i>Escherichia coli</i> (NMP/100mL)	-	0
Turbidez (FAU) <sup>b</sup>	-	0,3
Cor (PtCo) <sup>c</sup>	-	21

<sup>a</sup> SSV = sólidos suspensos voláteis

<sup>b</sup> FAU = unidades de atenuação de formazina

<sup>c</sup> PtCo = unidades de platina - cobalto

Pode-se observar pelos resultados das análises do esgoto bruto e do efluente tratado que a eficiência de remoção da DQO foi aproximadamente 98% e da DBO foi maior que 99%. A concentração de sólidos suspensos totais no permeado é desprezível e não foi detectada, no permeado, a presença de *Enterococcus* e *Escherichia coli*. Apenas como parâmetro de referência, as eficiências típicas de remoção de sistemas de lodos ativados convencionais para DQO, DBO, SST e CF se apresentam na faixa de 85 -90, 85 – 95, 85 – 95 e 60 – 90, respectivamente.

Na Figura VI.29 pode ser observada uma ilustração com filtros usados nas análises de sólidos suspensos totais do esgoto, do lodo ativado e do permeado, respectivamente.



Figura VI.29 - Ilustração com filtros usados nas análises de sólidos suspensos totais do esgoto, do lodo ativado e do permeado, respectivamente.

Nas fotos da Figura VI.30 podem ser visualizadas as ilustrações do esgoto bruto, do lodo ativado no tanque de aeração (com os eletrodos fixos na tampa do tanque) e do permeado no tanque de coleta de permeado. Na Figura VI.31 é apresentada a foto de uma amostra do esgoto bruto a ser tratado (coletado na ETE-Ilha do Governador) e do permeado.



Figura VI.30 – Ilustrações do esgoto bruto, do lodo ativado no tanque de aeração e do permeado, respectivamente.

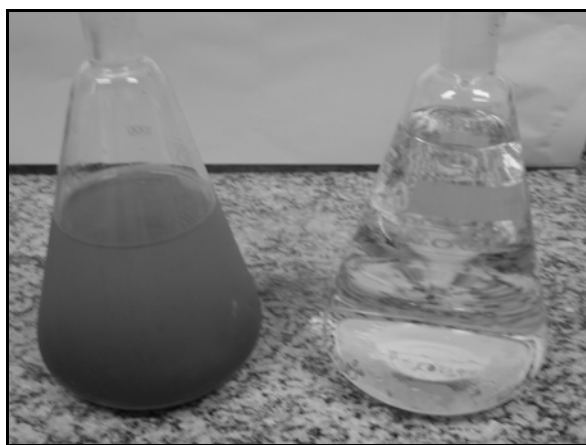


Figura VI.31 - Amostra do esgoto bruto e do permeado.

Na Tabela VI.9 podem ser observadas as variações das concentrações de sólidos suspensos no tanque de aeração (SSTA) e de sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração (SSVTA) durante o ensaio.

Tabela VI.9 – Variação da concentração de SSTA e de SSVTA.

Biorreator	Dia 1	Dia 2	Dia 3	Dia 4	Dia 5	Dia 6	Dia 7
SSTA (mg/L)	1.325	6.250	7.050	-	5.400	6.550	7.530
SSVTA (mg/L)	1.075	5.650	6.650	-	3.100	-	6.380

A diminuição da concentração de sólidos suspensos no tanque de aeração do terceiro para o quinto dia se deve provavelmente à interrupção da operação do sistema durante as noites do dia 3 e 4 por problemas operacionais. O reator neste período foi mantido aerado, porém não foi alimentado com esgoto.

A concentração de oxigênio dissolvido no tanque de aeração foi monitorada ao longo do ensaio e se manteve em torno de 5,0 – 7,0 mg/L.

## VII. CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

---

### VII.1. Conclusões

Pelos resultados obtidos neste trabalho conclui-se que:

- As membranas usadas no presente trabalho, preparadas no Laboratório de Processos de Separação com Membranas e Polímeros (PAM) da COPPE/UFRJ, apresentaram um bom desempenho para aplicação em biorreatores com membranas (MBR) visando o tratamento de esgotos domésticos;
- Nos testes em batelada, após o ajuste dos valores dos parâmetros estudados, foi possível manter um fluxo permeado em torno de 45 L/m<sup>2</sup>.h para uma velocidade tangencial de líquido de 0,30 – 0,35 m/s, pressão transmembrana total de 0,40 – 0,50 bar (pressão gerada pela fase líquida de 0,10 – 0,15 bar e pela injeção de ar na tubulação de alimentação do módulo de membranas de 0,30 – 0,35 bar), velocidade tangencial de ar no módulo de cerca de 3,5 m/s e realização de retrolavagens. Para o sistema operado com os parâmetros otimizados, a permeabilidade média da membrana ao lodo ativado (para concentração de sólidos suspensos no tanque de aeração em torno de 6.000 - 9.000 mg/L) ficou em torno de 90 - 120 L/m<sup>2</sup>.h.bar (que representa cerca de 12% da permeabilidade da membrana a água pura obtida para o módulo externo ao tanque de alimentação do sistema);
- Apesar dos problemas operacionais no teste de longa duração em modo contínuo, o fluxo se manteve sempre acima de 27 L/m<sup>2</sup>.h. Este valor é comparável ao fluxo dos principais biorreatores com membranas comercializados atualmente (Empresas Kubota e Zenon, com fluxo médio de 25 e 30 L/m<sup>2</sup>.h, respectivamente);
- A otimização dos parâmetros operacionais e a operação adequada do sistema foram fatores importantes para garantir a manutenção do desempenho da membrana. Em um dos primeiros ensaios realizados, o fluxo permeado, após 4 horas de operação, atingiu o valor de 7 L/m<sup>2</sup>.h, enquanto

que no ensaio com os valores dos parâmetros otimizados, manteve-se a operação durante 4 horas com um fluxo de 55 - 60 L/m<sup>2</sup>.h;

- Quanto maior a velocidade tangencial do lodo ativado no módulo de membranas maior a contribuição deste parâmetro para carrear as substâncias que se depositam sobre a superfície da membrana. Porém, para minimizar o consumo energético do sistema, evitou-se trabalhar com uma velocidade elevada. O valor desta variável foi fixado, após alguns ensaios, em cerca de 0,35 m/s;
- O fluxo permeado aumentou consideravelmente com o aumento da intensidade de aeração. A aeração tornou possível operar o sistema a uma pressão transmembrana de 0,40 - 0,50 bar (sendo 0,30 – 0,35 bar de pressão gerado pelo ar), sem uma queda considerável no valor do fluxo permeado com o tempo, mesmo para uma velocidade tangencial de líquido relativamente baixa (0,30 – 0,35 m/s). A vazão de ar injetada na linha de alimentação do módulo de membranas foi suficiente para suprir a necessidade de oxigênio dos microrganismos e manter os sólidos em suspensão no tanque de aeração;
- A pressão transmembrana gerada pela fase líquida deve ser fixada em torno de 0,10-0,15 bar. Assim, caso a vazão de circulação de lodo não seja suficiente para garantir este valor, deve-se fazer uso da válvula reguladora de pressão;
- A retrolavagem minimizou a queda gradual, mas contínua, do fluxo permeado. Sua maior contribuição para manutenção do fluxo estável foi observada quando o MBR foi operado por um período mais longo, em modo contínuo, e quando ocorreram interrupções na operação do processo. Na operação em modo contínuo, a retrolavagem era iniciada a cada 2 horas, com duração de 2 minutos. Sua frequência, no entanto, pode ser aumentada (usualmente até 1 a cada 30 minutos), podendo ser reduzida sua duração (em geral, duração mínima de 15 segundos);
- Para condições hidrodinâmicas de operação relativamente adequadas (velocidade tangencial de líquido no módulo de 0,34 m/s; velocidade de ar no módulo de 3,76 m/s; pressão promovida pela fase líquida de 0,05 bar e pelo

ar de 0,35 bar), a influência da concentração de sólidos suspensos no tanque de aeração (SSTA) sobre o valor do fluxo foi praticamente desprezível. Este teste foi realizado para concentração variando de 5.000 a 13.000 mg/L. Portanto, pode-se operar o reator em modo contínuo com concentração de SSTA de 13.000 mg/L sem afetar o desempenho da membrana;

- O efluente tratado apresentou sempre qualidade excelente e praticamente constante. Nas análises das amostras do permeado foram obtidos valores de demanda química de oxigênio e concentração de sólidos suspensos sempre menores que 42 mg/L e 1,2 mg/L, respectivamente. A demanda bioquímica de oxigênio apresentou valor variando de 5,3 a valores abaixo do limite de detecção ( $\leq 2,0$  mg/L). Em todas as amostras verificou-se ausência de coliformes termotolerantes, *Escherichia coli* e bactérias do grupo *Enterococcus*. Pelas características do permeado, o mesmo pode ser reutilizado para diversos fins que exijam qualidade de água não potável, mas sanitariamente segura, como para irrigação de jardins, lavagem de pisos, para descarga dos vasos sanitários, etc. Normalmente, para que processos convencionais de tratamento de esgotos gerem um efluente tratado com a qualidade do permeado obtido neste trabalho é necessário acrescentar um tratamento terciário para desinfecção do efluente, além da área para instalação destes tratamentos ser, em geral, significativamente maior.

Por fim, conclui-se que a aplicação desta tecnologia para o tratamento de efluentes domésticos é bastante viável, principalmente com a redução que vem ocorrendo dos custos envolvidos para instalação, operação e manutenção de MBR, devido ao melhor desempenho da membrana, ao aumento de sua vida útil e à redução dos custos para sua fabricação.

## VII.2. Sugestões para Trabalhos Futuros

Algumas sugestões para trabalhos futuros são:

- Operar o sistema em modo contínuo e em escala maior por um período mínimo de três meses, a fim de avaliar o comportamento do MBR, do ponto de vista do tratamento biológico e do desempenho da membrana. Para partida do sistema poderiam ser fixados os seguintes valores para os parâmetros operacionais: SSTA de 12.000 mg/L, relação alimento/microrganismo de 0,1 kgDBO<sub>5</sub>/kgSSVTA.d, idade do lodo igual a 30

dias, velocidade tangencial de líquido no módulo de 0,35 m/s, pressão transmembrana total de 0,45 – 0,50 bar (pressão gerada pela fase líquida de 0,10 – 0,15 bar e pela injeção de ar na tubulação de alimentação do módulo de membranas de 0,35 bar), velocidade tangencial de ar no módulo de cerca de 3,7 m/s e, a princípio, realização de uma retrolavagem a cada 1 hora;

- Caracterizar o lodo gerado no MBR (análises de sólidos suspensos totais e voláteis, observação no microscópio);
- Investigar a realização de retrolavagem usando ar em conjunto com o efluente tratado;
- Investigar melhor os procedimentos de limpeza dos módulos de membranas;
- Operar o MBR avaliando-se o consumo energético do sistema;
- Investigar a densidade de empacotamento mais adequada para módulos que visam a filtração de esgoto e avaliar diferentes configurações de módulo;
- Avaliar mais profundamente a interferência de cada conjunto de parâmetros no desempenho da membrana visando a obtenção de dados suficientes para elaboração de um modelo;
- Operar um MBR com módulo de circulação externa e outro com módulo submerso em paralelo com a finalidade de comparar os resultados de ambos os sistemas;
- Algumas modificações, a fim de melhorar o sistema automatizado seriam convenientes, como:
  - Instalação de um sensor de medição de vazão de permeado para:
    - Acompanhar melhor a variação da vazão de permeado ao longo do tempo;
    - Ajustar a vazão de alimentação do tanque de aeração ao valor da vazão de permeado, com a finalidade de manter o nível médio no tanque de aeração, melhorando o controle de nível;
    - Acionar a retrolavagem caso a vazão seja reduzida para um valor abaixo do especificado no programa;
    - Proteger o sistema, detectando a ausência de vazão de permeado. Desta forma, caso haja algum problema de colmatação da membrana ou falha operacional que interrompa o fluxo permeado, a operação do sistema poderá ser interrompida e a retrolavagem ou limpeza hidráulica iniciada, evitando danos ao sistema físico e à membrana;
  - Instalação de um sensor de pressão para:

- Evitar oscilações no valor da pressão; ou
- Acompanhar a variação da pressão do sistema, ocasionada por um aumento da resistência total à filtração;
- Introdução de mais duas válvulas solenóides para facilitar a limpeza do sistema;
- Instalar um ejetor de ar ou algum dispositivo adequado para aumentar a eficiência de transferência de oxigênio através da injeção de ar na tubulação de alimentação do módulo de membranas;
- Utilização de um supervisório que possibilite a operação do processo por um computador através de uma interface gráfica, além do monitoramento à distância (através de sistema de rede).

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

---

- AHN, K. H., SONG, J. H., CHA, H. Y., 1998, "Application of Tubular Ceramic Membranes for Reuse of Wastewater from Buildings", *Water Science and Technology*, v. 38, n. 4-5, pp. 373-382.
- AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION - APHA, AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION - AWWA, WATER POLLUTION CONTROL FEDERATION - WPCF, 1998, *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. 20 ed., Washington, D. C., EUA, American Public Health Association.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS – ABNT, 1990, *NB-570: Projeto de Estações de Tratamento de Esgoto Sanitário*. Rio de Janeiro, RJ, Brasil.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS – ABNT, 1997, *NBR-13969: Tanques Sépticos – Unidades de Tratamento Complementar e Disposição Final dos Efluentes Líquidos – Projeto, Construção e Operação*. Rio de Janeiro, RJ, Brasil.
- BAI, R., LEOW, H. F., 2002, "Microfiltration of Activated Sludge Wastewater – The Effect of System Operation Parameters", *Separation and Purification Technology*, v. 29, pp. 189-198.
- BAILEY, A. D., HANSFORD, G. S., DOLD, P. L., 1994, "The Enhancement of Upflow Anaerobic Sludge Bed Reactor Performance Using Crossflow Microfiltration", *Water Research*, v. 28, n. 2, pp. 291-295.
- BEN AIM, R. M., SEMMENS, M. J., 2002, "Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment and Reuse: A Success Story", *Water Science and Technology*, v. 47, n. 1, pp. 01-05.
- BOUHABILA, E. H., AÍM, R. B., BUISSON, H., 2001, "Fouling Characterization in Membrane Bioreactors", *Separation and Purification Technology*, v. 22-23, pp. 123-132.

- BUISSON, H., COTE, P., PRADERIE, M. *et al.*, 1998, "The Use of Immersed Membranes for Upgrading Wastewater Treatment Plants", *Water Science and Technology*, v. 37, n. 09, pp. 89-95.
- CAMPOS, J. C., 2000, *Processos Combinados Aplicados ao Tratamento de Água de Produção de Petróleo*. Tese Dsc., COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.
- CENTROPROJEKT DO BRASIL, 2004, "Reuso de Efluentes Industriais e Domésticos - Tecnologias Avançadas". *Seminário O Estado da Arte dos Equipamentos para Reúso de Águas*, Rio de Janeiro, RJ, Brasil, Abril.
- CHIEMCHAI SRI, C., WONG, Y. K., URASE, T. *et al.*, 1992, "Organic Stabilization and Nitrogen Removal in Membrane Separation Bioreactor for Domestic Wastewater Treatment", *Water Science and Technology*, v. 25, n. 10, pp. 231-240.
- CHOI, J. G., BAE, T. H., KIM, J. H. *et al.*, 2002, "The Behavior of Membrane Fouling Initiation on The Crossflow Membrane Bioreactor System", *Journal of Membrane Science*, v. 203, pp.103-113.
- CHURCHOUSE, S., WILDGOOSE, D., 1999, "Membrane Bioreactors Progress from The Laboratory to Full-Scale Use", *Membrane Technology*, v. 1999, n. 111, pp. 04-08.
- CORNELISSEN, E.R., JANSE, W., KONING, J., 2002, "Wastewater Treatment with The Internal MEMBIOR", *Desalination*, v. 146, pp. 463-466.
- CÔTÉ, P., BUISSON, H., PRADERIE, M., 1998, "Immersed Membranes Activated Sludge Process Applied to the Treatment of Municipal Wastewater", *Water Science and Technology*, v. 38, n. 4-5, pp. 437-442.
- CUI, Z. F., CHANG, S., FANE, A. G., 2003, "Review - The Use of Gas Bubbling to Enhance Membrane Processes". *Journal of Membrane Science*, v. 221, pp.01-35.
- DAVIES, W. J., LE, M. S., HEATH, C. R., 1998, "Intensified Activated Sludge Process with Submerged Membrane Microfiltration", *Water Science and Technology*, v. 38, n. 4-5, pp. 421-428.

- DECOL, 2003, Apresentação no Software Power Point.
- DEFRANCE, L., JAFFRIN, M. Y., GUPTA, B. *et al.*, 2000, "Contribution of Various Constituents of Activated Sludge to Membrane Bioreactor Fouling", *Bioresource Technology*, v. 73, pp. 105-112.
- INSTITUTO DE PESQUISA ECONÔMICA APLICADA – IPEA, 2004, *Diagnóstico dos Serviços de Água e Esgotos – 2002*. Home page: [http://www.snis.gov.br/visao\\_2002.htm](http://www.snis.gov.br/visao_2002.htm). Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento, Ministério das Cidades, Secretaria Nacional de Saneamento Ambiental – SNSA.
- ELMALEH, S., ABDELMOUMNI, L., 1998, "Experimental Test to Evaluate Performance of an Anaerobic Reactor Provided with an External Membrane Unit", *Water Science and Technology*, v. 38, n. 8-9 , pp. 385-392.
- FARIA, L. F., DI LUCCIO, M., NOBREGA, R. *et al.*, 2002, "Development and Characterization of Microfiltration Hollow-Fiber Modules for Sterilization of Fermentation Media", *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, v. 19, n. 2, pp.141-150.
- FUNDAÇÃO ESTADUAL DE ENGENHARIA DO MEIO AMBIENTE – FEEMA, 1983, *Manual do Meio Ambiente – v. 2 Métodos FEEMA*. Rio de Janeiro, RJ, Brasil, FEEMA.
- FUNDAÇÃO ESTADUAL DE ENGENHARIA DO MEIO AMBIENTE – FEEMA, 2002, *DZ-215-R.3: Diretriz de Controle de Carga Orgânica Biodegradável em Efluentes Líquidos de Origem não Industrial*. Rio de Janeiro, RJ, Brasil.
- GANDER, M., JEFFERSON, B., JUDD, S., 2000, "Aerobic MBRs for Domestic Wastewater Treatment: A Review with Cost Considerations", *Separation and Purification Technology*, v. 18, pp. 119-130.
- GÜNDER, B., KRAUTH, K., 1998, "Replacement of Secondary Clarification by Membrane Separation – Results with Plate and Hollow Fibre Modules", *Water Science and Technology*, v. 38, n. 4-5, pp. 383-393.

- HABERT, A. C., BORGES, C. P., NOBREGA, R., 2003, *Escola Piloto em Engenharia Química: Processos de Separação com Membranas*. Programa de Engenharia Química, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.
- HACH, 1999, *Espectrofotômetro DR2010 - Procedimento de Análise*. Tradução Cristiane Xavier, Departamento de Aplicação.
- JORDÃO, E. P., 1998, *Pesquisa Visando Melhorias Operacionais no Processo de Lodos Ativados*. Tese de D. em Engenharia, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, SP, Brasil.
- JORDÃO, E. P., PESSÔA, C. A., 1995, *Tratamento de Esgotos Domésticos*. 3 ed., Rio de Janeiro, RJ, Brasil, Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental - ABES.
- KOPSER, C. G., MONTI, S., PETERSON, R., 2000, "Application of Membrane Bioreactor Technologies to Cruise Ship Gray and Black Water Treatment". In: *Maritime Environment International Conference and Exhibition - Fresh Water Production and Waste Water Treatment Technologies for Ships and Islands*, Genoa, Itália, Março.
- KUBOTA, 2002, Apresentação no Software Power Point.
- KWANG-HO, C., CHUNG-HAK, L., 1996, "Membrane Fouling Mechanisms in the Membrane-Coupled Anaerobic Bioreactor", *Water Research*, v. 30, n. 8, pp. 1771-1780.
- MORES, W. D., BOWMAN, C. N., DAVIS, R. H., 2000, "Theoretical and Experimental Flux Maximization by Optimazation of Backpulsing", *Journal of Membrane Science*, v. 165, pp. 225-236.
- NIEDRINGHAUS, E. L., 1982, "Keeping Track of the Bugs – An Operator's Guide to Understanding the Activated Sludge Process", *Deeds & Data - Water Pollution Control Federation*, v. 19, n. 10, pp. 07-11.

- OGNIER, S., WISNIEWSKI, C., GRASMICK, A., 2004, "Membrane Bioreactor Fouling in Sub-Critical Filtration Conditions: A Local Critical Flux Concept", *Journal of Membrane Science*, v. 229, pp. 171-177.
- PROVENZI, G., WORMAN, J. C., PELEGRIN, D. C. *et al.*, 2003, "Microfiltração de Efluente Doméstico após Tratamento Biológico". In: *4º Congresso Ibero-Americano em Ciência e Tecnologia de Membranas*, pp. 421-425, Florianópolis, Santa Catarina, Brasil, Julho.
- ROSENBERGER, S., KRAUME, M., 2002, "Filterability of Activated Sludge in Membrane Bioreactors", *Desalination*, v. 151, pp. 195-200.
- SCHNEIDER, R. P., TSUTIYA, M. T., 2001, *Membranas Filtrantes para o Tratamento de Água, Esgoto e Água de Reúso*. 1 ed., São Paulo, Brasil, Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental - ABES.
- SCOTT, J. A., NEILSON, D. J.; LIU, W. *et al.*, 1998, "A Dual Function Membrane Bioreactor System for Enhanced Aerobic Remediation of High-Strength Industrial Waste", *Water Science and Technology*, v. 38, n. 4-5, pp. 413-420.
- SETTI, A. A., LIMA, J. E., CHAVES, A. G. *et al.*, 2001, *Introdução ao Gerenciamento de Recursos Hídricos*. 3 ed., Brasília, DF, Brasil, ANEEL, ANA.
- SHIM, J. K., YOO, I. K., LEE, Y. M., 2002, "Design and Operation Considerations for Wastewater Treatment Using a Flat Submerged Membrane Bioreactor", *Process Biochemistry*, v. 38, pp. 279-285.
- SMITH, S., JUDD, S., STEPHENSON, T. *et al.*, 2003, "Membrane Bioreactors – Hybrid Activated Sludge or a New Process?", *Membrane Technology*, v. 2003, n. 12, pp. 05-08.
- STEPHENSON, T., JUDD, S., JEFFERSON, B. *et al.*, 2000, *Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment*. 1 ed., Reino Unido, IWA Publishing.
- STRATHMANN, H., 2001, "Membrane Separation Processes: Current Relevance and Future Opportunities", *AIChE Journal*, v. 47, n. 5, pp. 1077-1087.

- SUN, D. D., ZENG, J. L., TAY, J. H., 2002, "A Submerged Tubular Ceramic Membrane Bioreactor for High Strength Wastewater Treatment", *Water Science and Technology*, v. 47, n. 1, pp. 105-111.
- TARDIEU, E., GRASMICK, A., GEAUGEY, V. *et al.*, 1998, "Hydrodynamic Control of Bioparticle Deposition in a MBR Applied to Wastewater Treatment", *Journal of Membrane Science*, v. 147, pp. 01-12.
- TARDIEU, E., GRASMICK, A., GEAUGEY, V. *et al.*, 1999, "Influence of Hydrodynamics on Fouling Velocity in a Recirculated MBR for Wastewater Treatment", *Journal of Membrane Science*, v. 156, pp. 131-140.
- THOMAS, H., JUDD, S., MURRER, J., 2000, "Fouling Characteristics of Membrane Filtration in Membrane Bioreactors", *Membrane Technology*, v. 2000, n. 122, pp. 10-13.
- UEDA, T., HATA, K., 1999, "Domestic Wastewater Treatment by a Submerged Membrane Bioreactor with Gravitational Filtration", *Water Research*, v. 33, n. 12, pp. 2888-2892.
- VISVANATHAN, C., BEN AIM, R., PARAMESHWARAN, K., 2000, "Membrane Separation Bioreactors for Wastewater Treatment", *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*, v. 30, n. 1, pp. 1-48.
- VISVANATHAN, C., BOONTHANON, N., SATHASIVAN, A. *et al.*, 2002, "Pretreatment of Seawater for Biodegradable Organic Content Removal Using Membrane Bioreactor", *Desalination*, v. 153, pp. 133-140.
- VON SPERLING, M., 1996, *Introdução à Qualidade das Águas e ao Tratamento de Esgotos – Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias v. 1.* 2 ed., Belo Horizonte, Minas Gerais, Brasil, Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental/UFMG.
- VON SPERLING, M., 2002, *Lodos Ativados – Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias v. 4.* 2 ed., Belo Horizonte, Minas Gerais, Brasil, Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental/UFMG.

WATER POLLUTION CONTROL FEDERATION – WPCF, 1987, *Activated Sludge – Manual of Practice OM-9*. Alexandria, VA, WPCF.

WEHRLE WERK A. G., 2004, home page: [http://www.wehrle-werk.de/gb/html/environmental\\_technology.htm](http://www.wehrle-werk.de/gb/html/environmental_technology.htm).

WISNIEWSKI, C., GRASMICK A., 1998, “Floc Size Distribution in a Membrane Bioreactor and Consequences for Membrane Fouling”, *Colloids and Surfaces A*, v. 138, pp. 403–411.

XING, C. H., WEN, X. H., QIAN, Y. *et al.*, 2002, “Fouling and Cleaning of Microfiltration Membrane in Municipal Wastewater Reclamation”, *Water Science and Technology*, v. 47, n. 1, pp. 263-270.

XU, N., XING, W., XU, N. *et al.*, 2003, “Study on Ceramic Membrane Bioreactor with Turbulence Promoter”, *Separation and Purification Technology*, v. 32, pp. 403-410.

YOON, S. H., KIM, H. S., YEOM, I. T., 2004, “The Optimum Operational Condition of Membrane Bioreactor (MBR): Cost Estimation of Aeration and Sludge Treatment”, *Water Research*, v. 38, pp. 37–46.

YU, K., WEN, X., BU, Q. *et al.*, 2003, “Critical Flux Enhancements with Air Sparging in Axial Hollow Fibers Cross-Flow Microfiltration of Biologically Treated Wastewater”, *Journal of Membrane Science*, v. 224, pp. 69-79.

YUNT, F., HANCUFF, T., BRENNER, D. *et al.*, 1980, “An Evaluation of Submerged Aeration Equipment – Clean Water Test Results”. In: *WWEMA Industrial Pollution Conference*, Texas, EUA, Jun.

ZENON ENVIRONMENTAL INC., 2004, home page: <http://www.zenonenv.com>.

ZHANG, S., VAN HOUTEN, R., EIKELBOOM, D. H. *et al.*, 2003, “Sewage Treatment by a Low Energy Membrane Bioreactor”, *Bioresource Technology*, v. 90, pp. 185–192.

## ANEXO 1

Material Relacionado à Automação do Sistema

---

Manual de Operação – Biorreator com Membrana com Módulo Acoplado Externamente ao Tanque de Aeração:

V1 (válvula 1 – 2 vias, normalmente fechada (NF), vazão de ar inserida na linha de alimentação do módulo de membranas):

- Chave para cima → fechada → desenergizada
- Chave para baixo → aberta → energizada

V2 (válvula 2 – 3 vias, universal):

- Chave para cima → coleta de permeado → desenergizada
- Chave para baixo → retrolavagem → energizada

V3 (válvula 3 – 2 vias, normalmente aberta (NA)):

- Chave para cima → aberta → desenergizada → permite a passagem do lodo ativado
- Chave para baixo → fechada → energizada → bloquea a passagem da água suja de retrolavagem

V4 (válvula 4 – 2 vias, normalmente fechada):

- Chave para cima → fechada → desenergizada → bloquea a passagem do lodo ativado
- Chave para baixo → aberta → energizada → permite a passagem da água suja de retrolavagem

V5 (válvula 5 – 2 vias, normalmente aberta, aeração do tanque de aeração):

- Chave para cima → aberta → desenergizada
- Chave para baixo → fechada → energizada

## 1) Operação manual:

- Conferir posição das válvulas manuais de medição de vazão
  
- Ligar Compressor
  
- Filtração manual:
  - Bomba 3 (B3) desligada
  - V2 (universal), V3 (NA) e V4 (NF) para cima (desenergizadas)
  - Conferir posição das válvulas manuais de medição de vazão
  - Ligar Bomba 2 (B2)
  - V1 (NF) para baixo (aberta → energizada)
  
- Retrolavagem manual:
  - B2 desligada
  - V1 (NF) para baixo por 5 segundos (energizada - aberta para retirar esgoto da tubulação)
  - V2 (universal), V3 (NA) e V4 (NF) para baixo (energizadas)
  - V5 (NA) para cima (desenergizada)
  - Ligar B3

## 2) Operação Programada → Intervenções Manuais:

- Conferir posição das válvulas manuais de medição de vazão
  
- Ligar Compressor
  
- S1 (controlador de nível 1):
  - Luz vermelha acesa → tanque esvaziando (nível do máximo para o mínimo) → B1 desligada
  - Luz vermelha apagada → tanque enchendo (nível do mínimo para o máximo) → B1 ligada

- S2 (controlador de nível 2, segurança):
  - Luz vermelha acesa → permite o funcionamento do sistema
  - Luz vermelha apagada → pára a operação do sistema
  
- HV (habilita válvula 5 na função filtração/retrolavagem (FM=0) – permite ou não a intervenção em V5 manual durante o funcionamento do programa no automático):
  - HV=0 → chave para cima → desabilita intervenção manual, funcionamento de V5 determinado pelo programa
  - HV=1 → chave para baixo → permite operar V5 manualmente, independente do programa
  
- FM (função da membrana):
  - FM=0 → chave para cima → função filtração/retrolavagem
  - FM=1 → chave para baixo → limpeza
  
- LM (limpeza da membrana):
  - LM=0 → chave para cima → sistema parado aguardando intervenções manuais
  - LM=1 → chave para baixo → inicia a limpeza
  
- MO (modo de operação):
  - MO=0 → chave para cima → contínuo:
    - modo filtração/retrolavagem: repete o programa de filtração/retrolavagem
    - modo limpeza: limpeza contínua até LM=0 ser alterado para LM=1
  - MO=1 → chave para baixo → batelada → executa a rotina programada uma vez e pára
  
- JA (jato de ar): selecionar antes de iniciar a limpeza
  - JA=0 → chave para cima → não faz jato de ar para limpar o sistema
  - JA=1 → chave para baixo → faz jato de ar para limpar o sistema
  
- RL (retrolavagem na limpeza): selecionar antes de iniciar a limpeza
  - RL=0 → chave para cima → não faz retrolavagem
  - RL=1 → chave para baixo → faz retrolavagem

As Figuras A1.1 a A1.13 se referem à etapa de automação do sistema montado para operação em modo contínuo.

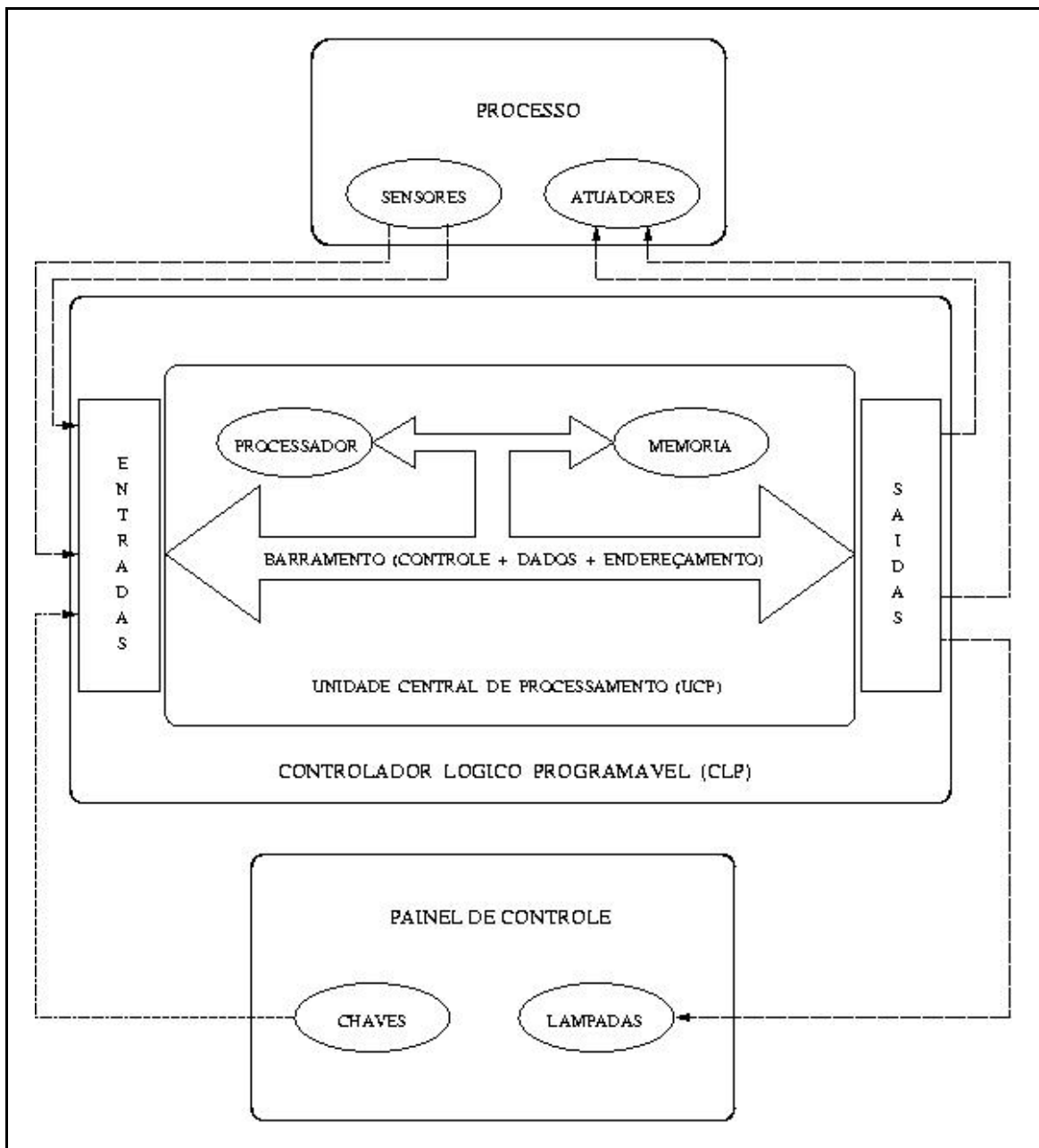


Figura A1.1 - Diagrama de bloco.

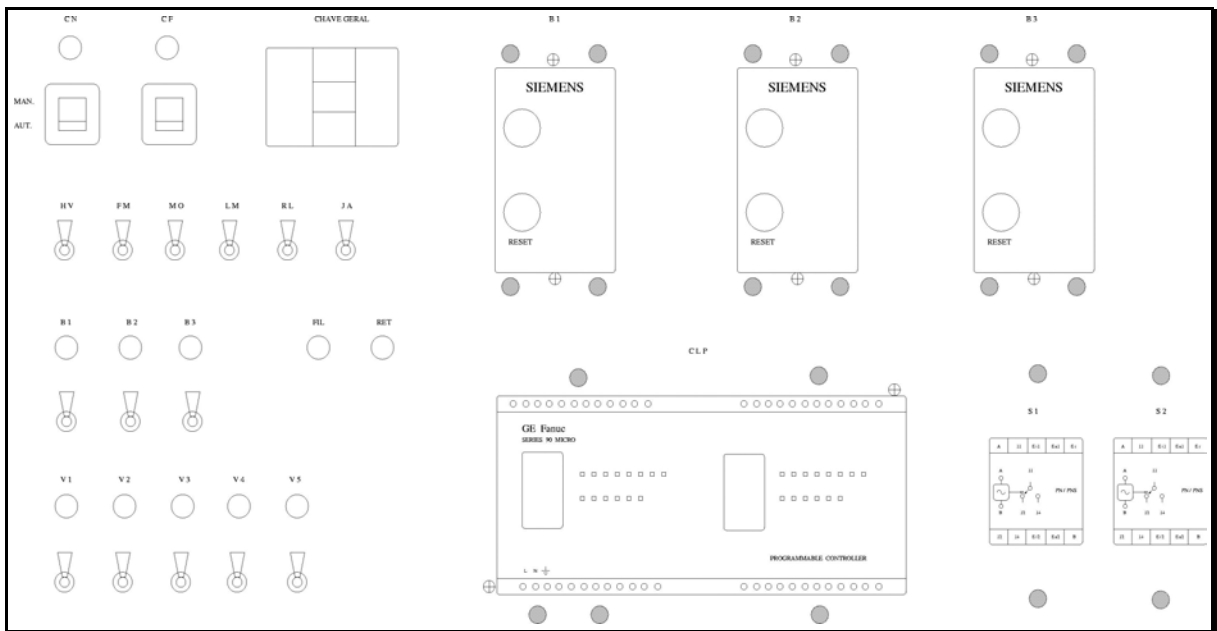


Figura A1.2 - Painel de controle.

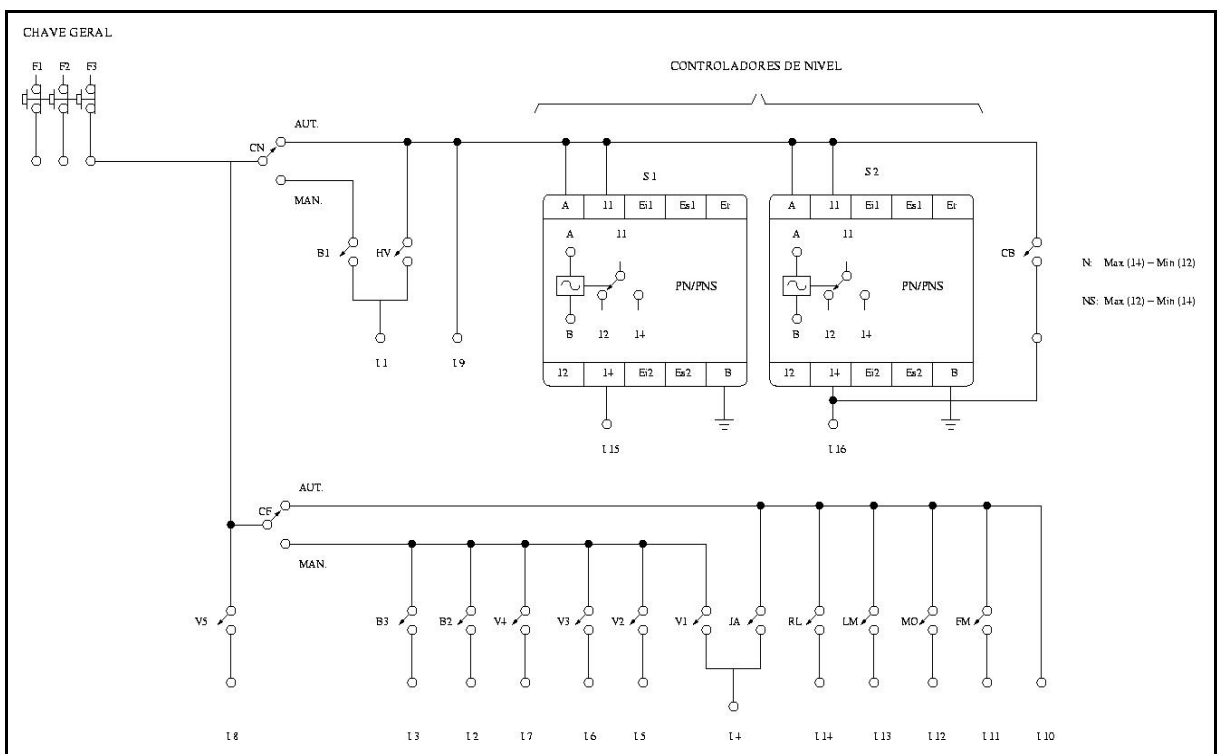


Figura A1.3 - Esquema elétrico 1.

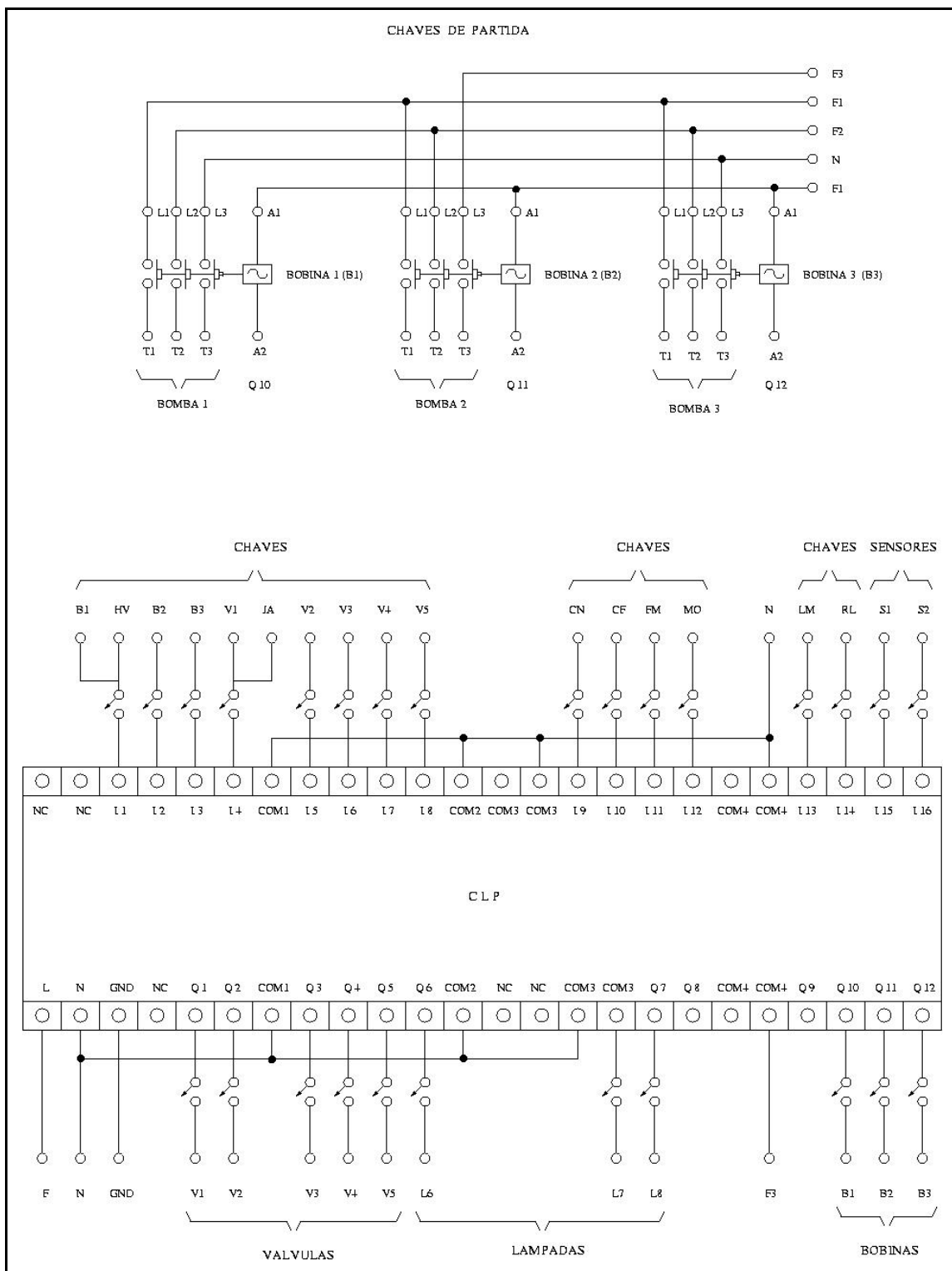


Figura A1.4 - Esquema eléctrico 2.

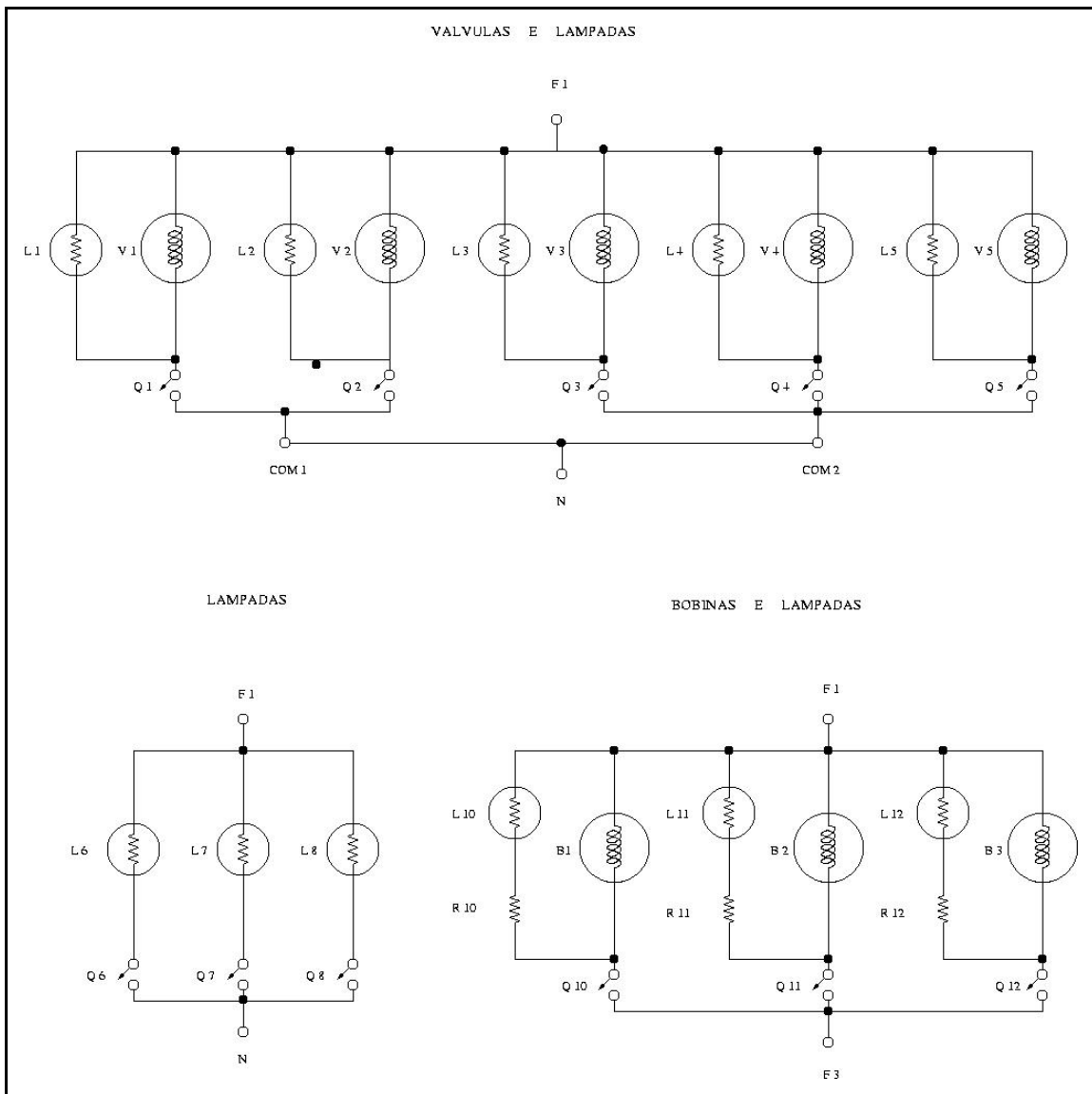


Figura A1.5 - Esquema elétrico 3.

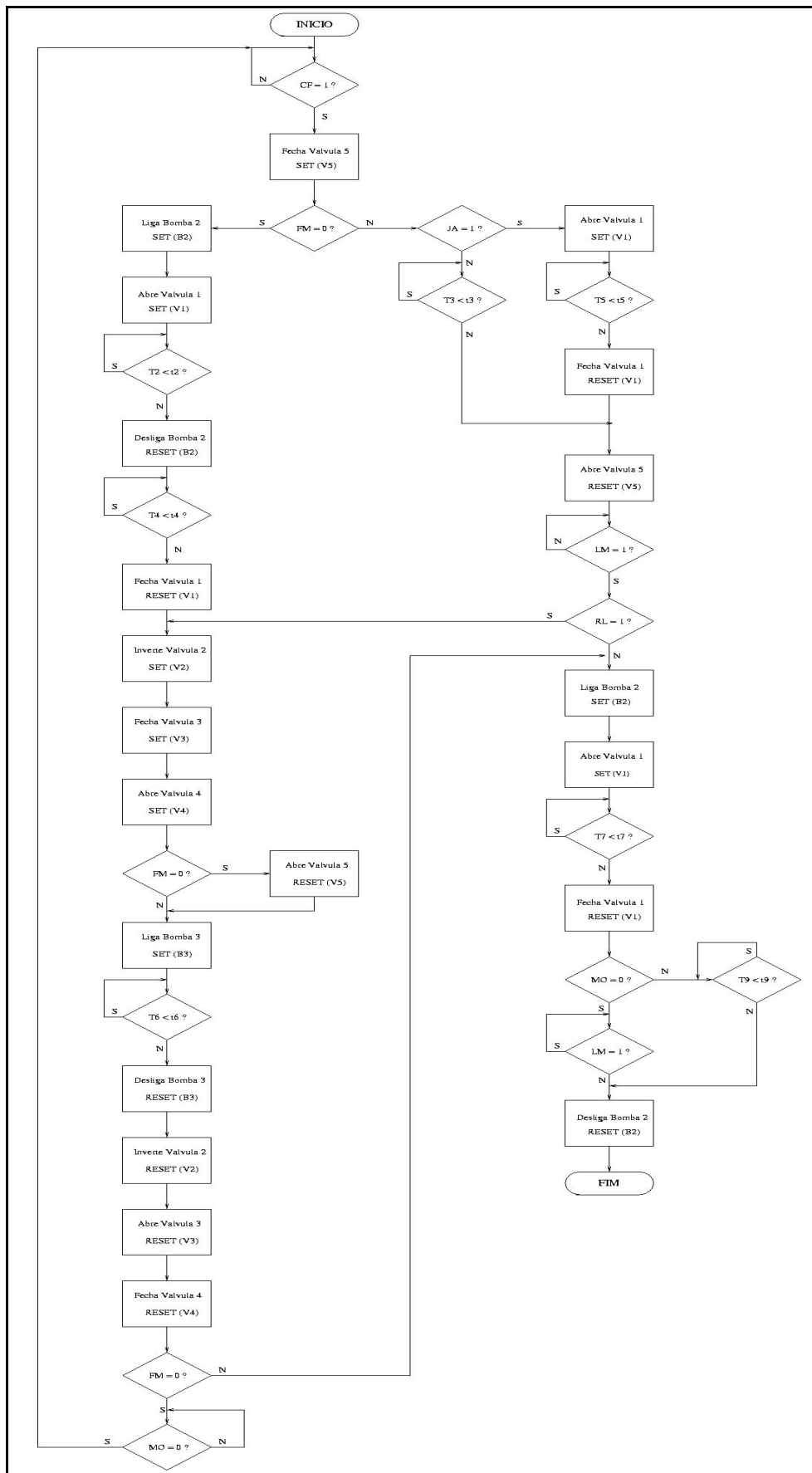


Figura A1.6 - Fluxograma da etapa de filtração/retrolavagem e de limpeza.

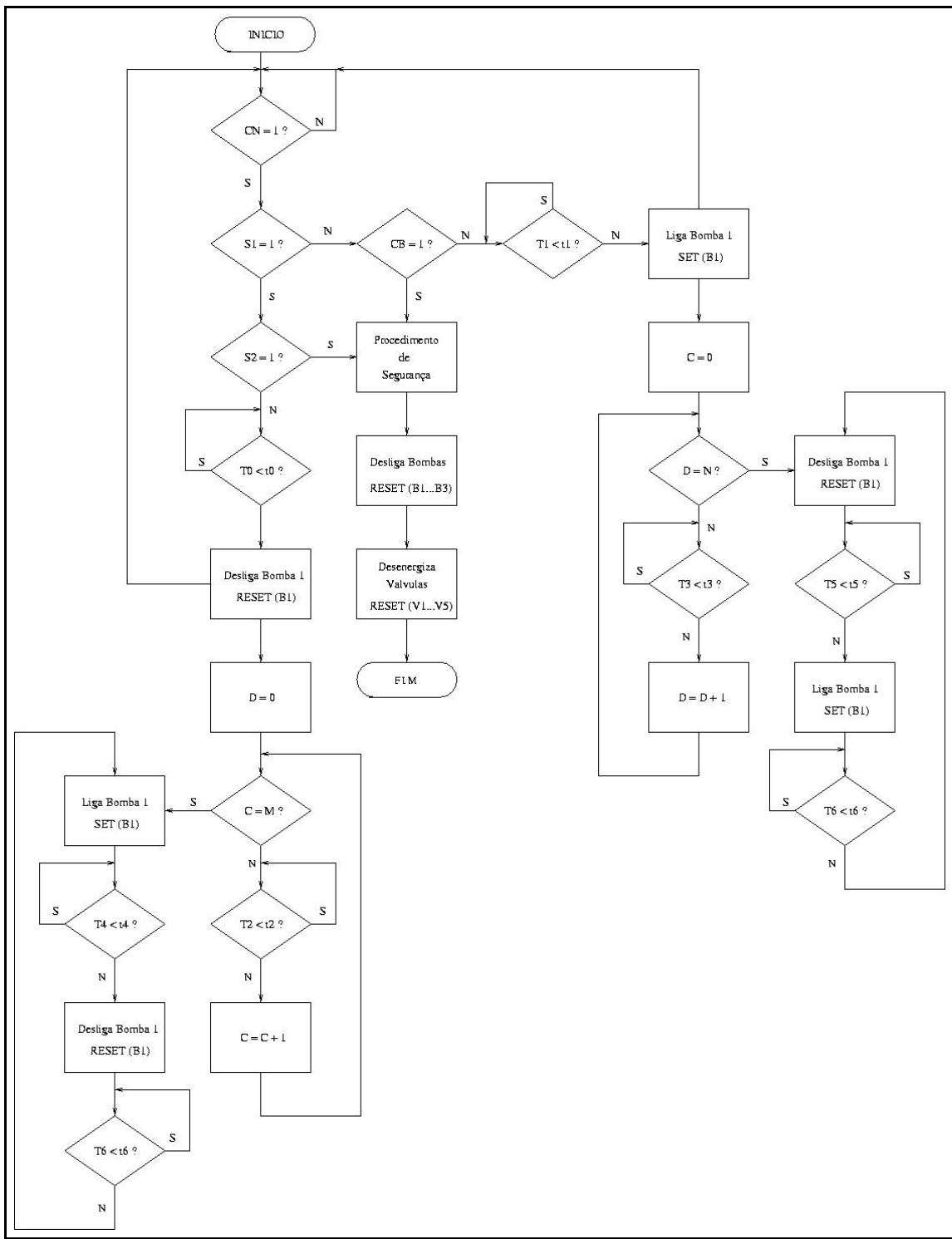


Figura A1.7 - Fluxograma da etapa de controle de nível.

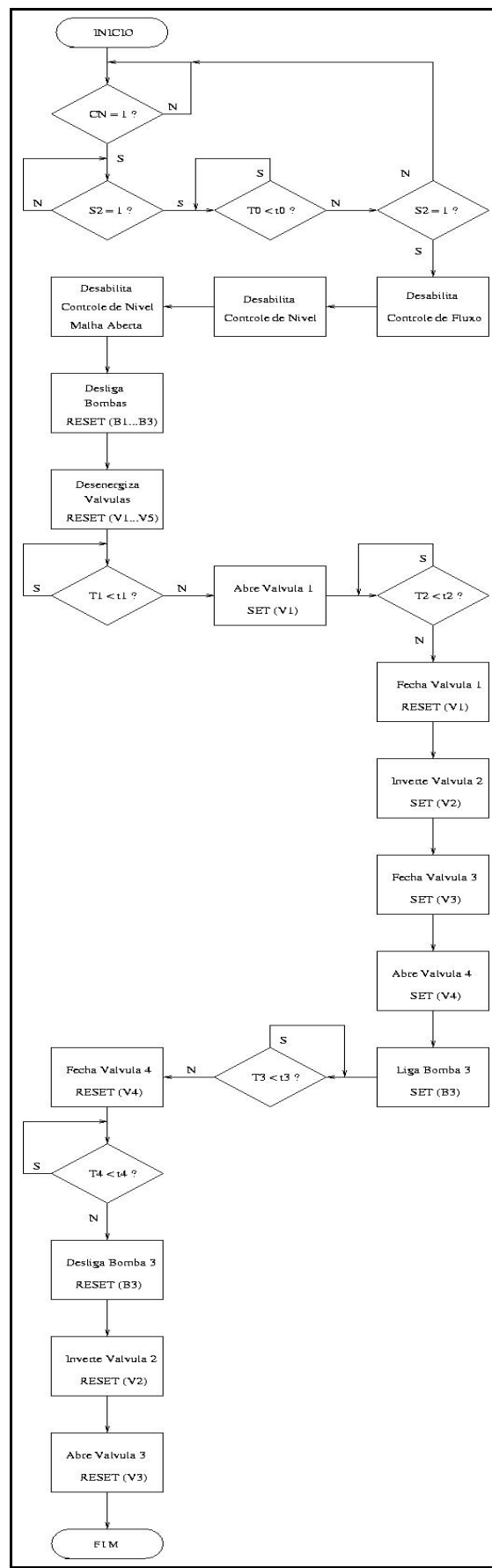


Figura A1.8 - Fluxograma da etapa de segurança.

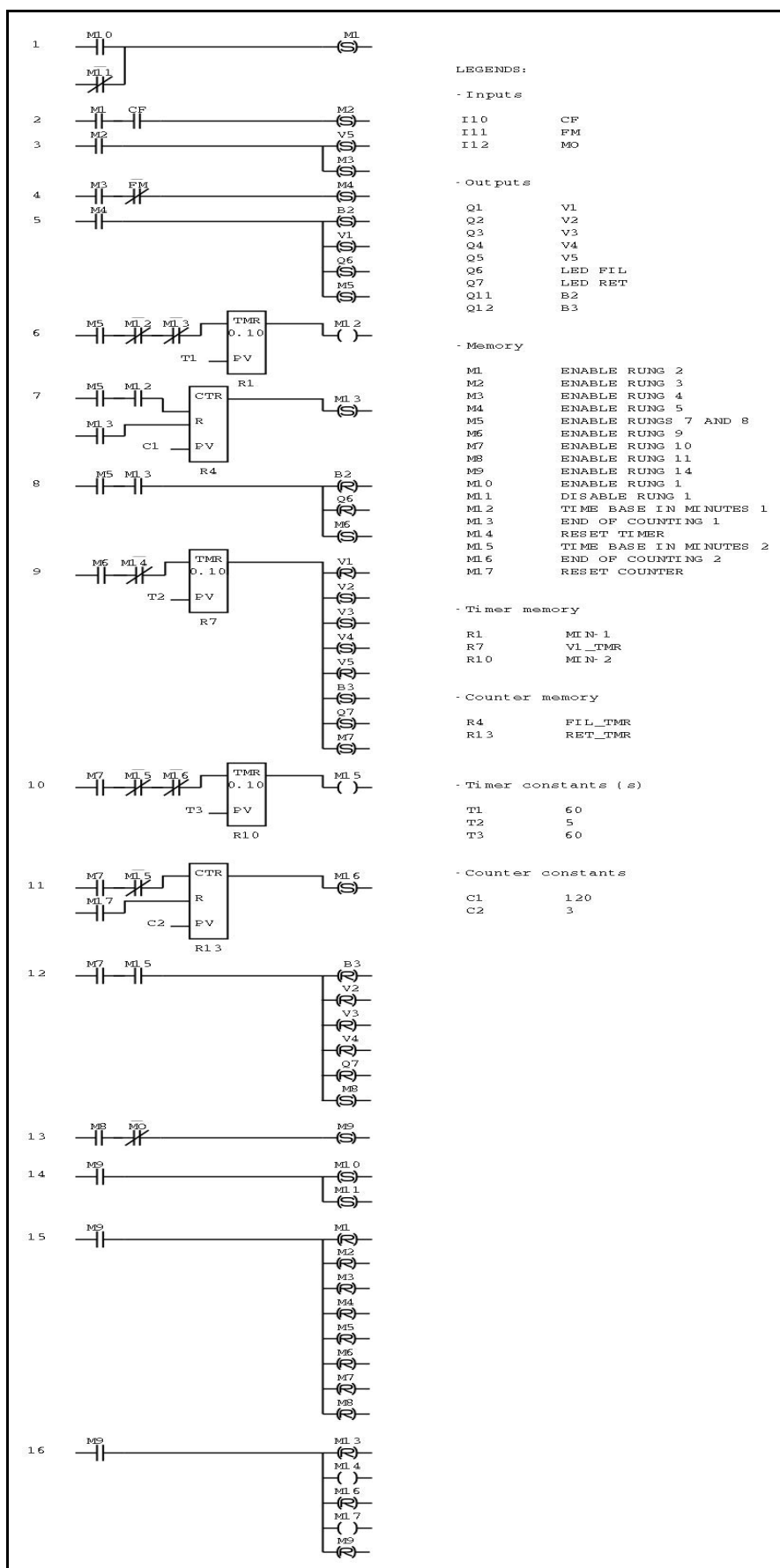


Figura A1.9 - Programa – etapa de filtração e retrolavagem.

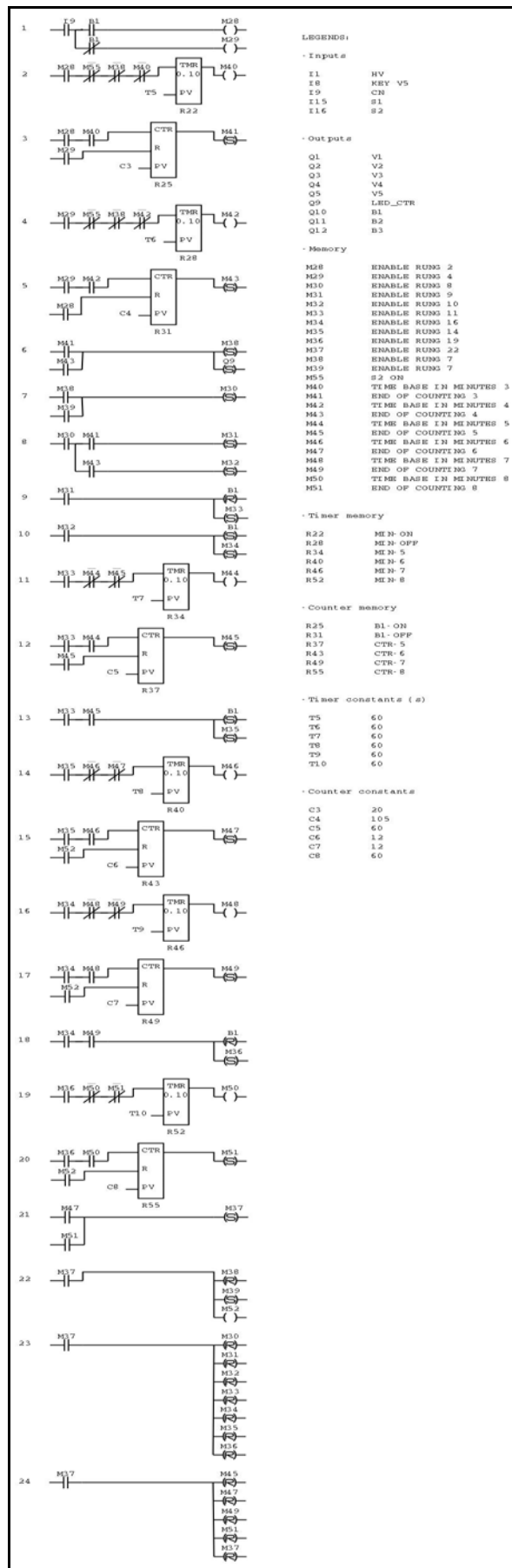


Figura A1.10 - Programa – etapa de controle de nível.

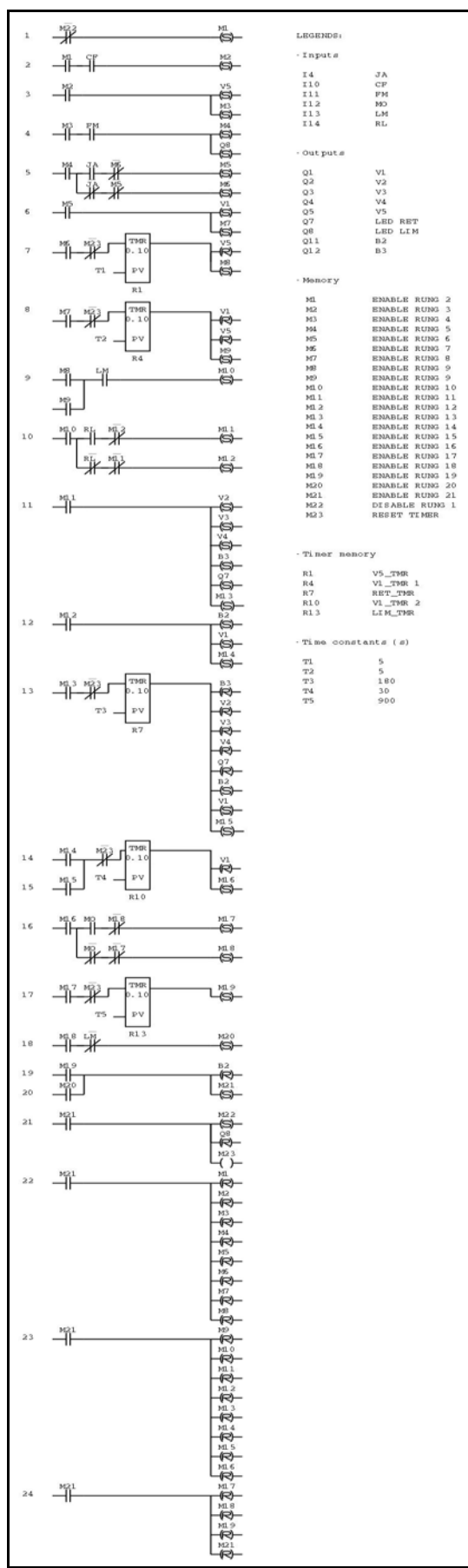


Figura A1.11 - Programa – etapa de limpeza.



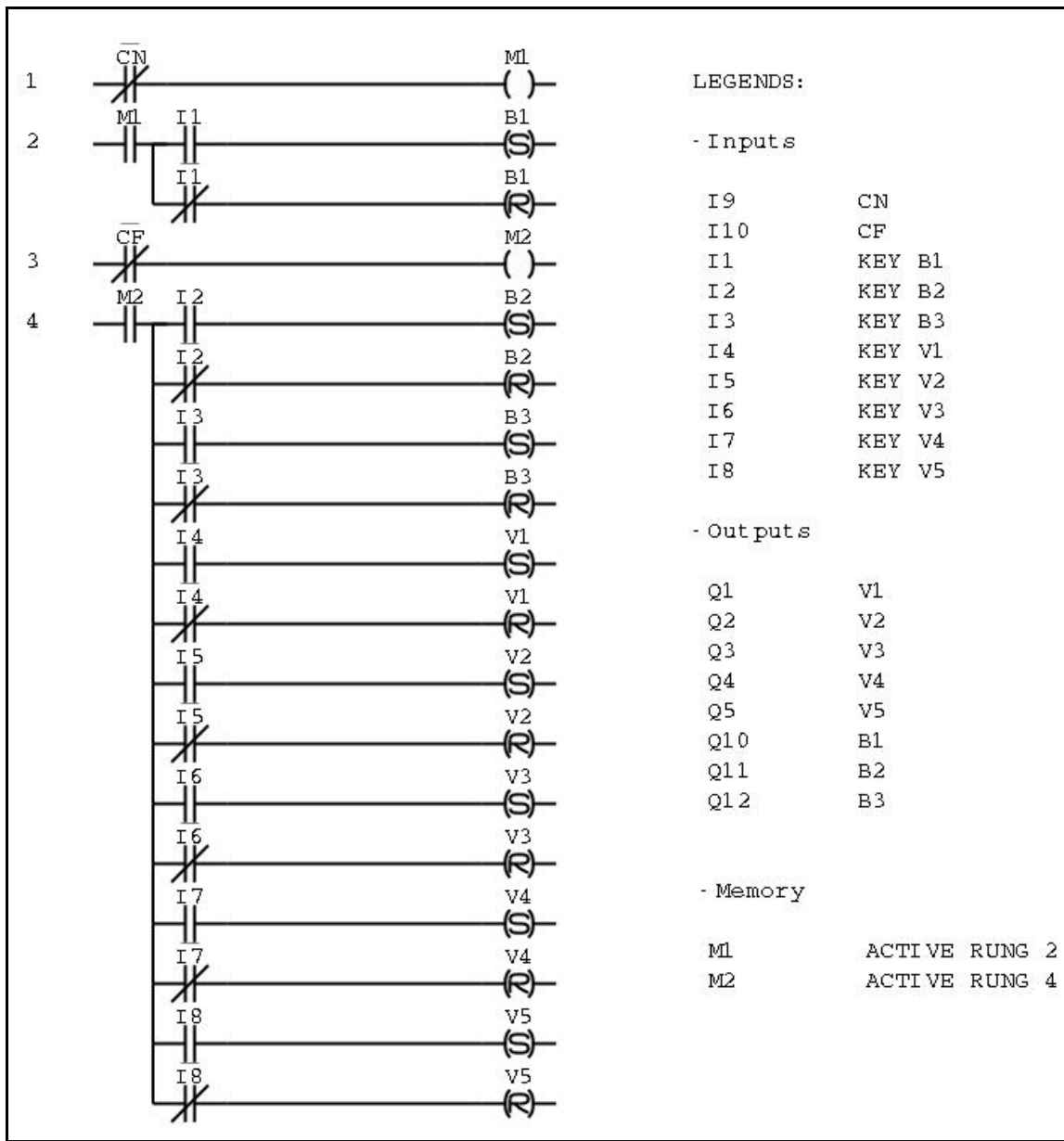


Figura A1.13 - Programa – operação manual.

## ANEXO 2

Gráficos para Obtenção do Coeficiente Global de Transferência de Oxigênio  $K_L a$

Nas Figuras A2.1 a A2.4 podem ser observados os resultados dos ensaios para obtenção do coeficiente global de transferência de oxigênio  $k_L a$  para cada vazão de ar. O volume útil do recipiente usado nos testes era de 5 L. A aeração do líquido foi realizada através do sistema de injeção de ar na tubulação de alimentação do módulo de membranas.

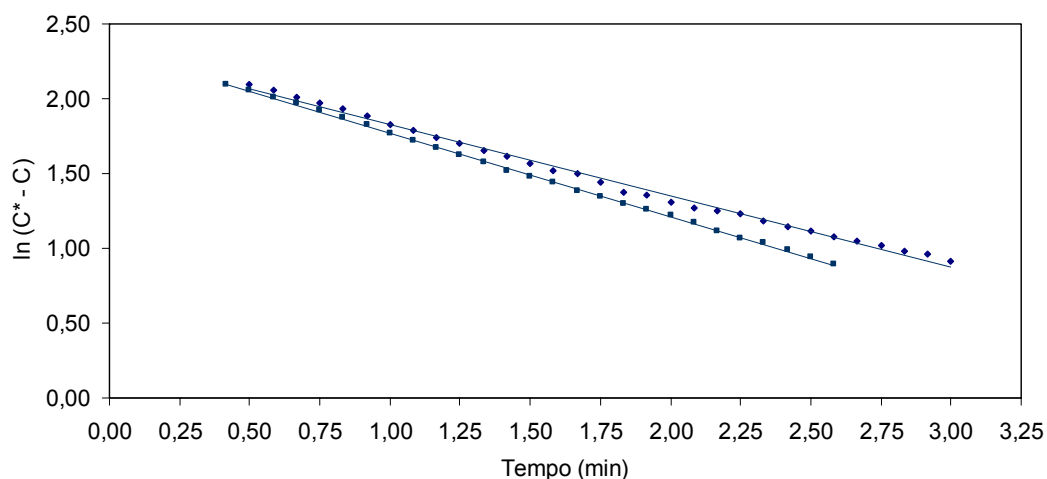


Figura A2.1 – Resultados do ensaio para determinação do  $k_L a$  para vazão de ar de 23,4 L/min (pressão de ar de 0,25 bar) - Aeração através do sistema de injeção de ar na tubulação de alimentação do módulo de membranas.

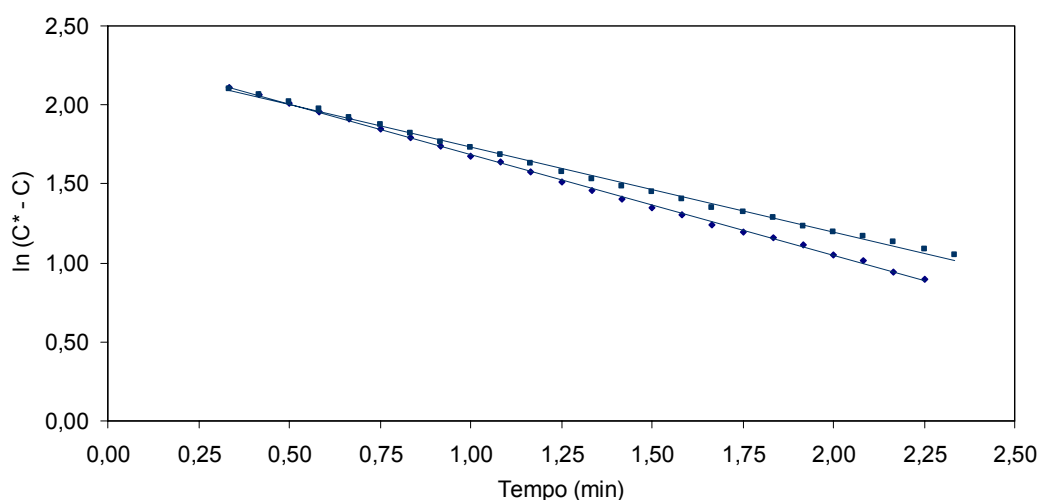


Figura A2.2 – Resultados do ensaio para determinação do  $k_L a$  para vazão de ar de 27,0L/min (pressão de ar de 0,30 bar) - Aeração através do sistema de injeção de ar na tubulação de alimentação do módulo de membranas.

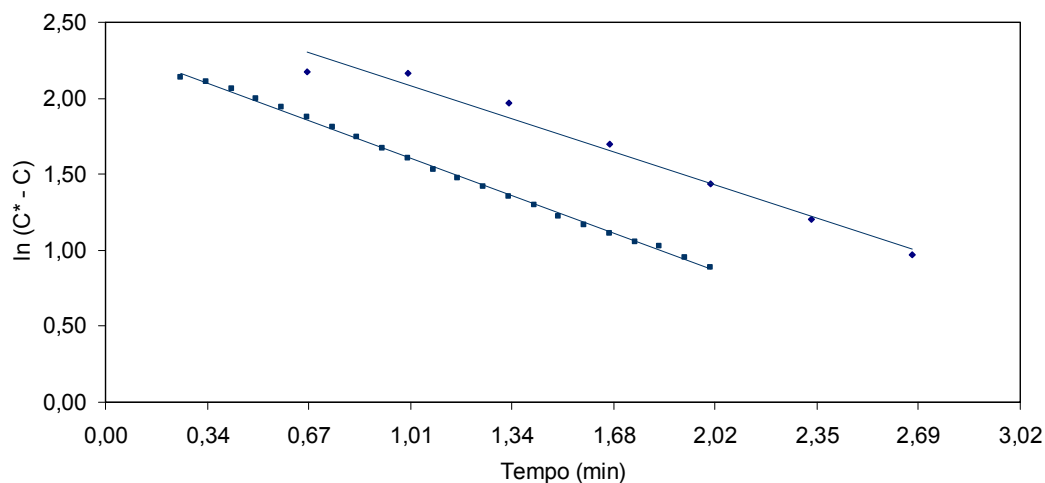


Figura A2.3 – Resultados do ensaio para determinação do  $k_L a$  para vazão de ar de 30,7 L/min (pressão de ar de 0,35 bar) - Aeração através do sistema de injeção de ar na tubulação de alimentação do módulo de membranas.

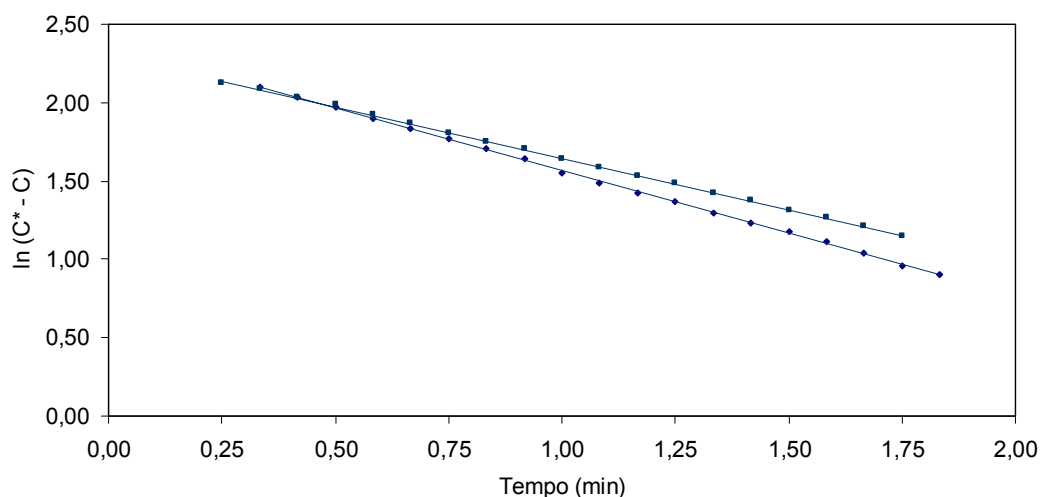


Figura A2.4 – Resultados do ensaio para determinação do  $k_L a$  para vazão de ar de 34,3 L/min (pressão de ar de 0,40 bar) - Aeração através do sistema de injeção de ar na tubulação de alimentação do módulo de membranas.

Nas Figuras A2.5 a A2.8 podem ser observados os resultados dos ensaios para obtenção do coeficiente global de transferência de oxigênio  $k_L a$  para cada vazão de ar. O volume útil do recipiente usado nos testes era de 5 L. A aeração do líquido foi realizada através do aerador fixado no fundo do tanque de aeração.

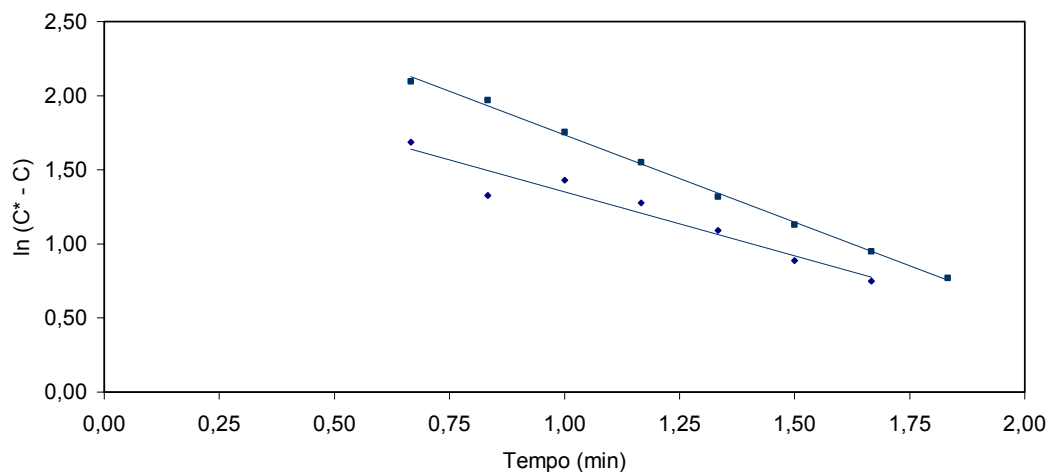


Figura A2.5 – Resultados do ensaio para determinação do  $k_L a$  para vazão de ar de 23,4 L/min (pressão de ar de 0,25 bar) - Aeração através do sistema de injeção de ar na tubulação de alimentação do módulo de membranas.

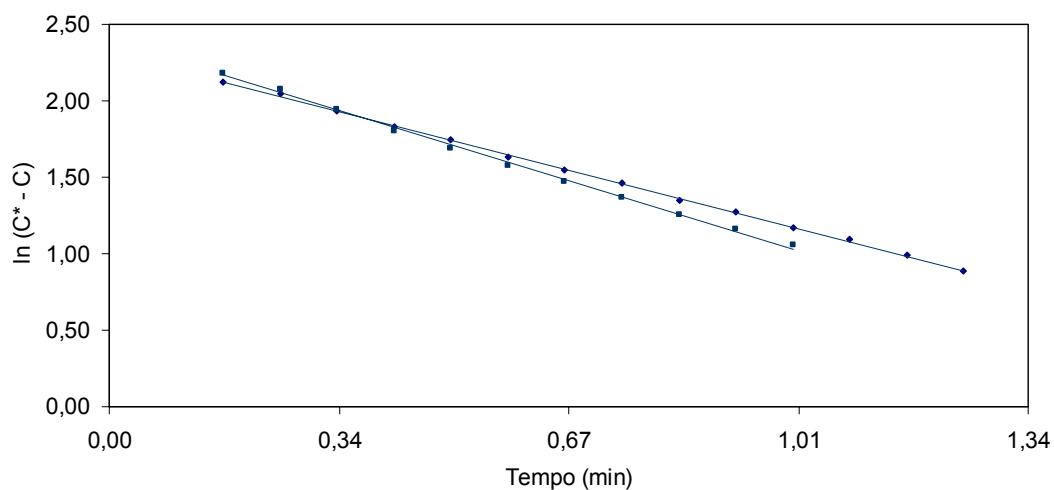


Figura A2.6 – Resultados do ensaio para determinação do  $k_L a$  para vazão de ar de 27,0 L/min (pressão de ar de 0,30 bar) - Aeração através do sistema de injeção de ar na tubulação de alimentação do módulo de membranas.

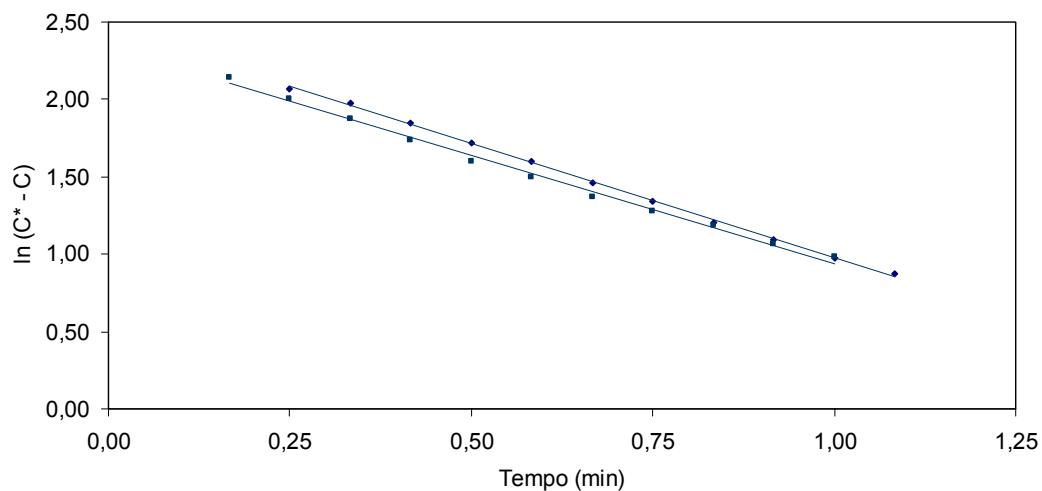


Figura A2.7 – Resultados do ensaio para determinação do  $k_{ia}$  para vazão de ar de 30,7 L/min (pressão de ar de 0,35 bar) - Aeração através do sistema de injeção de ar na tubulação de alimentação do módulo de membranas.

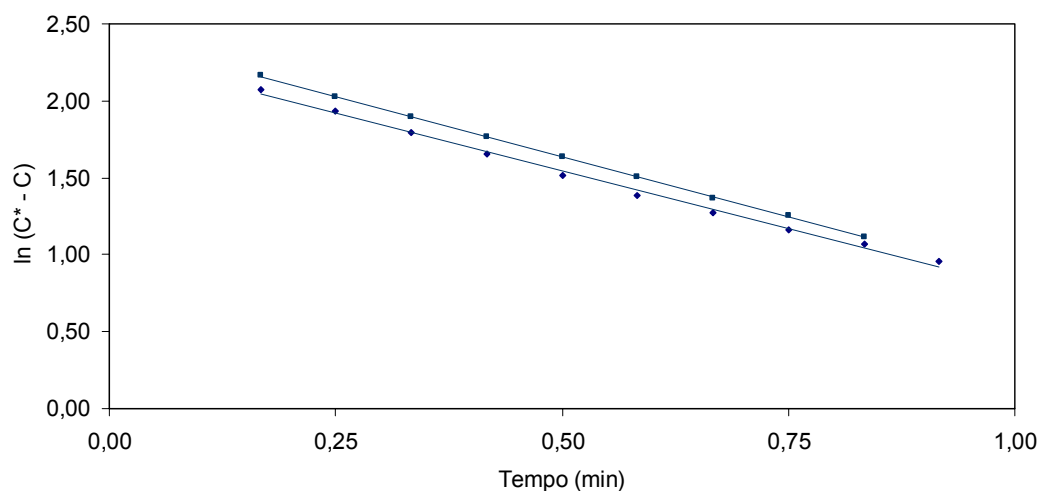


Figura A2.8 – Resultados do ensaio para determinação do  $k_{ia}$  para vazão de ar de 34,3 L/min (pressão de ar de 0,40 bar) - Aeração através do sistema de injeção de ar na tubulação de alimentação do módulo de membranas.