

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AMBIENTAL

RODRIGO SILVA MAESTRI

*BIORREATOR À MEMBRANA COMO ALTERNATIVA PARA O
TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS E REÚSO DA ÁGUA*

**Florianópolis – SC
Março 2007**

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AMBIENTAL

RODRIGO SILVA MAESTRI

*BIORREATOR À MEMBRANA COMO ALTERNATIVA PARA O
TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS E REÚSO DA ÁGUA*

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Santa Catarina, para obtenção do título de Mestre em Engenharia Ambiental.

Área: Tecnologias de Saneamento Ambiental.

Orientador: Prof. Dr. Flávio Rubens Lapolli.

**Florianópolis – SC
Março 2007**

**BIORREATOR À MEMBRANA COMO ALTERNATIVA PARA O TRATAMENTO
DE ESGOTOS SANITÁRIOS E REÚSO DA ÁGUA**

RODRIGO SILVA MAESTRI

Dissertação submetida ao corpo docente do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de **MESTRE EM ENGENHARIA AMBIENTAL** na Área de Tecnologias de Saneamento Ambiental.

Aprovado por:

Prof. Dr. Fernando Soares Pinto SantAnna

Prof. Dr. Paulo Belli Filho

Prof. Dr. Rosângela Bergamasco

Prof. Dr. Sebastião Roberto Soares
(Coordenador)

Prof. Dr. Flávio Rubens Lapolli
(Orientador)

**Florianópolis – SC
Março 2007**

AGRADECIMENTOS

Após finalizar mais esta etapa da minha vida, posso me considerar um privilegiado. Ter convivido este bom momento com velhos e novos colegas foi uma satisfação muito grande.

Gostaria de agradecer a Acqualan Tecnologia e Ambiente e a CASAN por terem disponibilizado as dependências da Estação de Tratamento de Esgotos da Praia Brava para instalação do piloto.

Aos funcionários do LIMA e colegas do LaRA, especialmente o Guilherme e a Mariele, gostaria de deixar um agradecimento especial, pois estiveram sempre dispostos a me ajudar e a encarar as dificuldades do dia-dia no laboratório.

Ao PPGA por ter aceitado esta proposta de trabalho e dado todas as condições necessárias para o desenvolvimento da pesquisa.

Ao CNPQ pela bolsa concedida e ao FINEP – PROSAB pelo investimento no projeto.

Aos meus pais Adilson e Sônia e a minha esposa Sabrina, sou grato pelo incentivo, apoio e compreensão que me deram durante esta caminhada.

Por fim, gostaria de deixar um abraço e um obrigado todo especial ao meu orientador e amigo Prof. Flávio Lapolli, por ter me dado todo conhecimento e confiança necessários para que eu conduzisse esse estudo da forma mais correta possível.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS.....	ix
LISTA DE TABELAS.....	xii
LISTA DE SÍMBOLOS.....	xiii
LISTA DE ABREVIATURAS.....	xv
RESUMO.....	xvi
ABSTRACT.....	xvii
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. OBJETIVOS DO TRABALHO.....	4
2.2. Objetivo Geral.....	4
2.3. Objetivos Específicos.....	4
3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	5
3.1. Apresentação.....	5
3.2. Processos biológicos para o tratamento de esgotos sanitários.....	5
3.3. Processos com biomassa em suspensão.....	7
3.3.1. Lodos Ativados.....	7
3.3.2. Lodos Ativados com material suporte.....	8
3.4. Processos de Separação por Membranas.....	8
3.4.1. Classificação das membranas.....	9
3.4.2. Tipos de filtração.....	11
3.4.3. Características das membranas.....	12
3.4.3.1. Porosidade das membranas.....	12
3.4.3.2. Permeabilidade.....	13
3.4.4. Tipos de membranas.....	15
3.4.5. Vantagens e Desvantagens dos processos de separação por membranas.....	22
3.5. Biorreatores à Membrana (MBRs).....	23
3.5.1. Tipos de Biorreatores à Membrana.....	25
3.5.1.1. MBR com módulo de membrana submersa.....	25
3.5.1.2. MBR com módulo de membrana externo.....	26
3.5.2. Aspectos importantes em MBRs.....	27

3.5.2.1. Aeração.....	28
3.5.2.2. Concentração de sólidos.....	28
3.5.2.3. Pressão transmembrana (<i>PTM</i>).....	29
3.5.2.4. Processo de colmatação em MBRs.....	30
3.5.3. Mecanismos que auxiliam no controle da colmatação.....	32
3.5.3.1. Disposição da membrana e difusores de ar.....	32
3.5.3.2. Procedimentos de retro-lavagem.....	33
3.5.4. Limpeza química da membrana em MBRs.....	33
3.5.5. Parâmetros operacionais em MBRs.....	35
3.5.6. Processos de remoção de nitrogênio e fósforo em MBRs.....	37
3.5.7. MBRs para o reúso da água.....	39
3.5.8. Exemplos de estudos com MBRs.....	41
4. MATERIAIS E MÉTODOS.....	45
4.1. Apresentação.....	45
4.2. Característica do local onde foi realizado o estudo.....	45
4.3. Descrição da unidade experimental.....	46
4.4. Característica do módulo de membrana utilizado.....	48
4.5. Delineamento experimental.....	49
4.5.1. Ensaio preliminares com água.....	49
4.5.2. Modo de operação da unidade experimental.....	49
4.5.2.1. Primeira etapa de operação.....	50
4.5.2.2. Segunda etapa de operação.....	50
4.6. Métodos analíticos.....	51
4.6.1. Análises físico-químicas e bacteriológicas.....	51
4.6.2. Análise Inferencial.....	52
4.6.3. Análise de microscopia.....	52
4.7. Procedimento para limpeza da membrana.....	52
4.8. Cálculo experimental da resistência total.....	53
5. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	55
5.1. Apresentação.....	55
5.2. Resultados da Primeira etapa de operação.....	55
5.2.1. Caracterização do afluente e efluente.....	55
5.2.2. Influência da concentração de sólidos na variação da <i>PTM</i>	60
5.3. Resultados da Segunda etapa de operação.....	64

5.3.1. Caracterização do afluente e efluente.....	64
5.3.2. Influência da concentração de sólidos na variação da <i>PTM</i>	69
5.4. Cálculo experimental da resistência total da membrana.....	74
5.5. Microrganismos presentes na biomassa em suspensão.....	75
5.6. Qualidade do permeado.....	78
5.6.1. Qualidade do permeado para lançamento.....	80
5.6.2. Qualidade do permeado para fins de reúso.....	81
5.6.3. Resultado da Análise Inferencial.....	82
5.6.4. Considerações finais sobre a qualidade do permeado.....	83
6. CONCLUSÕES E SUGESTÕES.....	84
6.1. Conclusões.....	84
6.2. Sugestões.....	86
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	87
ANEXOS I, II, III e IV.....	92

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	- Características morfológicas das membranas ao longo da sua Espessura.....	11
Figura 2	- Representação esquemática da filtração frontal e tangencial.....	12
Figura 3	- Módulo de membrana com placas.....	17
Figura 4	- Módulo de membrana tubular.....	17
Figura 5	- Módulo de membrana espiral.....	19
Figura 6	- Módulo de membrana tipo fibra oca.....	20
Figura 7	- Módulo de membrana com discos rotatórios: (A) módulo completo; (B) detalhe da montagem do disco de membrana.....	21
Figura 8	- Esquema de MBR convencional.....	24
Figura 9	- Módulo de membrana submerso no biorreator: (A) permeado retirado por bomba de sucção; (B) permeado retirado por gravidade.....	26
Figura 10	- Módulo de membrana externo ao biorreator.....	27
Figura 11	- Comportamento da <i>PTM</i> em função do fluxo.....	30
Figura 12	- Esquema da seqüência de eventos para formação do biofilme.....	32
Figura 13	- Esquema para pré-desnitrificação em MBRs.....	38
Figura 14	- Esquema para pós-desnitrificação em MBRs.....	38
Figura 15	- Esquema para remoção de fósforo e pós-desnitrificação em MBRs.....	38
Figura 16	- Estação de Tratamento de Esgotos da Praia Brava.....	45
Figura 17	- Esquema do funcionamento da instalação experimental.....	46
Figura 18	- Módulo instalado sobre o difusor de ar.....	47
Figura 19	- Sistemas de alimentação e retirada do permeado.....	47
Figura 20	- MBR em operação.....	48
Figura 21	- Filtragem e retro-lavagem durante a limpeza química.....	53
Figura 22	- Variação da DQO total durante a primeira etapa de operação.....	57
Figura 23	- Variação da Amônia ($N-NH_4^+$) no afluente e efluente durante a primeira etapa de operação.....	58
Figura 24	- Variação da Amônia ($N-NH_4^+$) afluente e Nitrato ($N-NO_3^-$) efluente durante a primeira etapa de operação.....	58

Figura 25	- Variação do Fosfato dissolvido (PO_4^{3-}) durante a primeira etapa de operação.....	59
Figura 26	- Variação da turbidez do efluente durante a primeira etapa de operação.....	60
Figura 27	- Variação de SST e SSV no MBR durante a primeira etapa de operação.....	61
Figura 28	- Variação da <i>PM</i> durante a primeira etapa de operação.....	62
Figura 29	- Módulo de membrana antes da 1ª limpeza.....	63
Figura 30	- Módulo de membrana após a 1ª limpeza.....	63
Figura 31	- Variação da DQO total durante a segunda etapa de operação.....	65
Figura 32	- Variação da Amônia (N-NH_4^+) no afluente e efluente durante a segunda etapa de operação.....	66
Figura 33	- Variação da Amônia (N-NH_4^+) afluente e Nitrato (N-NO_3) efluente durante a segunda etapa de operação.....	67
Figura 34	- Variação da turbidez no efluente durante a segunda etapa de operação.....	68
Figura 35	- Variação de SST e SSV no MBR durante a segunda etapa de operação.....	69
Figura 36	- Variação da <i>PM</i> em relação à concentração de SST no biorreator durante a segunda etapa de operação.....	70
Figura 37	- Variação da <i>PM</i> durante a segunda etapa de operação.....	71
Figura 38	- Módulo de membrana antes da Iª limpeza.....	72
Figura 39	- Módulo de membrana após a Iª limpeza.....	72
Figura 40	- Módulo de membrana antes da IIª limpeza.....	73
Figura 41	- Módulo de membrana após a IIª limpeza.....	73
Figura 42	- Microrganismos observados durante a operação do MBR: A – <i>Vorticella sp</i> , B – <i>Aspidisca sp</i> , C – <i>Litonotus sp</i> ; D – <i>Arcella sp</i> , E – Ciliado livre <i>Coleps sp</i> , F – <i>Euglypha sp</i> ; G – Rotífero <i>Rotaria sp</i> , H – não identificado, I – <i>Antropyxis sp</i>	77
Figura 43	- Concentração da DQO total no permeado durante as duas etapas de operação.....	79
Figura 44	- Concentração de N-NH_4^+ no permeado durante as duas etapas de operação.....	79

Figura 45	- Valores de Turbidez no permeado durante as duas etapas de operação.....	80
Figura 46	- Amostras do esgoto bruto, da biomassa em suspensão e do permeado.....	83
Figura 47	- Resultados da DQO total afluente e efluente da primeira etapa de operação.....	97
Figura 48	- Resultados dos SST e SSV no MBR na primeira etapa de operação.....	97
Figura 49	- Resultados da Turbidez efluente da primeira etapa de operação....	98
Figura 50	- Resultados da Amônia afluente e efluente da primeira etapa de operação.....	98
Figura 51	- Resultados da Amônia afluente e Nitrato efluente da primeira etapa de operação.....	99
Figura 52	- Resultados do Fosfato afluente e efluente da primeira etapa de operação.....	99
Figura 53	- Resultados da DQO total afluente e efluente da segunda etapa de operação.....	100
Figura 54	- Resultados dos SST e SSV no MBR na segunda etapa de operação.....	100
Figura 55	- Resultados da Turbidez afluente e efluente da segunda etapa de operação.....	101
Figura 56	- Resultados da Amônia afluente e efluente da segunda etapa de operação.....	101
Figura 57	- Resultados da Amônia afluente e Nitrato efluente da segunda etapa de operação.....	102
Figura 58	- Resultados do Fosfato afluente e efluente da segunda etapa de operação.....	102

LISTA DE TABELAS

Tabela 1	- Classificação geral dos organismos baseada na fonte de energia e carbono.....	6
Tabela 2	- Aceptores de elétrons típicos das reações de oxidação no tratamento de esgotos.....	6
Tabela 3	- Classificação das membranas quanto ao tamanho dos poros.....	10
Tabela 4	- Comparação entre os tipos de módulos de membrana.....	21
Tabela 5	- Vantagens e desvantagens dos módulos submersos e externos...	27
Tabela 6	- Concentrações típicas de SST em MBRs.....	29
Tabela 7	- Procedimento para limpeza química da membrana.....	35
Tabela 8	- Valores usuais para LAC, LAAP e MBR.....	37
Tabela 9	- Classificação e parâmetros para o reúso no Brasil.....	40
Tabela 10	- Eficiência em MBRs piloto (Petrobras).....	41
Tabela 11	- Condições operacionais em MBR para remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo.....	43
Tabela 12	- Características do módulo de membrana.....	48
Tabela 13	- Parâmetros de operação do MBR.....	50
Tabela 14	- Métodos/instrumentos dos parâmetros analisados durante a operação do MBR.....	51
Tabela 15	- Resultados da primeira etapa de operação (valores médios e desvio padrão).....	56
Tabela 16	- Resultados da segunda etapa de operação (valores médios e desvio padrão).....	64
Tabela 17	- Intervalo entre as limpezas químicas durante a segunda etapa de operação.....	71
Tabela 18	- Valores da resistência total antes da operação.....	74
Tabela 19	- Valores da resistência total durante a operação.....	75
Tabela 20	- Microrganismos indicadores das condições de depuração.....	76
Tabela 21	- Relação entre microrganismos indicadores das condições de depuração e as características do processo.....	76
Tabela 22	- Qualidade do permeado (valores médios e desvio padrão).....	78
Tabela 23	- Qualidade do permeado e parâmetros para o reúso no Brasil.....	82

LISTA DE SÍMBOLOS

a_s	- Área específica aberta ao escoamento
A/M	- Relação entre alimento e microrganismos ou carga de lodo
B	- Coeficiente proporcionalidade
bar	- Unidade de pressão
d	- Dia
D	- Dalton
Ef	- Eficiência
F	- Fluxo de permeação
h	- Hora
h_k	- Constante de Kozeny
K_d	- Coeficiente de respiração endógena
kW	- Kilowatt
L	- Permeabilidade
m^2	- Metros quadrados
m^3	- Metros cúbicos
mg	- Miligrama
ml	- Mililitro
min	- Minutos
N°	- Número
NMP/100 ml	- Número máximo permitido em 100 ml
pH	- Potencial hidrogeniônico
ppm	- Parte por milhão
Q_{aflu}	- Vazão afluente
Q_p	- Vazão do permeado
Q_{recirc}	- Vazão de recirculação
R_{total}	- Resistência total
R_{torta}	- Resistência da torta
$R_{interna}$	- Resistência interna da membrana
$R_{membrana}$	- Resistência da membrana
s	- Segundos
Y_{obs}	- Coeficiente de produção Y corrigido na fase de auto-oxidação

Z	- Inverso da espessura do leito filtrante
Ω	- Área superficial
ε	- Porosidade
μ_f	- Viscosidade do fluido
μm	- Micrometro
$\mu_{m\acute{a}x}$	- Taxa de crescimento específico máxima
μg	- Micrograma
$^{\circ}C$	- Graus Celsius

LISTA DE ABREVIATURAS

CASAN	- Companhia de Águas e Saneamento
COT	- Carbono Orgânico Total
COVs	- Compostos Orgânicos Voláteis
DBO	- Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	- Demanda Química de Oxigênio
DM	- Densidade da membrana
DP	- Densidade do polímero
ETA	- Estação de Tratamento de Água
ETE	- Estação de Tratamento de Esgotos
ETEPB	- Estação de Tratamento da Praia Brava
LAAP	- Lodos Ativados Aeração Prolongada
LaRA	- Laboratório de Reúso das Águas
LAC	- Lodos Ativados Convencional
LIMA	- Laboratório Integrado de Meio Ambiente
MBR	- Biorreator à Membrana
MF	- Microfiltração
NF	- Nanofiltração
NTU	- Níveis de Turbidez
NTK	- Nitrogênio Total Kjeldahl
<i>PTM</i>	- Pressão Transmembrana
RO	- Osmose reversa
RSB	- Reator Seqüencial de Batelada
SS	- Sólidos Suspensos
SST	- Sólidos Suspensos Totais
SSTA	- Sólidos Suspensos Totais no Tanque de Aeração
SSV	- Sólidos Suspensos Voláteis
SRT	- Tempo de retenção celular
TRH	- Tempo de Retenção Hidráulica
UASB	- Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente
UF	- Ultrafiltração
UFSC	- Universidade Federal de Santa Catarina

RESUMO

Entre as alternativas existentes para o tratamento de esgotos, uma das mais recentes é a técnica da separação de materiais contaminantes por processos de filtração por membranas. Dentre esses processos estão os Biorreatores à Membrana (MBRs) que consistem, em uma só unidade, na associação do tratamento biológico no biorreator com a separação física pela membrana. O biorreator tem a função de degradar a matéria orgânica e mineral, enquanto que a membrana realiza a separação das fases líquida e sólida. Esta alternativa apresenta alta eficiência na remoção de poluentes, baixo consumo de energia e requer área reduzida para instalação por trabalhar com elevadas concentrações de biomassa. Neste trabalho se estudou a utilização do MBR como alternativa para o tratamento de esgotos sanitários e reúso da água. Uma instalação experimental constituída de um reator foi construído em acrílico com volume útil de 30 litros. O biorreator possuía um misturador, dois difusores de ar e duas bombas peristálticas, sendo uma para alimentação e outra para retirada do permeado. O módulo de membrana utilizado foi do tipo submerso de fibra oca constituída de material sintético tipo Polissulfona com 0,1 μm de tamanho dos poros. O piloto foi operado por 297 dias divididos em duas etapas, a primeira durante 150 dias com fluxo de permeação de 5 L/h.m² e a segunda durante 147 dias com fluxo de permeação de 15 L/h.m². Análises físico-químicas, bacteriológicas e de microscopia foram realizadas semanalmente no Laboratório de Reúso das Águas (LaRA). As remoções médias de DQO e N-NH₄⁺ foram respectivamente de 88,92% e 83,25% na primeira etapa e de 83,53% e 87,68% durante a segunda etapa. Valores médios de Turbidez da ordem de 1,00 NTU e a ausência de Coliformes Fecais também foram parâmetros que mostraram a boa qualidade do permeado. O aumento da pressão transmembrana e da resistência com aumento da concentração de biomassa no sistema foi observado. Limpezas químicas da membrana foram realizadas, principalmente na segunda etapa de operação. De modo geral, o MBR apresentou-se como uma alternativa eficaz para o tratamento de esgotos doméstico bem como para o reúso da água pela qualidade obtida no permeado.

Palavras Chaves: Microfiltração, biorreator à membrana, esgotos sanitários, reúso da água.

ABSTRACT

Between the existing alternatives for the domestic wastewater treatment, one of most recent is the technique of the separation of contaminantes materials for processes of filtration for membranes. Amongst these processes they are the Membrane Bioreactors (MBRs), that it consists of one alone unit the association of the biological treatment in the bioreactor and of physical separation for the membrane. The bioreactor has the function to transform the organic and mineral substance into biological substance (biomass), whereas the membrane must separate the phases liquid and solid. This alternative presents high efficiency in the removal of pollutants, low consumption of energy and requires reduced area for installation for operation with high concentrations of biomass. This study it evaluated the use of the MBR as alternative for the domestic wastewater treatment and reuse of the water. A consisting experimental installation of a reactor was constructed in acrylic with useful volume of 30 liters. The bioreactor counted on a mixer, two air diffusers and two pumps, being one for feeding and another one for withdrawal of the permeate. The used module of membrane was of the submerged type of hollow fiber consisting of synthetic material Polysulfone type with 0,1 μm of size of the pores. The pilot was operated per 297 days divided in two stages, first during 150 days with flux of 5 L/h.m² and second during 147 days with flux of 15 L/h.m². Analyses physicist-chemistries, bacteriological and of microscopy had been carried through weekly in the Laboratory of Reuse of Waters (LaRA). The average removals of DQO and N-NH₄⁺ had been respectively of 88,92% and 83,25% in the first stage and of 83,53% and 87,68% during the second stage. Average values of Turbidity of the order of 1,00 NTU and the absence of Fecal Coliforms had also been parameters that had shown the good quality of the permeate. The increase of the pressure for the membrane and the resistance with increase of the concentration of biomass in the system was observed. Chemical cleaning of the membrane had been carried through, mainly in the second stage of operation. In general way, the MBR was presented as an efficient alternative for the domestic wastewater treatment as well as for reuse of the water for the quality gotten in the permeate.

Words Keys: Microfiltration, membrane bioreactors, domestic wastewater, reuse of the water.

1. INTRODUÇÃO

A cultura do uso irracional da água associado à falta de investimentos em saneamento básico são fatores que vêm contribuindo para a degradação da quantidade e qualidade dos recursos hídricos. A consequência disto é a diminuição da disponibilidade de água com qualidade para a utilização do homem.

O comprometimento crescente dos recursos hídricos tende a deixar como herança para as futuras gerações um cenário de caos social, decorrente dos problemas advindos da escassez de água para o abastecimento humano. Segundo o Fundo das Nações Unidas para Agricultura em 20 anos, 60% da população mundial deverá enfrentar escassez de água.

Nas cidades, os problemas de abastecimento estão diretamente relacionados ao aumento da demanda, ao desperdício e à urbanização descontrolada que atinge regiões de mananciais. Na zona rural, os recursos hídricos também são explorados de forma irregular, além de parte da vegetação protetora da bacia (mata ciliar) ser destruída para a realização de atividades como agricultura e pecuária, não raramente, os agrotóxicos e dejetos utilizados nessas atividades também acabam por poluir a água. A baixa eficiência das empresas de abastecimento, também contribui para esse cenário de uso irracional e poluição das águas, através das perdas na rede de distribuição por roubos e vazamentos e pelo não atendimento em termos de coleta de esgotos. O saneamento básico não é implementado de forma adequada, já que grandes volumes dos esgotos sanitários e afluentes industriais são lançados sem tratamento nos corpos d'água, o que tem gerado um nível de degradação nunca visto.

O paradigma de que a água é um bem infinito e de propriedade do homem vem sendo substituído por uma nova consciência. A Lei Federal N° 9.433/97 que institui a Política Nacional para Gestão dos Recursos Hídricos, reforça essa nova visão sobre a água, quando diz que a água é um bem de domínio público, que é um recurso natural limitado e com valor econômico e que o seu uso prioritário é para o consumo humano.

No estado de Santa Catarina a Lei Estadual N° 9.748/94, também traz para o conceito de que a água agora tem seu “valor”. Ela diz inclusive que, o uso água para fins de diluição, transporte e assimilação de esgotos urbanos e industriais, são passíveis de cobrança.

Portanto, a consciência da população em relação ao uso racional da água e por parte dos governos, um maior cuidado com a questão do saneamento e abastecimento, são aspectos que contribuirão para que esse novo paradigma se estabeleça.

Nesse sentido, a adoção de tecnologias de tratamento de esgotos seguras, eficientes e que possibilitem o aproveitamento do seu efluente, contribuem para a preservação dos recursos hídricos sob dois aspectos: Pela garantia de que o efluente a ser lançado no meio ambiente não venha a interferir na sua qualidade e pela diminuição do volume de água a ser retirado dos mananciais para o abastecimento pelo aproveitamento do efluente para usos não potáveis.

Nos dias de hoje, grande parte das atividades poderiam ser realizadas com água de reúso a partir de esgotos tratados. Se considerarmos ainda, que a tendência atual é de que se pague para captar a água e para devolvê-la aos mananciais, a prática do reúso deve ser ainda mais incentivada. Outros fatores que favorecem a adoção dessa prática, é de que com o reuso, ocorrerá à diminuição da pressão sobre a demanda de água na natureza, além de que o custo dessa água é menor que o preço da água fornecida pelas companhias de saneamento. Apesar de não ser própria para consumo humano, pode ser aproveitada para usos não potáveis em empresas, indústrias, agricultura e residências.

Portanto, o conceito de que as estações de tratamento de esgotos são concebidas e projetadas apenas para diminuir o grau de impurezas do esgoto deve ser substituído pela idéia de que estações de tratamento de esgotos são potenciais usinas para produção de água com qualidade para ser aproveitada pelo homem.

Nesse sentido, entre as alternativas conhecidas para o tratamento de esgotos, uma das mais recentes e que ainda vem sendo desenvolvida, é a técnica da separação de materiais contaminantes por processos de filtração por membranas.

Na década de 60, os Estados Unidos já utilizavam a osmose reversa para dessalinização das águas. Contudo, a partir da década de 90 é que a utilização dos processos de filtração por membranas passou a ser estudado para aplicação no saneamento.

No Brasil, estudos vem sendo realizados principalmente nas universidades, casos da USP em São Paulo, UFRJ no Rio de Janeiro, na UFRGS no Rio Grande do Sul, na UEM no Paraná e na UFSC em Santa Catarina. Na UFSC o Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental (PPGEA), em sintonia com a sua missão de capacitar pessoas para proporcionar um conforto ambiental à sociedade, vem desenvolvendo essa tecnologia.

A consequência desses estudos, aliado a concorrência entre os fabricantes de membranas, tem contribuído para que os custos de implantação e operação de processos de filtração por membranas venham diminuindo rapidamente. Com isso, é esperado que num futuro próximo a sua utilização seja cada vez mais observada em vários países.

Dentre esses processos, estão os Biorreatores à Membrana (MBRs). A sua utilização tem se mostrado com grande potencial para o saneamento pela combinação do tratamento biológico com o processo de separação pela membrana. O biorreator tem a função de degradar a matéria orgânica e mineral enquanto que a membrana é responsável pela separação das fases líquida e sólida. A filtração é efetuada impondo-se uma circulação da suspensão através da membrana. O módulo de membrana pode ser instalado dentro ou fora do biorreator e será através deste que o efluente (permeado) será produzido.

Fatores que contribuem para a adoção de MBRs são a cobrança para o uso da água e pela destinação dos efluentes em mananciais, o que fomenta a prática do reuso da água, e a restrição cada vez maior imposta pelos órgãos ambientais quanto aos parâmetros de qualidade para lançamento de efluentes.

Esse trabalho se propôs a estudar a utilização dos MBRs como alternativa para o tratamento de esgotos sanitários e reuso da água. Para isso algumas hipóteses são estabelecidas: a combinação do tratamento biológico a um processo de microfiltração por membranas é capaz de produzir um efluente de alta qualidade

não havendo a necessidade de unidade para desinfecção; por ser um sistema biológico de tratamento com aeração contínua ocorra o processo de oxidação total da amônia (nitrificação); que o efluente produzido atenda aos parâmetros legais para que possa ser aproveitado.

2. OBJETIVOS DO TRABALHO

2.1. Objetivo Geral

Avaliar a utilização do Biorreator à Membrana (MBR) como alternativa para o tratamento de esgotos sanitários e reúso da água.

2.2. Objetivos Específicos

- Avaliar a eficiência do Biorreator à Membrana na remoção de contaminantes de esgotos sanitários ;
- Avaliar a ocorrência do processo de nitrificação;
- Avaliar o desenvolvimento da biomassa no biorreator;
- Estudar o comportamento da pressão transmembrana e da resistência total em função da variação de fluxos de permeação;
- Avaliar a qualidade do permeado para o seu aproveitamento.

3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

3.1. Apresentação

Este capítulo apresenta uma revisão bibliográfica preliminar abordando alguns aspectos pertinentes aos processos biológicos para o de esgotos. Na seqüência, será abordada a utilização da tecnologia de membranas associada ao tratamento de esgotos sanitários e reúso da água.

3.2. Processos biológicos para o tratamento de esgotos sanitários

O tratamento de esgotos sanitários por processos biológicos é baseado na remoção dos contaminantes presentes nos esgotos pela atividade biológica de microorganismos confinados nas unidades de tratamento. De modo análogo, as estações de tratamento por processos biológicos reproduzem os processos naturais de autodepuração dos corpos d'água, só que de uma forma controlada e acelerada.

Este processo é normalmente adotado pela elevada eficiência na remoção da matéria orgânica biodegradável e de nutrientes (nitrogênio e fósforo) que proporciona. Através de processos bioquímicos, transformam estas substâncias complexas em outras mais simples como a água, sais minerais e gás carbônico.

Segundo LAPOLLI (1998), o entendimento das atividades bioquímicas dos microorganismos envolvidos no processo de tratamento biológico é de fundamental importância na escolha do processo, onde dois são os principais aspectos a serem considerados: as necessidades nutricionais dos microorganismos e a natureza do metabolismo microbiano.

Para o desempenho das suas funções de crescimento, locomoção, reprodução e outras, necessitam basicamente de energia, carbono e nutrientes, como nitrogênio, fósforo, enxofre, potássio, cálcio, magnésio etc. (VON SPERLING, 1996).

Em termos da fonte de carbono, os organismos são separados em autotróficos e heterotróficos. Já em relação à fonte de energia em fototróficos ou quimiotróficos (Tabela 1).

Tabela 1 – Classificação geral dos organismos baseada na fonte de energia e carbono.

CLASSIFICAÇÃO	FONTE DE CARBONO	FONTE DE ENERGIA
AUTOTRÓFICOS		
Fotoautotróficos	CO ₂	Luz
Quimioautotróficos		Matéria inorgânica
HETEROTRÓFICOS		
Fotoheterotróficos	Matéria orgânica	Luz
Quimioheterotróficos		Matéria orgânica

Fonte: VON SPERLING, 1996.

O grupo de maior importância nos processos de tratamento são dos que utilizam a luz como fonte de energia, caso dos quimioautotróficos e dos quimioheterotróficos, que são responsáveis pela nitrificação e pela maior parte das reações que ocorrem no tratamento biológico respectivamente.

Segundo VON SPERLING (1996), a denominação de respiração não é restrita apenas aos processos que envolvem consumo de oxigênio. De modo geral, a oxidação implica na perda de um ou mais elétrons da substância oxidada. A substância oxidada pode ser tanto a matéria orgânica, quanto compostos inorgânicos reduzidos. Neste caso, ambos são considerados doadores de elétrons. O elétron retirado da molécula oxidada é transferido através de complexas reações bioquímicas com o auxílio de enzimas a um composto inorgânico, o qual recebe a denominação de aceptor de elétrons.

A Tabela 2 apresenta os principais aceptores de elétrons utilizados na respiração em ordem decrescente de liberação de energia.

Tabela 2 – Aceptores de elétrons típicos das reações de oxidação no tratamento de esgotos.

CONDIÇÕES	ACCEPTOR DE ELÉTRON	FORMA DO ACCEPTOR APÓS REAÇÃO	PROCESSO
Aeróbias	Oxigênio (O ₂)	H ₂ O	Metabolismo aeróbio
Anóxicas	Nitrato (NO ₃ ⁻)	Nitrogênio gasoso (N ₂)	Desnitrificação
Anaeróbias	Sulfato (SO ₄ ²⁻) Dióxido de carbono (CO ₂)	Sulfeto (H ₂ S) Metano (CH ₄)	Dessulfetação Metanogênese

Fonte: VON SPERLING, 1996.

Ainda segundo SPERLING (1996), quando vários aceptores de elétrons se encontram disponíveis no meio, o sistema utiliza aquele que produz a mais alta qualidade de energia. Por essa razão, o oxigênio dissolvido é utilizado primeiramente e, após a sua exaustão, o sistema deixa de ser aeróbio.

Caso haja nitratos disponíveis no meio líquido, os organismos aparelhados a utilizar o nitrato na respiração passam a fazê-lo convertendo o nitrato a nitrogênio gasoso (desnitrificação). Estas condições do meio são designadas de anóxicas.

Quando o oxigênio dissolvido se extingue no meio tem-se a condição anaeróbia estrita. Nestas, são utilizados os sulfatos que são reduzidos a sulfetos e o dióxido de carbono que é convertido a metano.

3.3. Processos com biomassa em suspensão

Os principais processos biológicos utilizados no tratamento de esgotos podem ser divididos em duas categorias: com biomassa suspensa e biomassa aderida (METCALF & EDDY, 2003).

Nos processos de biomassa em suspensão, os microrganismos responsáveis pelo tratamento se mantêm em suspensão no meio líquido através da utilização de mecanismos apropriados de mistura. O processo de biomassa em suspensão mais utilizado em estações de tratamento de esgoto doméstico é o de Lodos Ativados.

3.3.1. Lodos Ativados

Processos de Lodos Ativados recebem este nome devido à produção de biomassa ativa formada por microrganismos capazes de estabilizar o esgoto sob condições aeróbias.

Segundo VON SPERLING (1997), são partes integrantes da etapa biológica do sistema de lodos ativados: tanque de aeração, decantador e recirculação de lodo.

É no tanque de aeração que ocorrem as reações bioquímicas de remoção da matéria orgânica e matéria nitrogenada. A biomassa se utiliza do substrato presente no esgoto bruto para se desenvolver. No decantador é onde ocorre a sedimentação dos sólidos (biomassa), permitindo que o efluente final saia

clarificado. Os sólidos sedimentados no fundo do decantador são recirculados para o tanque de aeração, aumentando a concentração de biomassa no mesmo, o que é responsável pela elevada eficiência do sistema.

3.3.2. Lodos Ativados com material suporte

Por apresentar algumas desvantagens, tais como, o elevado consumo de energia e o volume considerável das suas instalações, variações ao processo de lodos ativados vem sendo estudadas.

Uma tecnologia recente que vem sendo empregada com sucesso, consiste da introdução de material suporte nos tanques de aeração dos processos de Lodos Ativados, ao qual aderem colônias de microrganismos. Usualmente o material suporte utilizado é o chamado plástico estruturado. Este material de enchimento ocupa cerca de 25 a 70% do volume do tanque de aeração, mantendo-se em suspensão pela própria agitação dos misturadores e/ou aeradores. Na saída do tanque, uma placa perfurada com dimensões pouco menores que o material suporte impede que estes saiam junto com o efluente (JORDÃO & PESSÔA, 2005).

O crescimento do biofilme nesse meio suporte aumenta a concentração de biomassa no tanque de aeração, reduzindo o volume requerido pra o tanque e permitindo um “*upgrade*” mais econômico para o caso de ampliações de ETE's existentes.

3.4. Processos de separação por membranas

A tecnologia de membranas foi inicialmente comercializada para a dessalinização de água do mar, no início dos anos 60, na forma de sistemas de osmose reversa. Uma variante desta tecnologia que opera a pressões menores, a nanofiltração, começou a ser instalada em escala comercial para a remoção de dureza de águas subterrâneas no estado da Flórida - EUA, e na remoção de cor em águas derivadas de zonas com turfas na Noruega, na década de 80. Estes dois segmentos de mercado, entretanto, representam pequenos nichos dentro do universo dos sistemas utilizados no tratamento de água e esgoto em saneamento básico (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001).

Foi no início dos anos 90 que se deu o grande avanço da tecnologia de membranas em saneamento, quando foram lançadas no mercado, membranas de separação de partículas (microfiltração e ultrafiltração) derivadas de processos de membranas usadas na hemodiálise, para a produção de água potável em escala comercial.

Segundo LAPOLLI (1998), a utilização de membranas tem por objetivo principal a separação de substâncias de diferentes propriedades (tamanho, forma, difusibilidade, etc.). O trabalho da membrana fundamenta-se no conjunto de métodos e propriedades concernentes ao transporte de matéria através de materiais com permeabilidade seletiva. Uma membrana semipermeável é portanto, uma barreira que permite certas transferências de matéria entre dois meios que ela separa.

Conforme SCHNEIDER & TSUTIYA (2001), o aumento de escala e o contínuo aprimoramento dos sistemas de membranas, são fatores importantes que viabilizaram a construção de sistemas em escalas sempre maiores, tanto que hoje, em países desenvolvidos, sistemas de membranas estão sendo projetados para substituir sistemas convencionais de tratamento de água em grandes escalas.

3.4.1. Classificação das membranas

A classificação de membranas mais utilizada na área de saneamento se dá pelo tipo de filtração ou quanto ao tamanho dos poros da membrana e as substâncias passantes. A Tabela 3 apresenta esta classificação.

As membranas de Microfiltração (MF) com porosidade nominal entre 0,1 e 0,2 μm e as membranas de Ultrafiltração (UF), com porosidade entre 1.000 a 100.000 D são utilizadas para a separação de partículas.

As membranas de separação molecular são as membranas de Nanofiltração (NF) com porosidade nominal entre 200 D e 1.000 D e as membranas de osmose reversa (RO), com porosidade menor que 200 D.

Tabela 3 – Classificação das membranas quanto ao tamanho dos poros.

MEMBRANA	POROSIDADE	MATERIAL RETIDO
MICROFILTRAÇÃO (MF)	0,1 μm - 0,2 μm	Protozoários, bactérias, maioria dos vírus e partículas.
ULTRAFILTRAÇÃO (UF)	1.000 D – 100.000 D	Material removido na MF mais colóides e a totalidade dos vírus.
NANOFILTRAÇÃO (NF)	200 D – 1.000 D	Íons divalentes e trivalentes, moléculas orgânicas com tamanho maior do que a porosidade média da membrana.
OSMOSE REVERSA (OR)	< 200 D	Íons, praticamente toda matéria orgânica.

Fonte: SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001.

Em função da aplicação a que se destinam, as membranas apresentam diferentes estruturas. De modo geral, as membranas podem ser classificadas em duas grandes categorias: densas e porosas. Ambas podem ainda ser classificadas como isotrópicas e anisotrópicas (PROVENZI, 2005).

Segundo HABERT *et al.* (2003), as membranas ainda podem ser classificadas de acordo com as suas características morfológicas ao longo da sua espessura. As membranas que apresentam mesmas características ao longo da sua espessura são denominadas de isotrópicas e as que apresentam características diferentes são chamadas de anisotrópicas ou assimétricas (Figura 1).

Conforme LACOSTE (1992) *apud* LAPOLLI (1998), as membranas isotrópicas são pouco utilizadas devido ao fraco fluxo do permeado associado a altas perdas de carga devido a sua grande espessura, além de ter uma duração (vida) relativamente curta pela sua sensibilidade à hidrólise e aos ataques bacterianos. São membranas orgânicas de primeira geração.

Já as membranas anisotrópicas apresentam boas propriedades mecânicas e proporcionam um melhor fluxo de permeado. Resistem bem aos ataques químicos e bacterianos, não suportando, porém, altas temperaturas e valores extremos de pH. São membranas normalmente constituídas de um único tipo de polímero e são de segunda geração.

Contudo, com o aperfeiçoamento do processo de construção de membranas assimétricas surgiu a membrana de terceira geração que são as membranas compostas. Nesse sistema, a membrana filtrante é depositada na forma de um filme fino sobre a estrutura suporte, que geralmente é uma membrana assimétrica.

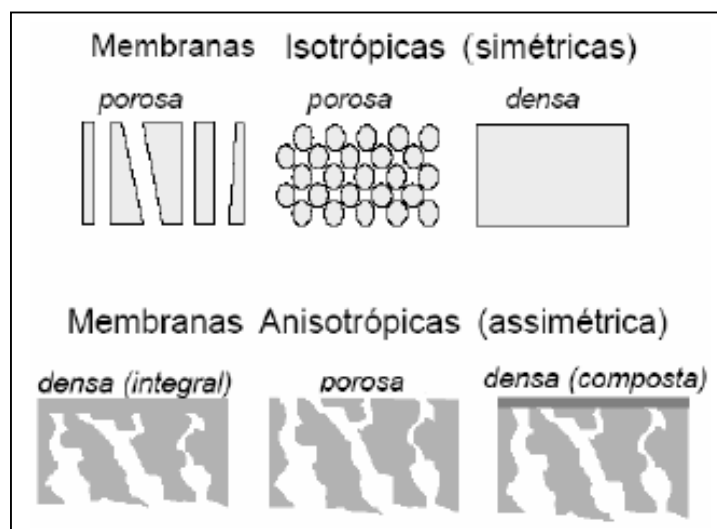


Figura 1 – Características morfológicas das membranas ao longo da sua espessura (HABERT *et al.*, 2003)

3.4.2. Tipos de filtração

O processo de filtração por membranas pode ocorrer de duas formas: frontal ou tangencial (Figura 2). Na filtração frontal, a alimentação é forçada perpendicularmente em relação à membrana. Nesta configuração existe uma concentração elevada de partículas na região próxima a membrana em função do tempo o que gera uma queda do fluxo do permeado pelo aumento da resistência.

Na filtração tangencial, a alimentação é feita paralelamente sobre a superfície da membrana e parte deste fluido é permeado no sentido transversal à membrana. Nesta configuração é menor a quantidade de partículas que se depositam sobre a membrana o que proporciona uma filtração mais eficiente (KOROS *et al.*, 1996 *apud* PROVENZI, 2005).

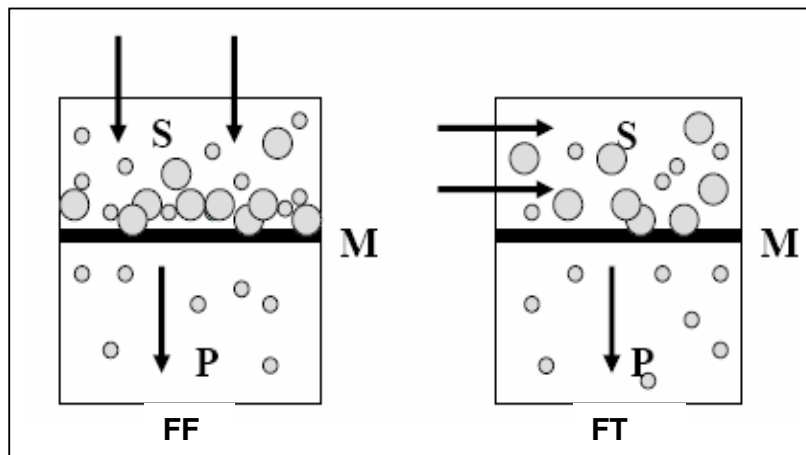


Figura 2 – Representação esquemática da filtração frontal e tangencial. Legenda: Filtração Frontal (FF), Filtração Tangencial (FT), Membrana (M), Suspensão (S) e Permeado (P) [KOROS *et al.*, 1996 *apud* PROVENZI, 2005].

Segundo VIANA (2004), mesmo na filtração tangencial é observado um decréscimo contínuo do fluxo permeado ao longo do tempo. Esta queda do fluxo é 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 parcial ou totalmente irreversíveis.

Os principais fenômenos que contribuem para formação do “*fouling*” são:

- 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;
- Altas concentrações de soluto na superfície da membrana podem causar sua precipitação formando uma camada gel sobre a membrana o que gera o bloqueio dos poros da membrana.

3.4.3. Características das membranas

3.4.3.1. Porosidade das membranas

Segundo PETRUS (1997), nas membranas, a porosidade é a relação entre a parte sólida e os poros da membrana, ou a quantidade de vazios em sua estrutura. A

porosidade considerada é referente à área superficial da membrana e é expressa em poros/m². Esta relação ainda pode ser expressa pela Equação 01:

$$\varepsilon = 1 - DM/DP \quad \text{Equação 01}$$

Onde:

ε = Porosidade (s.d.)

DM = Densidade da membrana (kg/m³)

DP = Densidade do polímero (kg/m³)

A porosidade de uma membrana é relacionada com o processo utilizado em sua preparação ou em seu pós-tratamento. Quanto maior a porosidade da subcamada, maior será o fluxo do solvente através da membrana.

Por não existirem membranas com um único diâmetro de poro, a determinação de um diâmetro médio é realizada para sua caracterização. Entre os métodos para essa determinação, destaca-se:

- a) Medida direta com auxílio do microscópio eletrônico de varredura;
- b) Porosimetria de mercúrio;
- c) Porosimetria de deslocamento de líquido;
- d) Uso de soluções de polímeros polidispersos
- e) Adsorção de gases;
- f) Rejeição de partículas ou macromoléculas.

3.4.3.2. Permeabilidade

O escoamento de uma solução ou de uma suspensão complexa através de um meio poroso conduz a diferentes fenômenos que alteram a permeabilidade. A distribuição dos tamanhos médios das partículas que compõem uma suspensão biológica é bem variada. Desta forma, as modificações de propriedades de

escoamento podem ser divididas de acordo com o tamanho das partículas do meio em relação aos poros da membrana (PROVENZI, 2005).

Conforme ORGIER (2002) *apud* PROVENZI (2005), a evolução e o controle da permeabilidade nas membranas tem como princípio a Lei empírica de Darcy (Equação 02) que relaciona o escoamento de fluxo, a vazão do permeado (Qp) pressão transmembrana (PTM) e o inverso da espessura do leito filtrante (Z).

$$F = Qp/\Omega = L.(PTM/Z) \quad \text{Equação 02}$$

Onde:

F = Fluxo de permeação

Ω = Área superficial

L = Permeabilidade

Entretanto, houve a necessidade de considerar na Lei de Darcy a influência da viscosidade do fluido (μ_f). O coeficiente proporcionalidade (B) correlaciona com a permeabilidade e a razão (Z/B) define uma outra grandeza característica do meio que é a resistência total (R_{total}) (Equação 03).

$$F = (B/\mu_f).(PTM/Z) \quad \text{Equação 03}$$

A resistência total está relacionada à textura do leito filtrante, expresso pela porosidade (ϵ) e pela área específica aberta ao escoamento (a_s). A aplicação da Equação de Poiseuille a cada canal capilar permite encontrar uma equação geral (Equação 04) que relaciona à permeabilidade as características estruturais do meio.

$$PTM/Z = h_k \cdot \mu_f \cdot a_s^2 \cdot [(1 - \epsilon)^2 / \epsilon^3] \cdot F \quad \text{Equação 04}$$

Onde:

h_k = Constante de Kozeny

A Constante de Kozeny depende unicamente da estrutura do meio e é expressa por: $h_k = 2T^2$, onde T é a tortuosidade. Em um meio composto por partículas esféricas, adota-se, normalmente, a constante h_k o valor 4,5. Com isso a resistência total pode ser representada pela Equação 05.

$$R_{total} = h_k \cdot a_s^2 \cdot [(1 - \epsilon)^2 / \epsilon^3] \quad \text{Equação 05}$$

Para representar a resistência total do sistema, a hipótese do modelo que integra as resistências em série pode ser considerada. Com isso, a resistência total do sistema é obtida com a adição da resistência da torta (R_{torta}), resistência interna ($R_{interna}$) e a resistência da membrana ($R_{membrana}$) e o fluxo de permeação (F) é obtido (Equação 06).

$$F = PTM / \mu_f \cdot R_{total} = PTM / \mu_f \cdot (R_{interna} + R_{torta} + R_{membrana}) \quad \text{Equação 06}$$

A $R_{interna}$ envolve a adsorção e bloqueamento de partículas no interior dos poros da membrana enquanto que a R_{torta} corresponde à resistência à camada gel ou torta formada pelo depósito de partículas na superfície da membrana. Por fim a $R_{membrana}$ é a resistência da própria membrana.

No caso de tratamento com suspensão biológica como os Lodos Ativados, a R_{torta} sofre influência de diferentes parâmetros, tais como pressão aplicada no sistema, tamanho médio dos flocos, entre outros.

3.4.4. Tipos de membranas

Para a utilização das membranas em processos de filtração em indústrias ou em estações de tratamento de água e efluentes, sua conformação se dá sob a forma de módulos compactos.

O módulo é o elemento básico de um sistema de membrana que congrega todas as estruturas necessárias para viabilizar a operação da membrana como unidade de separação. Os módulos contêm os seguintes elementos (SCHNEIDER & TSUTIYA 2001):

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

Estes módulos são projetados com os seguintes objetivos:

- Limitar o acúmulo de material retido pela membrana através da otimização da circulação do fluido a ser tratado;
- Maximizar a superfície da membrana por volume de módulo;
- Evitar a contaminação do permeado com o material do concentrado.

Os módulos ainda devem apresentar simplicidade de manuseio, um baixo volume morto e deve permitir a limpeza eficiente da membrana.

Os principais tipos de módulos de membrana são: módulos com placas, módulos espirais, módulos tubulares, módulos com fibra oca e módulos com discos rotatórios.

a) Módulo com placas

É o módulo mais simples. Esse sistema predomina no mercado de eletrodialise, mas também são utilizados em sistemas pra tratamento de água e esgotos. O projeto destes módulos foi adaptado dos sistemas de filtro-prensa utilizados para a desidratação de lodos de ETAs e ETEs. Camadas alternadas de membranas planas e placas de suporte são empilhadas na vertical ou horizontal (Figura 3).

A densidade volumétrica destes módulos é relativamente pequena (100 a 400 m^2/m^3) se comparada com sistemas de fibras ocas ou espiral.

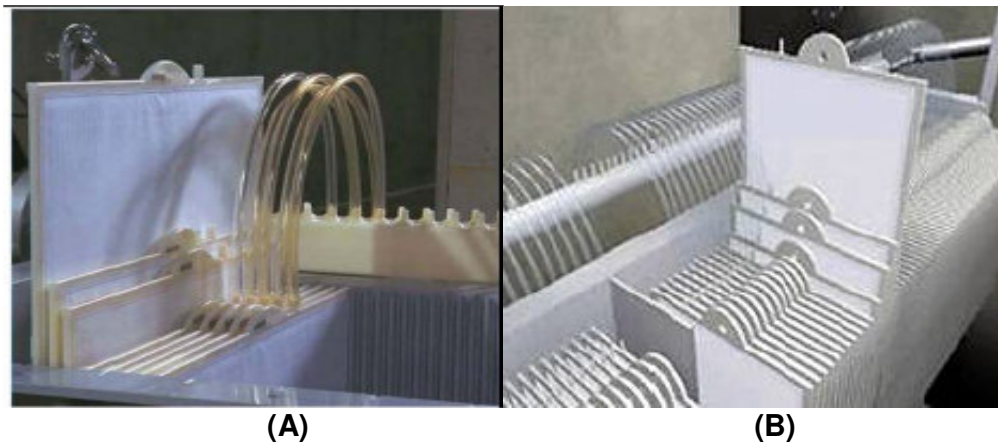


Figura 3 – Módulo de membrana com placas:
(A) CENTROPROJEKT DO BRASIL, 2004; (B) TORRES, 2006.

b) Módulos tubulares

Esse sistema consiste de um tubo revestido internamente com a membrana, é o formato mais simples de módulo (Figura 4). Para formar esse sistema, tubos individuais ou blocos de tubos são empacotados no interior de cilindros de suporte. A grande desvantagem destes módulos tubulares é a baixa área de membrana por volume do módulo, compensada em parte pelas altas velocidades de transporte do líquido no interior dos tubos. Este modo de operação aumenta muito o consumo e energia e não são utilizados em grande escala no tratamento de água.

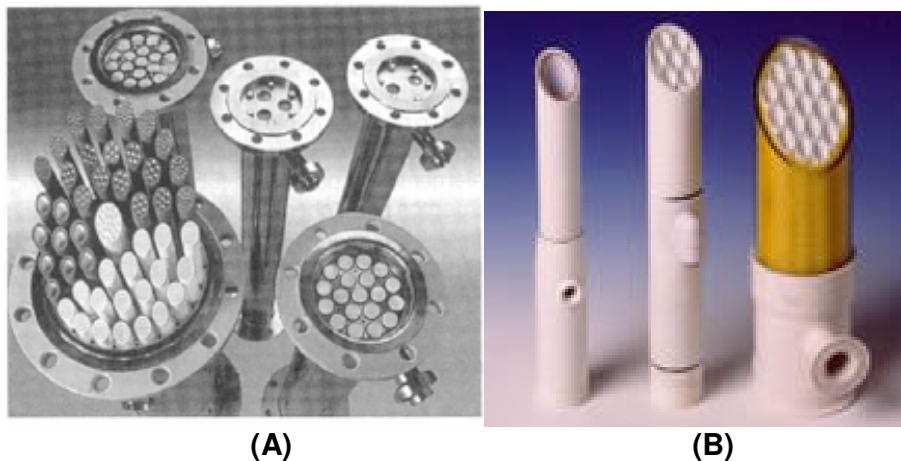


Figura 4 – Módulo de membrana tubular:
(A) SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001; (B) GEAFILTRATION, 2006.

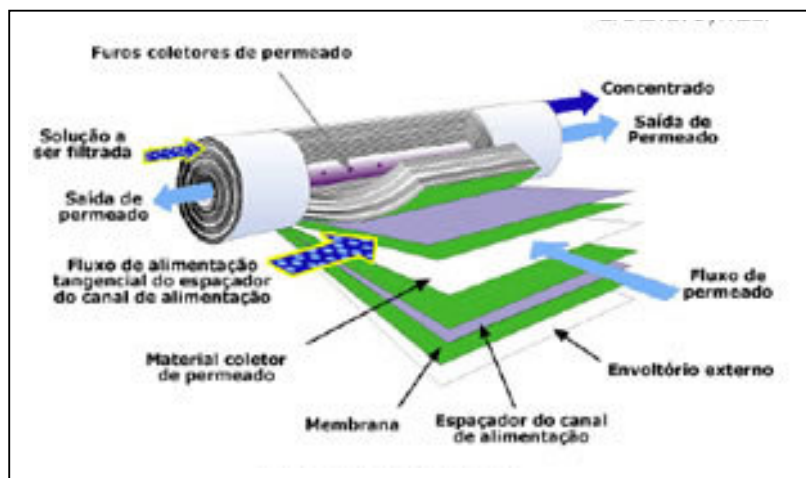
c) Módulos espirais

É o conjunto de tubos de pressão de PVC ou aço inoxidável e de elementos ou cartuchos de membranas espirais inseridos no interior do tubo. Cada elemento consiste de um pacote de membranas e espaçadores enrolados em volta de um tubo coletor de permeado central. Para formar o elemento, uma grande quantidade de pacotes de filtração são acondicionados lateralmente, sempre respeitando a estrutura lamelar do elemento, e enrolados em volta do tubo coletor central (Figura 5).

Módulos espirais são caracterizados por altas densidades volumétricas de membranas, da ordem de 700 a 1.000 m^2/m^3 . É o módulo mais utilizado em aplicações que demandam pressões altas e intermediárias, ou seja, na nanofiltração e na osmose reversa.

d) Módulos com fibras ocas

São dois os tipos de módulos de membrana com fibras ocas, os utilizados na microfiltração e ultrafiltração. As fibras são fixadas nas duas extremidades de um tubo por meio de uma resina que também serve para vedação e separação dos compartimentos de água bruta e permeado (Figura 6). A área de membrana por volume de módulo é cerca de 1.000 m^2/m^3 em sistemas de microfiltração e ultrafiltração e sobre para 10.000 m^2/m^3 em módulos para osmose reversa. O número de fibras por módulo varia de várias centenas a 22.500, dependendo do fabricante.

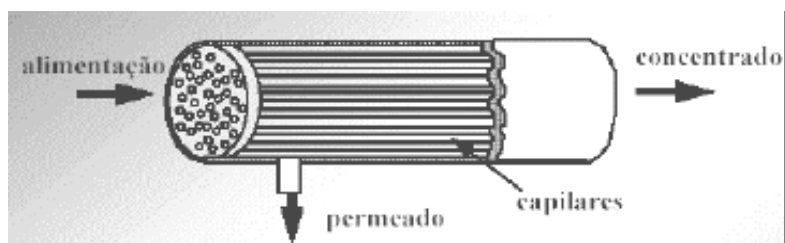


(A)



(B)

Figura 5 – Módulo de membrana espiral:
(A) DIAS, 2006; (B) GEAFILTRATION, 2006.



(A)



(B)

**Figura 6 – Módulo de membrana tipo fibra oca:
(A) HABERT *et al.* (2003); (B) GEAFILTRATION (2006).**

e) Módulos com discos rotatórios

São sistemas utilizados principalmente para microfiltração e ultrafiltração de água ou como componentes de biorreatores de membranas experimentais. As membranas são fixadas em placas redondas montadas sobre um eixo giratório (Figura 7). O movimento giratório remove continuamente a camada de material retida na superfície das membranas. O alto consumo de energia e a dificuldade do aumento de escala restringe a aplicação desse sistema a unidades de pequeno porte.

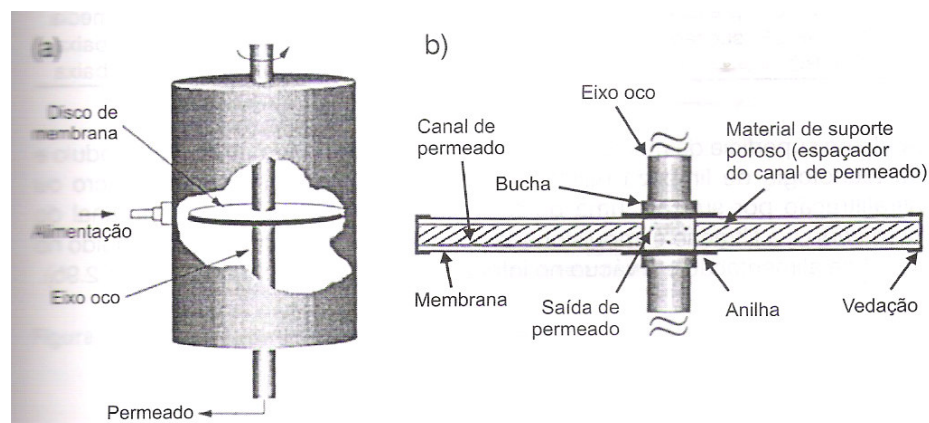


Figura 7 – Módulo de membrana com discos rotatórios: (A) módulo completo; (B) detalhe da montagem do disco de membrana (SERRA *et al.*, 1999 *apud* SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001).

A Tabela 4 apresenta uma análise comparativa entre os tipos de módulos de membrana.

Tabela 4 – Comparação entre os tipos de módulos de membrana.

MÓDULO	DENSIDADE DE MEMBRANAS	LIMPEZA <i>IN SITU</i>	CUSTO	PRÉ-TRATAMENTO DA ÁGUA BRUTA	PERDA DE CARGA NO MÓDULO
Disco	Baixa	Sim	Alto	Desnecessário	Baixa
Tubular	Baixa	Sim	Alto	Médio	Baixa
Placas (pressão)	Baixa-média	Não	Alto	Médio	Média
Placas (sucção)	Baixa-média	Sim	Baixo	Desnecessário	Baixa
Espiral	Média	Não	Baixo	Significativo	Alta
Fibra oca MF/UF (pressão)	Média	Não	Baixo	Desnecessário	Média
Fibra oca MF/UF (sucção)	Média	Sim	Baixo	Desnecessário	Baixa
Fibra oca: RO	Alta	Não	Baixo	Significativo	Baixa

Fonte: SCHNEIDER & TSUTIYA (2001).

3.4.5. Vantagens e Desvantagens dos Processos de Separação por Membranas

Segundo VIANA (2004) entre as principais vantagens dos processos de separação por membranas, destacam-se:

- Alta seletividade: permite a obtenção de permeado com características bastante específicas, a partir do uso de um só processo ou do acoplamento de processos;
- Em geral são operados em temperatura ambiente, sendo desnecessário o controle da temperatura para promover a separação das fases;
- Simplicidade de escalonamento: é facilitada a passagem de unidades pilotos para escala comercial pela utilização de módulos comerciais em unidades experimentais;
- Baixo consumo de energia: em relação a processos convencionais de tratamento, o consumo requerido de energia é menor em função da menor utilização de equipamentos e volume das unidades;
- Fácil arranjo com outros sistemas.

As principais desvantagens apresentadas neste processo, ainda se devem pelo aspecto inovador desta tecnologia, e são:

- Custo elevado: Os custos associados à aplicação desta tecnologia vem diminuindo com o passar dos anos e drasticamente, uma vez que as membranas estão sendo produzidas em maior escala, mais empresas estão entrando no mercado e o aumento da vida útil das membranas pelo desenvolvimento da tecnologia. Segundo SCHNEIDER & TSUTIYA (2001) o custo de operação de reatores com membranas diminuiu consideravelmente entre 1990 e 2000, principalmente devido à redução do custo das membranas. Entre 1992 a 2004 essa redução foi de 89%. Membranas de microfiltração produzidas pela empresa Kubota, tiveram seu custo reduzido de U\$400 (1992) para U\$100 (2000) por metro quadrado de área superficial de membrana (CHURCHOUSE & WILDGOOSE, 1999).
- Resistência à adoção de novas tecnologias: Considerando que a tecnologia tem sido pouco testada em escala comercial e que é necessária a operação por períodos mais longos visando avaliar melhor seu desempenho e determinar os

valores de 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;

- Troca periódica dos módulos: A substituição de membranas ainda é uma necessidade, contudo com o desenvolvimento da tecnologia a frequência para essa troca vem diminuindo. Membranas fabricadas pela empresa Kubota tiveram sua vida útil aumentada de 3 para 8 anos (CHURCHOUSE & WILDGOOSE, 1999).

3.5. Biorreatores à Membrana (MBRs)

Entre os processos de separação por membranas, uma tecnologia que vem sendo bastante estudada recentemente é a utilização de Biorreatores à Membrana (MBRs) para o tratamento de esgotos.

Segundo LAPOLLI (1998) o Biorreator à Membrana realiza em contínuo, duas funções dissociadas fisicamente, a de tratamento biológico no biorreator e a de separação física na membrana (Figura 8). O biorreator tem a função de transformar a matéria orgânica e mineral em matéria biológica (biomassa), enquanto que a membrana deve separar as fases líquida e sólida. A filtração é efetuada impondo-se uma circulação frontal ou tangencial da suspensão através da membrana.

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 etapa de tratamento avançado para remoção de bactérias coliformes e sólidos suspensos, os quais, não são removidos completamente pelos processos de Lodos Ativados convencionais (YONN *et al.*, 2004).

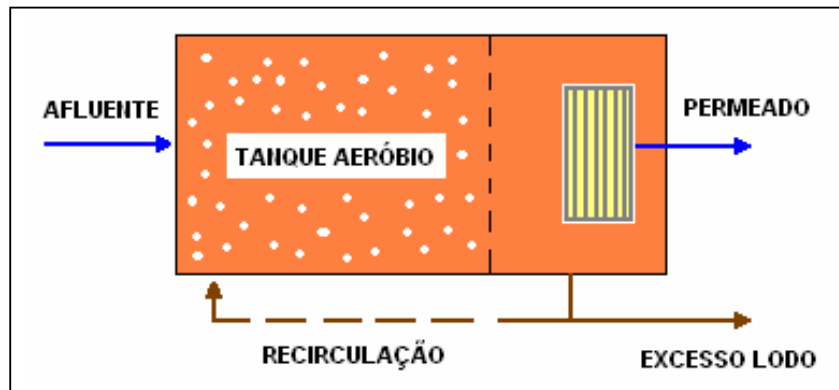


Figura 8 – Esquema de MBR convencional.

Por operar o reator com concentrações bem mais elevadas de biomassa (15.000 a 25.000 mg SST/L), e mantendo fixa a relação alimento/microrganismo têm-se volumes menores de tanque de aeração (METCALF & EDDY, 2003). Essa é uma das suas maiores vantagens.

A elevada idade do lodo garante um poder maior de digestão no biorreator. A quantidade de lodo gerada é 50% menor que nos processos de Lodos Ativados por aeração prolongada. Ocorre uma diminuição da atividade do anabolismo, sendo que a matéria orgânica é usada principalmente para manutenção celular e não para formação de material celular (CHOI *et al.*, 2002)

METCALF & EDDY (2003) cita que as maiores desvantagens da utilização de MBRs são: o alto custo de instalação, (em grande parte devido às membranas), vida da membrana é limitada, necessidade de trocas periódicas de membranas, elevado consumo de energia e a necessidade de um controle da colmatação da membrana.

O consumo de energia em MBRs pode ser dividido por 4 fontes principais: bombeamento afluente, aeração, bombeamento para retirada do permeado e retorno de lodo. Do total deste consumo (6-8 kW h/m³), entre 37,66-52,20% ou 1,97 kW h/m³ é devido ao bombeamento para retirada do permeado, aproximadamente (ZHANG *et al.*, 2003).

O consumo de energia devido à aeração é de 8,97-30,88% do consumo total. Este valor pode ser considerado baixo quando comparados com os processos

convencionais de tratamento, onde o consumo de energia advindo da aeração é de cerca de 80% do consumo total.

3.5.1. Tipos de Biorreatores à Membrana

A utilização de módulos de membranas associadas a unidades para o tratamento de efluentes pode se dar de duas formas: com o módulo submerso no biorreator ou com o módulo externo ao biorreator. COTE *et al.* (1998) *apud* VIANA (2004) mencionou que MBRs com módulo externo tem consumo de energia de 2 a 10 KWh/m³ de permeado. Já os módulos submersos apresentam consumo da ordem de 0,2 a 0,4 KWh/m³ por permeado produzido.

3.5.1.1. MBRs com módulo de membrana submersa

No caso do módulo de membrana submerso no biorreator o permeado é retirado do módulo de duas formas, por sucção ou por gravidade (Figuras 9).

Conforme COTÉ & THOMPSON (2000) *apud* SCHNEIDER & TSUTIYA (2001), reatores com membranas submersas podem ser construídos em duas formas. Com a instalação da membrana com retirada do permeado por sucção, em circuito de recirculação externo ao reator. Esse modo, permite desacoplar à operação do sistema de membranas do reator. Isto traz várias vantagens, como, maior facilidade operacional da limpeza química e a possibilidade de combinar um reator anóxico com zonas aeróbias no compartimento de membranas, para a remoção de nitrogênio. A outra forma é a instalação da membrana no mesmo reator, sem recirculação, dessa forma, variações operacionais e processo de limpeza química ficam mais dificultados.

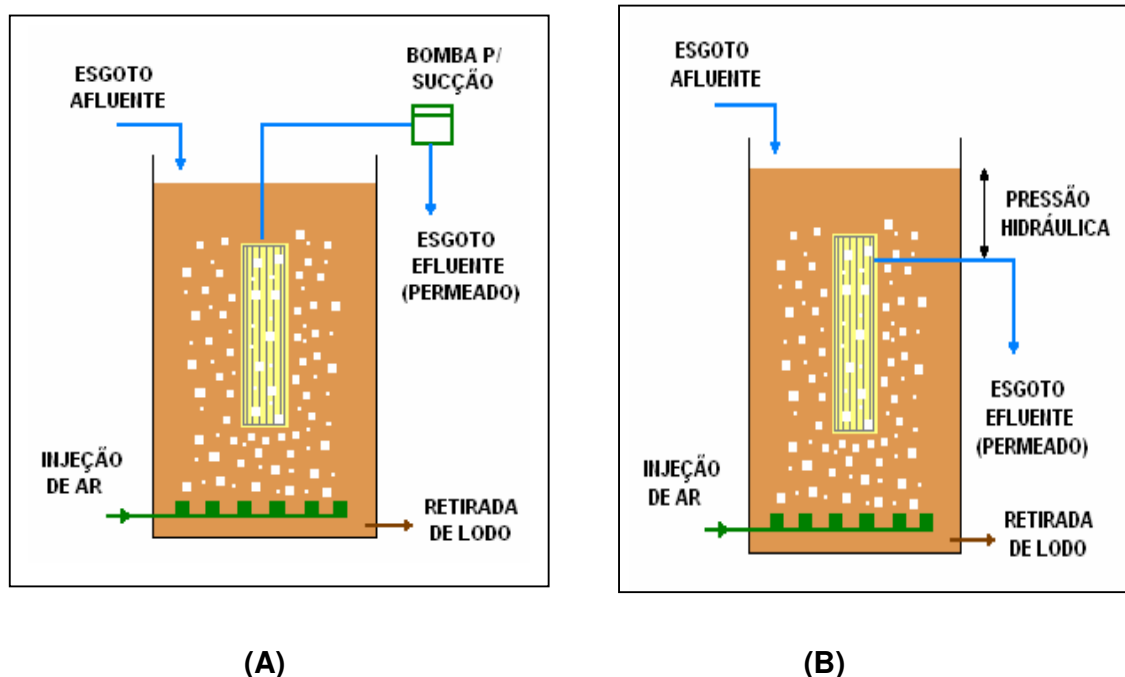


Figura 9 – Módulo de membrana submerso no biorreator: (A) permeado retirado por bomba de sucção; (B) permeado retirado por gravidade.

3.5.1.2. MBRs com módulo de membrana externo

Os MBRs com módulo de membrana externo apresentam uma maior flexibilidade operacional e permitem a aplicação de maiores fluxos em relação ao módulo submerso (Figura 10). Segundo GANDER *et al.* (2000) *apud* VIANA (2004) os módulos externos exigem um consumo de energia de cerca de duas ordens de grandeza a mais que os módulos submersos devido à necessidade de elevadas velocidades tangenciais de lodo no módulo.

Devido ao consumo elevado de energia, a aplicação de MBRs com membrana externa, ainda está restrita a pequenas e média instalações, principalmente em indústrias ou estabelecimentos comerciais, onde o reúso de águas residuárias é economicamente interessante, e onde, a otimização da exploração de espaço propiciada pelos reatores de membrana é um critério operacional importante (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001).

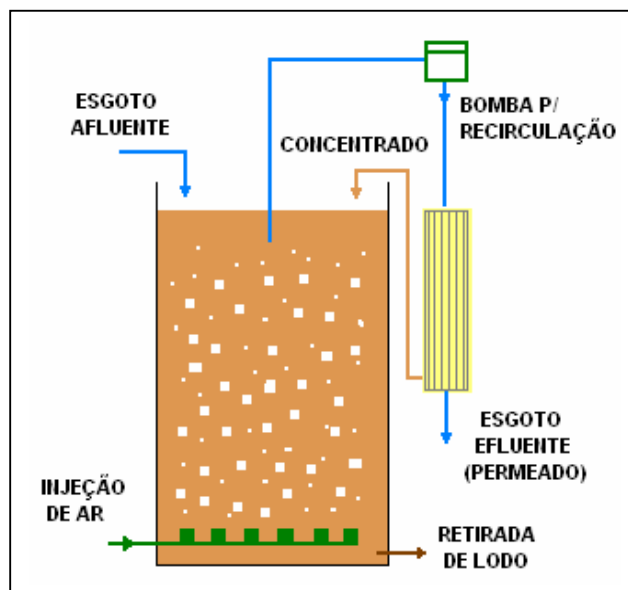


Figura 10 – Módulo de membrana externo ao tanque de aeração.

A Tabela 5 apresenta as vantagens e desvantagens dos tipos de MBRs.

Tabela 5 – Vantagens e desvantagens dos módulos submersos e externos.

CONFIGURAÇÃO	VANTAGENS	DESVANTAGENS
Módulo Submerso	<ul style="list-style-type: none"> - Redução do <i>fouling</i> irreversível pela operação em menores pressões; - Menor freqüência para limpeza química; - Possibilidade de retro lavagem. 	<ul style="list-style-type: none"> - Necessidade de aeração vigorosa; - Baixa resistência a hidrocarbonetos / óleo livre.
Módulo Externo	<ul style="list-style-type: none"> - Membranas resistentes; - Facilidade na interrupção da linha; - Facilidade de manutenção. 	<ul style="list-style-type: none"> - Maior consumo de energia pelo sistema de recirculação; - Aumento do <i>fouling</i> pela operação em maiores pressões; - Maior freqüência de limpeza; - Maior custo operacional.

Fonte: TORRES, (2006).

3.5.2. Aspectos importantes em MBRs

Desde as tecnologias mais simples para o tratamento de esgotos como as lagoas até as mais avançadas como os MBRs, vários são os fatores externos que podem

interferir no seu desempenho, como por exemplo: aspectos locais como oscilações de clima, temperatura e variações na característica do afluente.

Outros parâmetros pertinentes propriamente à operação, portanto possíveis de se controlar, como concentração de oxigênio, pH, concentração da biomassa, etc, são comuns aos processos de tratamento de esgotos com biomassa em suspensão.

Em relação aos MBRs, além dos fatores citados anteriormente, outros fatores podem vir a influenciar o seu desempenho em função das membranas. Alguns desses fatores serão descritos a seguir.

3.5.2.1. Aeração

O objetivo principal da aeração é o fornecimento de oxigênio para os microrganismos presentes na biomassa a fim de garantir sua atividade e a conseqüente biodegradação da matéria orgânica. Em menor parte, a aeração também ajuda a manter a biomassa em suspensão.

Nos MBRs, principalmente com os de membranas submersas, a aeração tem uma importância ainda maior além das citadas anteriormente. A turbulência gerada pela aeração promove uma velocidade tangencial na zona próxima ao módulo de membrana. Uma aeração adequada, posicionada sob o módulo de membrana submersa, contribui para minimizar o acúmulo de partículas sobre as membranas (APTEL *et al.*, 2002 *apud* PROVENZI, 2005).

3.5.2.2 Concentração de sólidos

A presença de sólidos dissolvidos, coloidais ou em suspensão presentes no reator, interfere diretamente no seu desempenho. É esperado que, com o aumento da concentração de sólidos no reator, uma diminuição do fluxo de permeação ocorra pela deposição de partículas sobre a membrana.

Segundo VISVANATHAN *et al.* (2000) em MBRs, concentrações de Sólidos Suspensos Totais no Tanque de Aeração (SSTA) acima de 40.000 – 50.000 mg/L devem ser evitadas, devido ao risco de queda brusca do fluxo de permeação pelo aumento da viscosidade da biomassa.

Conforme VIANA (2004), concentrações elevadas podem dificultar a turbulência responsável pela minimização da deposição de partículas sobre o módulo de membrana submersa.

Os flocos presentes em MBRs costumam ser consideravelmente menores que os flocos de processos de Lodos Ativados (LA). SMITH *et al* (2003) *apud* VIANA (2004) concluíram que para idade de lodo de 30 dias, 90% das partículas presentes nos MBR apresentavam diâmetro inferior a 199 μm , enquanto que nos processos de LA 90% apresentavam diâmetro inferior a 1.045 μm .

Tabela 6 – Concentrações típicas de SST em MBRs.

SST (mg/L)	REFERÊNCIAS
15.000 - 25.000	COTE <i>et al.</i> (1998) <i>apud</i> METCALF & EDDY (2003)
5.000 - 20.000	STEPHENSON <i>et al.</i> (2000) <i>apud</i> METCALF & EDDY (2003)
15.000 - 30.000	VIANA (2004)

3.5.2.3. Pressão Transmembrana (*PTM*)

Conforme DEFRANCE (1997) *apud* PROVENZI (2005), para filtração de suspensões biológicas em MBRs, a *PTM* está diretamente relacionada ao acúmulo de partículas sobre a membrana.

A *PTM* é a diferença de pressão entre o lado da alimentação da membrana e o lado do permeado (GEAFILTRATION, 2006).

Quanto maior a *PTM* mais rápida é a velocidade de deposição das partículas sobre as membranas. Portanto, pressões mais baixas tendem a manter a filtração mais estável sendo menor a alteração da permeabilidade da membrana com o tempo (GÜNDER & KRAUTH, 1998).

A Figura 11 apresenta o comportamento da *PTM* com a variação do fluxo. A zona de *PTM* baixa representa aquela em que o fluxo aumenta linearmente com a *PTM*. Nesta zona, é a *PTM* que controla a filtração. Na região de *PTM* elevada, o fluxo não aumenta mais quando a *PTM* aumenta, podendo até mesmo ocorrer um decréscimo do fluxo em função do nível de colmatação da membrana. O ponto de

transição entre as duas zonas corresponde ao fluxo crítico e também a uma *PTM* crítica (TARDIEU, 1997 *apud* PROVENZI, 2005)

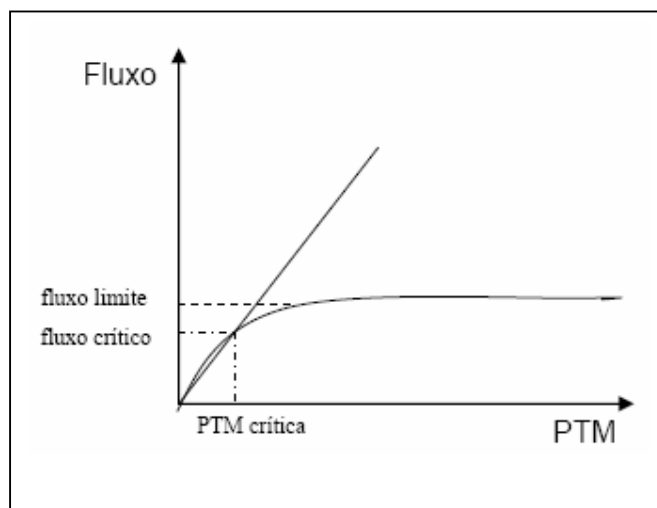


Figura 11 – Comportamento da *PTM* em função do fluxo (TARDIEU, 1997 *apud* PROVENZI, 2005).

A identificação do fluxo crítico é de fundamental importância para um desempenho adequado do biorreator. É através desta identificação que se pode estimar o momento da limpeza da membrana. Sistemas com operação em fluxo crítico geram um maior consumo de energia, uma colmatação mais rápida ou irreversível podendo até causar danos à membrana.

3.5.2.4. Processo de colmatação em MBRs

Segundo SCHNEIDER & TSUTIYA (2001), a operação econômica de sistemas de membranas, depende da capacidade de garantir um fluxo alto na pressão mais baixa possível, durante longos períodos de tempo, sem perda de eficiência. Os três fatores que, individualmente ou em conjunto diminuem a eficiência de membranas são: compactação, acúmulo reversível de material retido na superfície da membrana e o acúmulo irreversível (*fouling*).

O fluxo do permeado, normalmente, no início da operação de filtração diminui rapidamente até um valor determinado, ocasionado pela formação da camada crítica nas proximidades da parede da membrana. Observa-se, ainda, mesmo com a circulação tangencial, uma continuidade na redução do fluxo de permeado. Contudo, sua intensidade depende das características da suspensão a filtrar, e

também, das propriedades físicas (diâmetro dos poros, distribuição do tamanho dos poros, etc.) e químicas (natureza) da membrana porosa utilizada (LAPOLLI, 1998).

PELEGRIN (2004) cita que o fenômeno da colmatção é um processo físico, apresentado como um decaimento do fluxo de permeação ao longo do tempo de operação devido à formação de uma camada de partículas (torta) sobre a membrana que faz reduzir a capacidade de filtração.

A formação dessa torta se inicia com a retenção de partículas com diâmetro maior do que o diâmetro dos poros. Após a formação da primeira camada, a torta passa a atuar como uma membrana adicional. A torta de filtro geralmente tem uma estrutura irregular e uma dinâmica de crescimento própria. A torta cresce não somente pela incorporação de material particulado com diâmetro maior do que os poros da torta, mas também pela incorporação de colóides, partículas e moléculas de tamanho menor do que os poros da torta, que são retidos por uma variedade de processos (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001).

Em MBRs utilizados em processos biológicos para o tratamento de esgotos sanitários o processo de colmatção da membrana se deve principalmente ao depósito de matéria orgânica e o crescimento de comunidades microbianas (*biofouling*).

O *biofouling* difere do acúmulo passivo de material na superfície da membrana pela natureza dinâmica do biofilme microbiano, no qual ocorre a multiplicação dos microrganismos envoltos por um gel, que é composto por polímeros extracelulares produzidos pelos próprios organismos do biofilme. A Figura 12 apresenta o processo de formação do biofilme na superfície das membranas.

Diversas são as conseqüências negativas que o *biofouling* associa ao processo de filtração em MBRs:

- Aumento da intensidade da concentração-polarização pelo acúmulo de sais rejeitados pela membrana na matriz dos biofilmes,
- Sítios de cristalização no interior de biofilmes podem induzir a precipitação de sais minerais de baixa solubilidade;

- Biofilme pode bloquear os canais de alimentação e do concentrado;
- Bactérias do biofilme podem degradar alguns materiais da membrana;
- Biofilme no canal do permeado pode contaminar o permeado;
- Redução do fluxo de operação;
- Interrupção da operação para limpeza química da membrana;
- Aumento dos custos operacionais pelo aumento do consumo de energia e com a compra de produtos químicos;
- Redução da vida útil da membrana.

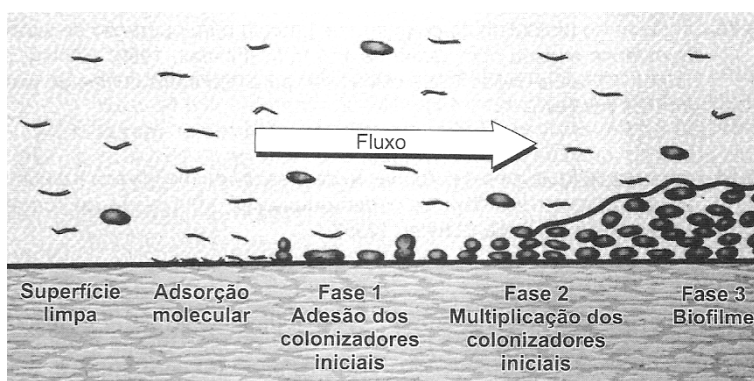


Figura 12 – Esquema da seqüência de eventos para formação do biofilme (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001).

3.5.3. Mecanismos que auxiliam no controle da colmatação

3.5.3.1. Disposição da membrana e difusores de ar

A disposição do módulo de membrana submersa de modo a dificultar a sedimentação de partículas sobre a membrana é um mecanismo que deve ser considerado durante a etapa de concepção do sistema. Módulos dispostos verticalmente ou transversalmente dificultam essa deposição.

Difusores de ar instalados abaixo do módulo de membrana geram uma turbulência no entorno do módulo e dificultam a deposição de sólidos. Contudo, para módulos de membrana tipo fibra-oca, excessos de turbulência podem comprometer e quebrar as fibras.

3.5.3.2. Procedimentos de retro-lavagem

A retro-lavagem em membranas de micro e ultrafiltração é realizada periodicamente e é iniciada quando o fluxo de filtração atinge um valor limite pré-estabelecido. Um sistema de retro-lavagem eficiente restaura o fluxo da membrana a um valor próximo ao valor inicial (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001).

A retro-lavagem é um procedimento rápido (30 s – 1 min) e pode ser realizado nas seguintes formas:

- Retro-lavagem tangencial: bombeamento do permeado pelo canal de concentrado em direção contrária à filtração;
- Retro-lavagem frontal: bombeamento do permeado através da membrana em sentido inverso da filtração;
- Retro-lavagem com ar comprimido: bombeamento de ar comprimido com alta pressão pelo canal do permeado.
- A retro-lavagem com injeção de ar comprimido através dos canais do permeado, em fibras ocas, operadas por fluxo frontal desenvolvida pela empresa Memcor, é provavelmente o sistema mais eficiente de retro-lavagem disponível atualmente.

3.5.4. Limpeza química da membrana em MBRs

Procedimentos periódicos de limpeza química são fundamentais para minimizar os efeitos da colmatção e a manutenção do fluxo de permeação sem elevar o consumo de energia em MBRs.

A limpeza química é utilizada para remoção de material que não foi retirado por processos de retro-lavagem, tais como: sedimentos, sais, sílica, géis de matéria orgânica, biofilmes microbianos, óxido de ferro, entre outros.

O procedimento de limpeza é realizado quando alguns parâmetros de operação atingirem valores pré-estabelecidos. Um dos critérios utilizados para se identificar o momento da limpeza é a combinação dos seguintes fatores (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001):

- Cinética da redução de fluxo de permeação;
- Redução da rejeição de solutos pela membrana;
- Aumento da pressão diferencial entre as extremidades do módulo.

A duração do procedimento de limpeza varia de acordo com a dificuldade para remoção do biofilme (45 min – 24 h) e estará finalizado no momento em que o fluxo da membrana voltar ao fluxo inicial.

FAN *et al.* (2000) *apud* VIANA (2004) observaram que uma solução de limpeza ácida apresenta uma eficiência superior em relação a soluções básicas e neutras em membranas cerâmicas no tratamento de esgotos sanitários.

FLORIDO (2006) apresentou os procedimentos para esta limpeza química propostos pelas empresas Zenon e Memcor em unidades piloto com membrana submersa.

Limpeza química proposta pela empresa Memcor para microfiltração:

- Limpeza operacional: seqüência de *flush*, retro-lavagem com ar (6,0 bar) e novamente *flush* a cada 15 min de filtração.
- Limpeza de manutenção: limpeza alcalina com NaOH (12%) mais *Meanclean* (0,55%) seguido de limpeza ácida com ácido cítrico (pH =2). O ácido cítrico é inserido na parte interna da membrana e fica imerso por 40 min. Este procedimento é realizado semanalmente.

Limpeza química proposta pela empresa Zenon para ultrafiltração:

- Limpeza operacional: realização de retro-lavagem a cada 15 min com duração de 15 s e relaxamento a cada 12 min com duração de 1 min.
- Limpeza de manutenção: seqüência de retro-lavagens do permeado com hipoclorito de sódio a 200 mg/L e imersão por 30 a 40 min. Procedimento realizado semanalmente.
- Limpeza de recuperação: emprego de uma solução de hipoclorito de sódio mais concentrada (500 – 1.000 mg/L) ou ácido cítrico até pH = 2,5 por 6-12 horas. Procedimento realizado entre 1 e 6 meses ou quando a pressão atingir 0,50 bar.

WOODHEAD (2006) apresentou o procedimento para limpeza química das membranas submersas tipo placas da empresa Kubota:

- É inserido na membrana 3 litros de solução de hipoclorito de sódio (5-6%) para remoção de compostos orgânicos e ácido oxálico (1%) para remoção de compostos inorgânicos durante 5 minutos;
- A solução permanece em contato internamente na membrana por 60 – 120 min;
- Na seqüência a membrana volta à operação e as soluções químicas sairão com a filtração concluindo a limpeza;
- Este procedimento deve ser realizado a cada 3-6 meses.

PROVENZI *et al.* (2004) descreveram procedimento para limpeza química de membrana submersa tipo fibra-oca de MBR quando a pressão transmembrana (*PTM*) chegou a 0,30 bar. Os produtos químicos utilizados foram o hidróxido de sódio, hipoclorito de sódio e ácido cítrico (Tabela 7).

Tabela 7 – Procedimento para limpeza química da membrana.

ETAPAS	TRATAMENTO QUÍMICO	CONCENTRAÇÃO	TEMPO (h)
1	Enxágüe com água	-	2
2	Hidróxido de sódio	4 g/L	6
3	Enxágüe com água	-	2
4	Hipoclorito de sódio	200 ppm	6
5	Enxágüe com água	-	2
6	Ácido cítrico	0,2 %	6
7	Enxágüe com água	-	2

Fonte PROVENZI *et al.* (2004).

3.5.5. Parâmetros operacionais de MBRs

Segundo PETRUS (1997), as condições de operação de uma membrana são muito importantes, tanto pelo aspecto de minimização do fenômeno da colmatção, quanto pelo aspecto econômico. O consumo de energia aumenta com o aumento da pressão, velocidade de circulação e temperatura.

Entre os parâmetros que compõem os custos operacionais, o custo para reposição de membranas é um dos mais importantes, sua minimização depende dos

mecanismos utilizados para prolongar a vida útil das membranas, dentre eles o monitoramento da qualidade do afluente e o planejamento adequado dos procedimentos de limpeza (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001).

Alguns parâmetros operacionais relacionados com o aumento da vida útil das membranas que devem ser analisados com frequência são: pressão de operação, perda de carga no módulo, fluxo de permeado e concentrado e condutividade elétrica do permeado.

Segundo GRELIER *et al.* (2006) o desempenho de MBRs depende entre outros fatores da concentração de biomassa e do tempo de retenção celular (SRT) no biorreator. Para aplicação em grande escala a utilização de SRT de 15-40 dias é mais apropriado. Em seu estudo com MBR com membrana submersa operado com SRT de 8 dias o desempenho foi baixo e mais suscetível ao fenômeno do *fouling*.

Bactérias filamentosas presentes nos flocos que compõem a biomassa em suspensão, tem influência significativa para ocorrência do *fouling* em MBRs, Os flocos contendo as filamentosas se depositam sobre as membranas e acabam bloqueando os poros menores. Com isso, ocorre uma diminuição do potencial zeta e uma elevação da hidrofobicidade relativa e de substâncias poliméricas extracelulares (MENG *et al.*, 2006).

A Tabela 8 apresenta os valores usuais de alguns parâmetros operacionais dos processos de Lodos Ativados Convencional (LAC), Lodos Ativados Aeração Prolongada (LAAP) e Biorreatores à Membrana (MBR) (VIANA, 2004).

Em MBRs a etapa de respiração endógena está presente mais expressivamente, devido à baixa relação A/M levando a valores maiores de K_d (coeficiente de respiração endógena) e menores de $\mu_{m\acute{a}x}$ (taxa de crescimento específico máxima). O crescimento bacteriano é função da disponibilidade de substrato no meio, que no processo de MBR é menor. O valor de Y_{obs} (coeficiente de produção Y corrigido na fase de auto-oxidação) comprova a menor geração de lodo nos MBRs.

Tabela 8 – Valores usuais para LAC, LAAP e MBR.

PARÂMETROS	LAC	LAAP	MBR
A/M (kgDBO ₅ /kgSSTVA.d)	0,20 – 0,40	0,05 – 0,15	0,05 – 0,15
SSTA (mg/L)	1.500 - 4.000	3.000 – 6.000	15.000 – 25.000
TDH (h)	4 - 8	16 - 36	2 – 12
Carga Volumétrica (kgDBO ₅ /m ³ TA.d)	0,30 – 0,60	0,05 – 0,40	0,10 – 1,50
Q _{recirc.} /Q _{aflu.} (%)	25 - 50	100 - 300	-
Idade Lodo (dias)	4 - 15	20 - 30	30 – 60
μ _{máx} (d ⁻¹)	5 - 13	-	4 – 5
K _d (d ⁻¹)	0,20 – 0,85	-	0,55 – 1,05
Y _{obs} (kgSSV/kgDQO)	0,10 – 0,55	-	0,05 – 0,20
Diâmetro médio flocos no TA (μm)	20	-	3,5
Remoção DQO (%)	85 - 90	90 - 95	90 - 98
Remoção DBO ₅ (%)	85 - 95	90 - 95	> 97
Remoção de SS (%)	85 - 95	85 - 95	> 99
Remoção de Coliformes fecais (%)	60 - 90	70 - 95	> 99,999
Turbidez (NTU)	10 - 40	-	0,25 - 0,45

Fonte: Adaptado de VIANA (2004).

3.5.6. Processos de remoção de nitrogênio e fósforo em MBRs

A remoção de nitrogênio nos MBRs ocorre pelos mesmos processo da remoção de nitrogênio nos Lodos Ativados convencionais. Nos esgotos sanitários brutos, o nitrogênio presente, está sob a forma de amônia. Durante o processo de aeração essa amônia é oxidada a nitrito e a nitrato (nitrificação). Em condições anóxicas o nitrato é convertido a nitrogênio gasoso (desnitrificação).

A desnitrificação pode ocorrer de três formas nos MBRs: através da intermitência do fornecimento de oxigênio no biorreator; através da pré-desnitrificação (Figura 13), onde um tanque anóxico é instalado anteriormente ao biorreator; ou através da pós-desnitrificação (Figura 14), onde é inserida uma unidade de aeração seguida de uma anóxica anteriormente ao biorreator (KRAUME *et al.*, 2005).

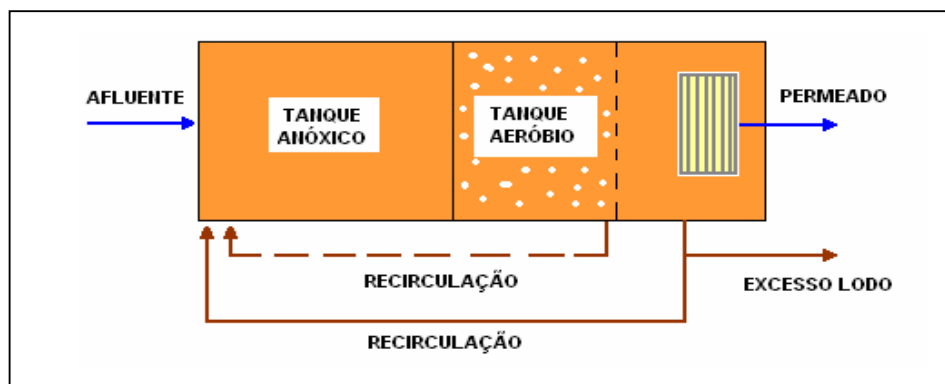


Figura 13 – Esquema para pré-desnitrificação em MBRs.

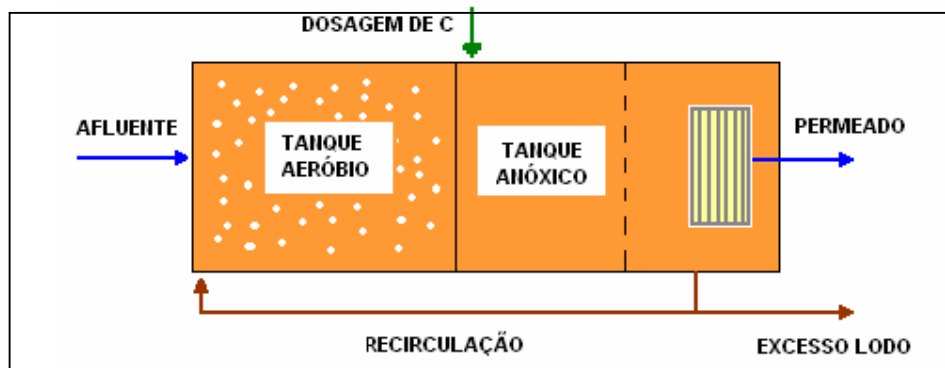


Figura 14 – Esquema para pós-desnitrificação em MBRs.

Para remoção biológica de fósforo em MBRs o biorreator é precedido de unidades para ocorrência de fases anaeróbias, aeróbias e anóxicas sequencialmente (Figura 15).

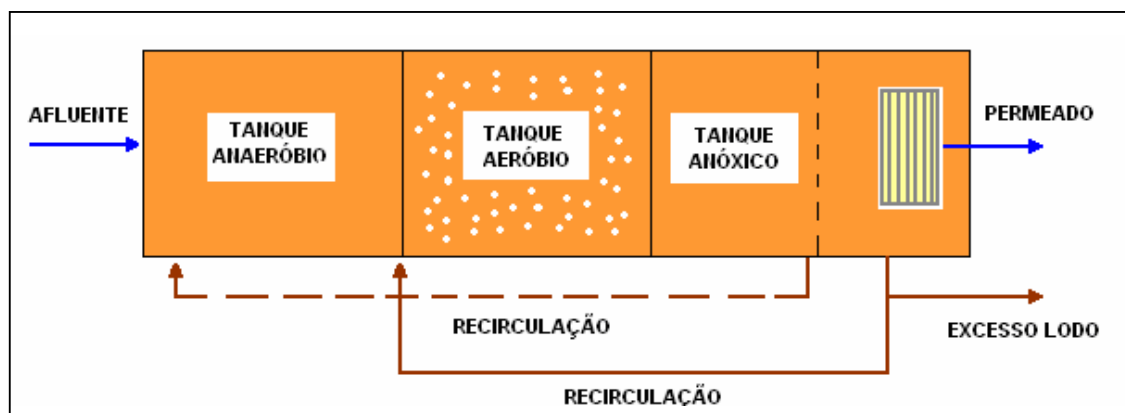


Figura 15 – Esquema para remoção de fósforo e pós-desnitrificação em MBRs.

3.5.7. MBRs para o reúso da água

A falta de uma legislação ou norma específica para a normalização do reúso das águas a partir de efluentes tratados tem deixado órfão os interessados na adoção desta prática.

Considerando que grande parte dos usos da água, principalmente em grandes centros urbanos, destina-se a usos não potáveis, e que os efluentes de MBRs (permeado) além de atingir os padrões de lançamentos estabelecidos pelas legislações, apresentam qualidade indicada para reúso, percebe-se o grande potencial da utilização de MBRs para o reúso das águas.

Atualmente a alternativa mais difundida de reúso é o potável indireto, onde a água tratada é lançada em um reservatório natural de acumulação de água potável localizado na superfície ou no subsolo. A distribuição de água de reúso não potável requer redes de canalização externas e internas independentes, o que aumenta muito o custo de implantação dessa alternativa e restringe sua aplicação para novos bairros ou condomínio (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001).

Efluentes de microfiltração ou ultrafiltração são isentos de partículas, coliformes, vírus, mas não remove os nutrientes orgânicos e inorgânicos. O permeado, portanto, será colonizado rapidamente por bactérias heterotróficas, cuja população deve ser controlada por sanificação complementar com cloro ou luz ultravioleta. A presença de contaminantes orgânicos e inorgânicos nesses efluentes limita o emprego desse tipo de água de reúso, em aplicações industriais ou comerciais, que tolerem contaminantes químicos. A qualidade da água de reúso produzida por microfiltração ou ultrafiltração podem ser melhoradas sensivelmente com o uso de floculantes antes da etapa de filtração (SCHIMMOLLER *et al.*, 2001 *apud* SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001).

No Brasil a NBR 13.969/97 e o Manual de Conservação e Reúso de Água em Edificações - ANA/FIESP & SindusCon/SP 2005 estabelecem padrões de qualidade para que o esgoto tratado de origem essencialmente doméstica ou com características similares para que possa ser reutilizado para uso não potável (Tabela 9).

Tabela 9 - Classificação e parâmetros para o reúso no Brasil.**A - NBR 13.969/97**

CLASSE 1	
USOS	PARÂMETROS
Lavagem de carros e outros usos que requerem o contato direto do usuário com a água, com possível aspiração de aerossóis pelo operador, incluindo chafarizes.	Turbidez: < 5 NTU Coliformes fecais: < 200 NMP/100 mL Sólidos Dissolvidos Totais: < 200 mg/L Cloro residual: 0,5 – 1,5 mg/L pH: 6 - 8
CLASSE 2	
USOS	PARÂMETROS
Lavagem de pisos, calçadas e irrigação de jardins, manutenção de lagos e canais para fins paisagísticos, exceto chafarizes.	Turbidez: < 5 NTU Coliformes fecais: < 500 NMP/100 mL Cloro residual: > 0,5 mg/L
CLASSE 3	
USOS	PARÂMETROS
Reúso nas descargas dos vasos sanitários.	Turbidez: < 10 NTU Coliformes fecais: < 500 NMP/100 mL Sólidos Dissolvidos Totais: < 200 mg/L Cloro residual
CLASSE 4	
USOS	PARÂMETROS
Reúso em pomares, cereais, forragens, pastagens para gados e outros cultivos através de escoamento superficial ou por sistema de irrigação pontual.	Coliformes fecais: < 5.000 NMP/100 mL Oxigênio dissolvido: > 2 mg/L

Fonte: NBR 13.969/97.

B - Manual de Conservação e Reúso de Água em Edificações/2005

CLASSE 1		
USOS	PARÂMETROS	CONCENTRAÇÕES
Descarga de bacias sanitárias, lavagem de pisos e fins ornamentais, lavagem de roupas e veículos.	Cloro residual combinado em todo sistema de distribuição	
	Agentes tensoativos	≤ 0,5 mg/L
	Coliformes fecais	Não detectáveis
	pH	Entre 6,0 – 9,0
	Cor	≤ 10 UH
	Turbidez	≤ 2 UT
	Odor e aparência	Não desagradáveis
	Óleos e Graxas	≤ 1,0 mg/L
	DBO	≤ 10,0 mg/L
	Compostos orgânicos voláteis	Ausentes
	Nitrato	< 10 mg/L
	Nitrogênio Amoniacal	≤ 20 mg/L
	Nitrito	≤ 1,0 mg/L
	Fósforo total	≤ 0,1 mg/L
	Sólido Suspenso Total (SST)	≤ 5,0 mg/L
Sólido Dissolvido Total (SDT)	≤ 500 mg/L	

Fonte: Manual de Conservação e Reúso de Água em Edificações - ANA/FIESP & SindusCon/SP 2005.

3.5.8. Exemplos de estudos com MBRs

Estudos com MBRs em escala piloto vem sendo realizados em várias partes do mundo desde a última década porém, no Brasil esses estudos são ainda recentes. A seguir serão apresentados alguns exemplos de estudos em MBRs.

a) No Brasil

PROVENZI (2005) obteve bons resultados em MBR com membrana submersa tipo fibra-oca no tratamento de efluente sintético. A remoção média da DQO foi de 99% e a Turbidez no permeado foi inferior a 1,0 NTU. A concentração de SST no biorreator ficou entre 8.000-12.000 mg/L, sendo que os melhores resultados foram obtidos em 12.000 mg SST/L.

A Petrobras tem estudado a utilização de MBRs com membranas submersas para remoção biológica de carga orgânica, amônia e outros poluentes, de efluente gerado em refinaria de petróleo para fins de reuso (Tabela 10).

Tabela 10 – Eficiência em MBRs piloto (Petrobras).

PILOTOS	EFLUENTE	DQO (mg/L)	AMÔNIA (mg/L)	TURBIDEZ (NTU)
Zenon	Afluente	405	33	36
	Permeado	66	3	0,6
	Remoção (%)	84	92	98
Seguers-Keppel	Afluente	453	34	2,9
	Permeado	140	0,5	0,8
	Remoção (%)	69	98	72
Kubota	Afluente	412	34	44,7
	Permeado	65	2	0,6
	Remoção (%)	84	96	99

Fonte: TORRES, 2006.

VIANA (2004) estudou a utilização de MBR com membrana externa tipo fibra-oca para o tratamento de esgotos sanitários. A concentração de SST no biorreator foi de 8.000 mg/L. Foram obtidas remoções da DQO (97%), SST (99%), Coliformes fecais (100%) e Turbidez no permeado de 0,3 FAU.

VIERO (2006) obteve remoção na DQO acima de 95% e ausência de Turbidez no permeado, operando um MBR do tipo membrana submersa de fibra-oca, alimentado por efluente com característica de esgoto doméstico, com concentração de SSV de até 18.000 mg/L no biorreator.

b) Em outros países

LEE *et al.* (2003) estudaram a relação entre o tempo de retenção celular (SRT) e a ocorrência do fenômeno de *fouling* em MBR com módulo de fibra-oca submerso. Com, TRH de 7,8 h foi avaliada a ocorrência do *fouling* em SRT de 20, 40 e 60 dias. Melhores desempenhos na remoção de DQO (95%) e Nitrato no permeado da ordem de 0,9 mg/L foram encontrados com maiores SRT (60 d). Em relação à ocorrência do *fouling*, foi mais significativo em SRT de 20 dias.

Estudos para avaliação da remoção da DQO e ocorrência da nitrificação em diferentes tempos de retenção celular (SRT entre 8-40 dias) foram realizados por GRELIER *et al.* (2006) em MBR com membrana submersa tipo fibra oca com 0,1-0,2 μm de tamanho dos poros. A remoção média da DQO foi de 95% e da Amônia foi 98%. A diminuição da resistência foi observada com o aumento do SRT e a ocorrência do *fouling* foi mais significativo com SRT de 8 dias. A recomendação dos autores é que para operação em escala real sejam adotados SRT entre 15 e 40 dias.

KOCADAGISTAN *et al.* (2003) estudaram MBR com membrana submersa como alternativa para o pós-tratamento de reator UASB. Elevadas eficiências na remoção de DQO (94%) e Fósforo (97%) foram obtidas em TRH entre 2,66-13,33 h. Baixas concentrações de Nitrato (1,0 mg/L) foram observadas pela ocorrência da pré-desnitrificação através da recirculação de lodo do MBR para o UASB.

UEDA *et al.* (1999) estudaram o desempenho de MBR com membrana submersa e filtração por gravidade. Antes do MBR, que foi operado continuamente, um tanque anaeróbio e outro anóxico foram instalados para avaliar a remoção de nitrogênio e fósforo. Excelentes resultados foram obtidos, com remoção de Amônia de 98%, Fósforo total de 74%, Coliformes de 99,99% e SS de 100%. A concentração de SST no MBR foi de 12.000 mg/L.

AHN *et al.* (2003) estudaram a remoção de nitrogênio e fósforo em MBR com membrana tipo placas da empresa Kubota. Foram avaliadas as eficiências pela utilização de um tanque funcionando em condição anaeróbia (sem recirculação de lodo) e anóxica (com recirculação) em etapas distintas. A concentração de SST no

MBR foi de 10.000 mg/L. A remoção da DQO foi igual em ambas as etapas com 96%. A remoção de Fósforo foi mais significativa com o tanque anóxico (93%) e a remoção de nitrogênio total com o tanque anaeróbio (67%). Contudo, a operação com o tanque anóxico foi mais relevante pois mesmo que a remoção do nitrogênio tenha sido pior (60%), a diferença para a eficiência obtida na remoção do fósforo foi significativa com eficiência de apenas 45% no tanque anaeróbio.

Segundo HASAR *et al.* (2001-2002) a remoção da DQO, Nitrogênio Total e Fósforo Total podem ocorrer simultaneamente num único tanque. Melhores resultados em MBR operado com aeração contínua foram obtidos em relação à aeração intermitente, devido à liberação de fósforo no meio pelas células em condições anóxicas. Em relação ao nitrogênio, melhores eficiências ocorreram com aeração intermitente, sendo que melhores resultados foram obtidos com aeração ligada 60 min e desligada 90 min, onde foi mais duradouro o período de condição anóxica no meio (Tabela 11).

Tabela 11 – Condições operacionais em MBR para remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo.

REGIME DE AERAÇÃO	NTK (mg/L)	FÓSFORO TOTAL (mg/L)
Contínua	1,20-6,70	< 1,00
30L–30D	1,46-11,42	0,98-2,5
60L–120D	0,67-5,04	6,74
60L–90D	3,25-4,93	1,96-3,78
60L–75D	2,91-5,60	2,06-4,02

Fonte: HASAR *et al.* (2001-2002).

ORGIER *et al.* (2004) estudaram um MBR com módulo de membrana externo tubular. Remoções de DQO (96%) e de Nitrato (97%) em TRH de 8 h foram obtidas, o que foi considerado excelente desempenho.

GAO *et al.* (2004) estudaram a ocorrência do processo de nitrificação em efluente inorgânico sintético e obtiveram excelentes resultados em MBR com membrana submersa tipo fibra-oca. A concentração de Amônia no afluente variou entre 180-1.300 mg/L. Ainda assim, a remoção foi de 99% em uma concentração de 3.000-5.000 mg/L de SST com TRH de 24 h.

Eficiências na remoção biológica de Fósforo Total da ordem de 99% com 0,065 mg/L no permeado foram obtidas no tratamento de esgotos sanitários utilizando MBR com membrana submersa (LESJEAN *et al.*, 2003).

YONN *et al.* (2004) estudaram métodos eficientes e econômicos para remoção de nutrientes em tratamento de esgotos sanitários. Foram comparados os desempenhos e custos de um MBR modificado com Tratamento químico/biológico na remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo. Em termos de remoção de DQO, DBO, nitrogênio e fósforo os resultados foram similares, já em relação a SS no efluente final o MBR apresentou um melhor resultado.

YANG *et al.* (2004) estudaram a utilização de MBR com membrana submersa no tratamento de efluentes de banheiros para reúso. Foram obtidas excelentes eficiências como: DQO (93%), de DBO₅ (98,5%), Amônia (92%), Cor (< 30 UH) e Turbidez (< 1,00 NTU). O consumo de energia foi baixo, da ordem de 0,4-0,74 KWh/m³.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1. Apresentação

Para realização deste trabalho um MBR com módulo de membrana submersa em escala piloto foi construído e operado durante 297 dias, em duas etapas, entre Julho de 2005 e Julho de 2006, utilizando como afluente esgoto doméstico.

O esgoto utilizado para alimentar o piloto foi o afluente da Estação de Tratamento de Esgotos da Praia Brava (ETEPB) em Florianópolis, que é do tipo Lodos Ativados em Batelada (RSB).

A fim de avaliar o desempenho do MBR, análises laboratoriais foram realizadas semanalmente no local e no Laboratório de Reúso das Águas (LaRA) na UFSC.

4.2. Características do local onde foi realizado o estudo

O MBR foi instalado junto às dependências da Estação de Tratamento de Esgotos da Praia Brava (ETEPB) em Florianópolis que é do tipo Lodos Ativados em batelada (Figura 16). O esgoto gerado no balneário é tratado por sistemas individuais do tipo Tanque Séptico - Filtro Anaeróbio para posteriormente seguir para a estação de tratamento. Portanto, o esgoto utilizado para alimentar o MBR é o mesmo que entra na ETEPB.



Figura 16 – Estação de Tratamento de Esgotos da Praia Brava.

4.3. Descrição da unidade experimental

A unidade experimental (piloto) era composta de um tanque elíptico construído em acrílico, com volume útil de 30 litros (Figura 17). Para manter homogênea a biomassa no tanque, um misturador foi instalado, assim como um compressor para injeção forçada de oxigênio no tanque por meio de dois difusores (Figura 20). Um painel de controle foi instalado junto ao biorreator para ajustes do fluxo de oxigênio, velocidade do misturador e para leitura da pressão transmembrana (Figura 20). A alimentação do biorreator ocorreu através de uma bomba peristáltica assim como a retirada do permeado (Figura 19).

Com o objetivo de minimizar a deposição de sólidos sobre a membrana, o módulo foi instalado inclinado 60° acima de um dos difusores de ar. Nesta posição as bolhas de ar fluem por uma maior área do módulo de membrana o que dificulta a deposição de sólidos (Figura 18). Com módulo instalado na vertical, pela base do módulo ser chata, ocorreria à dispersão das bolhas de ar o que prejudicaria sua função de minimizar a deposição de sólidos sobre a membrana.

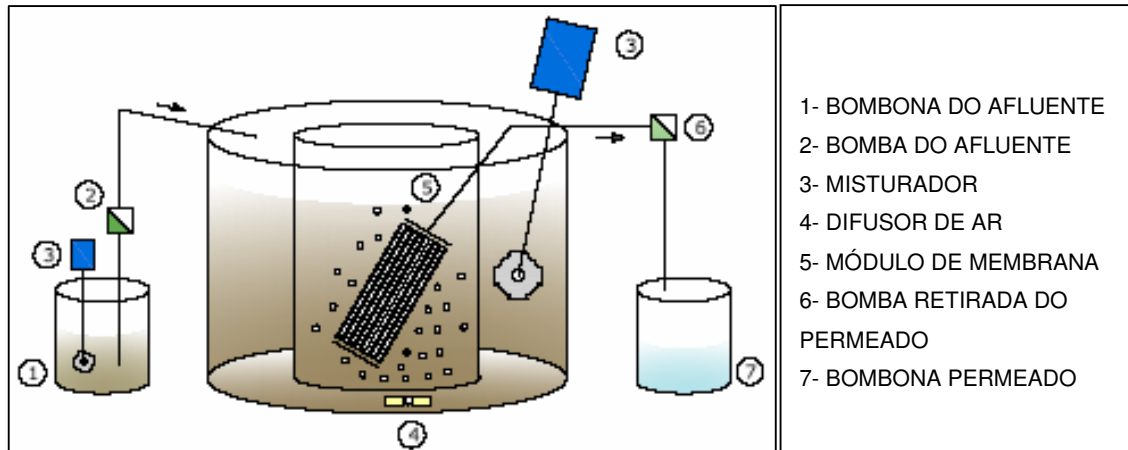


Figura 17 – Esquema do funcionamento da instalação experimental (desenho próprio).

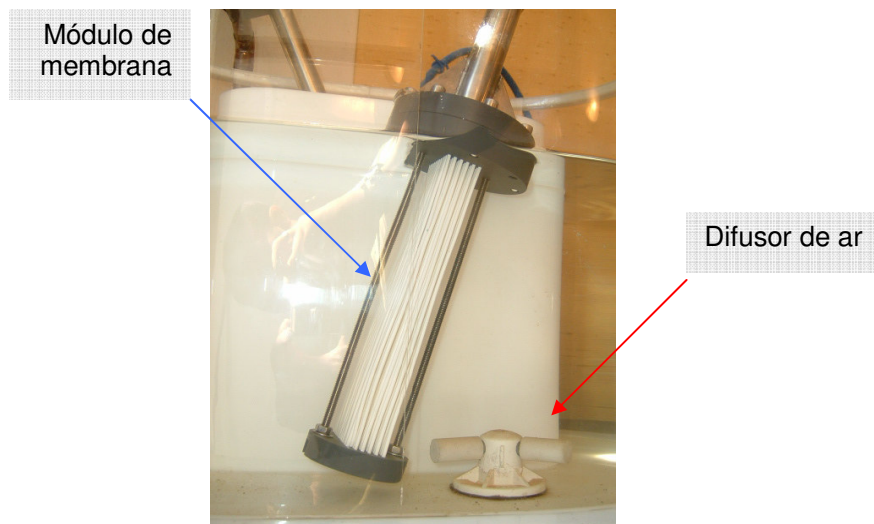


Figura 18 – Módulo instalado sobre o difusor de ar.



Figura 19 – Sistemas de alimentação e retirada do permeado.

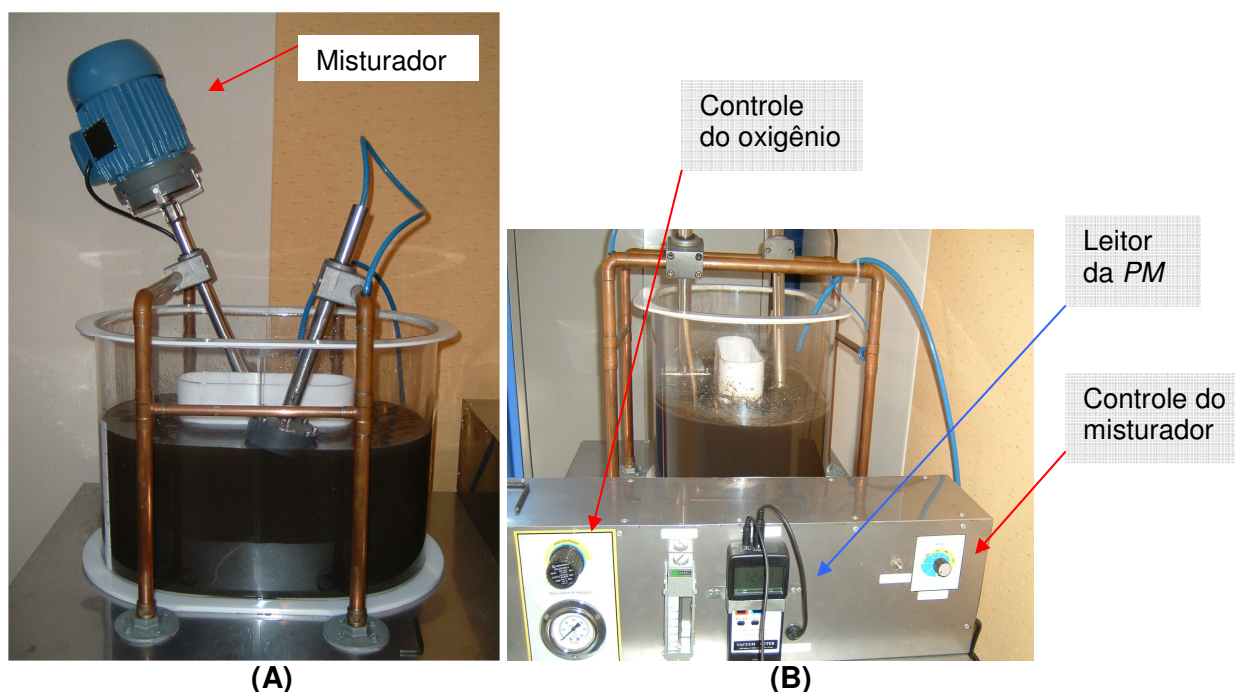


Figura 20 – MBR em operação: (A) Vista frontal e (B) vista lateral.

4.4. Característica do módulo de membrana utilizado

O módulo de membrana utilizado foi do tipo fibra oca, constituída de material polimérico (Polisulfona). Suas características estão apresentadas na Tabela 12.

Tabela 12 - Características do módulo de membrana

Material da Membrana	Polisulfona
Diâmetro dos poros	0,1 μm
Superfície filtrante	0,1 m^2
Superfície específica	258 m^2/m^3
Número de fibras no módulo	72
Conformação	Fibra Oca
Comprimento das fibras	20 cm
Diâmetro externo das fibras	2 mm
Espaçamento entre as fibras	2 mm
Permeabilidade	500 $\text{L}/\text{m}^2 \cdot \text{h bar}$
Fabricante	Société Polymem

4.5. Delineamento experimental

4.5.1. Ensaios preliminares com água

Para realização de ensaios preliminares de filtração, utilizou-se água potável fornecida pela CASAN. O aumento do fluxo de permeação foi obtido pelo ajuste da pressão nas bombas peristálticas, onde se observou um aumento da pressão transmembrana (*PTM*).

É esperado que a membrana não sofra o processo de colmatação pela filtração com água, isto porque a água, mesmo de torneira, não apresenta um teor expressivo de sólidos em suspensão. A resistência total pode ser calculada pela Equação 06, já apresentada anteriormente. Esta equação mostra que a resistência total (*R_{total}*) e o fluxo de permeação (*F*) são grandezas inversamente proporcionais. No caso de filtração com água, o valor da resistência total aproxima-se ao valor da resistência da membrana. Estes ensaios preliminares com água são importantes para verificar a eficiência do processo de limpeza das membranas, observando se a resistência retornou ao valor de partida.

4.5.2. Modo de operação da unidade experimental

O piloto foi operado por 297 dias divididos em duas etapas. A primeira etapa teve duração de 150 dias com um fluxo de permeação de 5 L/h.m² e a segunda etapa teve duração de 147 dias com um fluxo de permeação de 15 L/h.m². Os demais parâmetros de operação estão apresentados na Tabela 13.

Os fluxos de permeação bem, a Pressão na Membrana (*PM*) para realização da limpeza química e o ângulo de instalação da membrana foram adotados com base em PROVENZI (2005) que utilizou módulo de membrana com mesmas características.

A *PM* foi obtida pela leitura da pressão no vacuômetro que era obtida através de uma sonda instalada no canal de permeação.

Entre as duas etapas o MBR deixou de operar para realização de procedimentos para manutenção preventivo-corretiva e ajustes nos equipamentos de mistura e aeração.

Tabela 13 - Parâmetros de operação do MBR.

PARÂMETROS	VALORES ADOTADOS	
	Iª ETAPA	IIª ETAPA
Volume do MBR (L)	30,0	30,0
Fluxo de permeação (L/h.m ²)	5	15
Vazão de alimentação (L/h)	0,5	1,5
Pressão na membrana (<i>PM</i>) para realização da limpeza (bar)	0,3	0,3
Concentração oxigênio no MBR (mg O ₂ /L)	2,0 – 4,0	2,0 – 4,0
Tempo de Retenção Hidráulica (h)	60	20

4.5.2.1. Primeira etapa de operação

Para início da operação, o MBR foi inoculado com 15 L de lodo ativado oriundo da Estação de Tratamento de Esgotos de Jurerê (Lodos Ativados Batelada). O biorreator foi complementado com esgoto bruto até completar o volume de 30 L. A concentração de Sólidos Suspensos Totais (SST) no piloto para início da operação foi de 1000 mg SST/L. Foram ajustados à velocidade do misturador, a vazão de alimentação, o fluxo de permeação, a concentração de O₂ no biorreator e iniciou-se a operação no dia 27 de julho de 2005. Esta etapa teve a duração de 150 dias e terminou no dia 20 de dezembro de 2005.

4.5.2.2. Segunda etapa de operação

Para início da operação, novamente o MBR foi inoculado com 15 L de lodo ativado oriundo da Estação de Tratamento de Esgotos de Jurerê (Lodos Ativados Batelada). O biorreator foi complementado com esgoto bruto até completar o volume de 30 L. A concentração de Sólidos Suspensos Totais (SST) para início da operação foi 582 mg SST/L. Foram ajustados à velocidade do misturador, a vazão de alimentação, o fluxo de permeação, a concentração de O₂ no biorreator e iniciou-se a operação no dia 14 de fevereiro de 2006. Esta etapa teve a duração de 147 dias e o seu término ocorreu no dia 10 de julho de 2006.

4.6. Métodos analíticos

Para a avaliação do desempenho do MBR, foram feitas coletas semanais de amostras para realização de análises físico-químicas, bacteriológicas e estudos de microscopia. Foi avaliada a qualidade do afluente, do efluente e da biomassa do MBR.

4.6.1. Análises físico-químicas e bacteriológicas

No local, foram feitas leituras da pressão transmembrana, temperatura, pH e oxigênio dissolvido. Os demais parâmetros, como DQO Total, Nitrogênio Amoniacal, Nitrogênio Nitrito, Nitrogênio Nitrato, Fosfato Dissolvido, Sólidos Suspensos Totais (SST) e Sólidos Suspensos Voláteis (SSV), Turbidez, Alcalinidade, Coliformes Fecais e Totais foram analisados no Laboratório de Reúso das Águas (LaRA) na UFSC. A Tabela 14 apresenta a relação dos métodos/instrumento dos parâmetros analisados durante a operação do MBR.

Tabela 14 - Métodos/instrumentos dos parâmetros analisados durante a operação do MBR.

ANÁLISES	MÉTODO / INSTRUMENTO
DQO Total	HACH DR/2010
Nitrogênio Amoniacal	HACH DR/2010
Nitrogênio Nitrito	HACH DR/2010
Nitrogênio Nitrato	HACH DR/2010
Fosfato Dissolvido	HACH DR/2010
Sólidos Suspensos Totais	Standard Methods (APHA, 1998)
Sólidos Suspensos Voláteis	Standard Methods (APHA, 1998)
Turbidez	HACH 2100P
pH	ORION 210A
Alcalinidade	Standard Methods (APHA, 1998)
Oxigênio Dissolvido	Sonda YSI 55/12
Temperatura	Sonda YSI 55/12
PM	Vacuômetro digital VDR/920

4.6.2. Análise Inferencial

Para avaliar a relevância da variação entre os resultados da DQO Total e Amônia da primeira e segunda etapa, foi realizada uma análise de variância - ANOVA através do software *Statistic*. Gráficos tipo *box plot* também foram obtidos através do software para avaliação estatística dos resultados.

4.6.3. Análise de microscopia

Durante a operação também foi realizada análise microscópica da biomassa em suspensão para visualização e identificação de microrganismos. A microscopia óptica é mais uma ferramenta para controle operacional do sistema através da identificação dos microrganismos é possível se avaliar o desempenho do biorreator.

A metodologia para realização da análise microscópica consistiu da coleta mensal de uma amostra da biomassa em suspensão do MBR (0,1 mL). A amostra foi colocada sobre uma lâmina e coberta por uma lamínula e na seqüência se iniciou o procedimento de visualização.

O procedimento foi realizado na UFSC no Laboratório Integrado de Meio Ambiente (LIMA) com microscópio óptico triocular invertido (Coleman, modelo XDP-I) com aumento de 100 a 400 vezes.

4.7. Procedimento para limpeza da membrana

O procedimento para limpeza química do módulo de membrana foi realizado ao final da primeira etapa de operação e durante a segunda etapa de operação, quando a Pressão na Membrana (*PM*) alcançava a pressão crítica adotada (0,30 bar). Neste ponto, com o bloqueamento dos poros da membrana, o fluxo do permeado diminui gerando uma elevação do volume dentro do MBR.

Os procedimentos da limpeza química foram realizados no próprio MBR. Na primeira limpeza, ao final da primeira etapa, o MBR foi desativado e a biomassa foi descartada. Para as limpezas seguintes, durante a segunda etapa de operação, o MBR não foi desativado e a biomassa foi armazenada em um recipiente, para após a limpeza, ser aproveitado dando continuidade à operação do MBR.

A Figura 21 mostra o módulo de membrana durante a limpeza química (filtração com água potável).

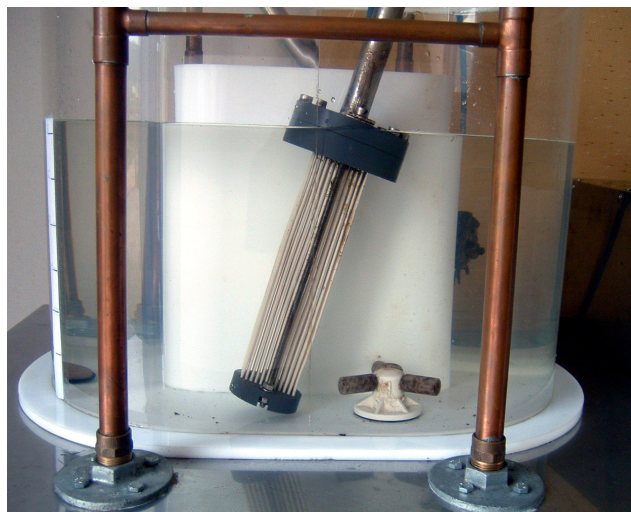


Figura 21 – Filtragem e retro-lavagem durante a limpeza química.

O procedimento para limpeza do módulo de membrana foi adaptado da metodologia descrita por PROVENZI *et al.* (2004) e está descrita no Anexo I.

4.8. Cálculo experimental da resistência total

Como citado anteriormente, o cálculo das resistências segue a Lei de Darcy. Nesse estudo não foram calculadas as resistências da torta, interna e da membrana.

$$F = PTM / \mu_f \cdot (R_{interna} + R_{torta} + R_{membrana}) = PTM / \mu_f \cdot R_{total} \quad \text{Equação 06}$$

Isolando-se a R_{total} , tem-se:

$$R_{total} = PTM / \mu_f \cdot F \quad \text{Equação 07}$$

Onde:

R_{total} = resistência total

PTM = pressão transmembrana

μ_f = viscosidade da suspensão biológica (adotada)

F = fluxo de permeação

A PTM foi obtida pela diferença de pressão na alimentação (1,00 bar) e pressão na membrana (PM) que era obtida pelo vacuômetro.

$$PTM = 1,00 - PM$$

Equação 08

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. Apresentação

Por ter sido o estudo realizado em duas etapas, os resultados serão apresentados abordando cada etapa individualmente e no final uma discussão comparando ambas as etapas e avaliando o resultados como um todo inclusive em relação à viabilidade do aproveitamento do permeado para usos menos nobres.

5.2. Resultados da primeira etapa de operação

5.2.1. Caracterização do afluente e efluente

A Tabela 15 apresenta os resultados dos parâmetros do afluente e efluente durante a primeira etapa de operação. Excelentes resultados puderam ser observados ao final desta etapa. Altas eficiências na remoção da DQO, Nitrogênio Amoniacal, Turbidez, Coliformes Fecais e Totais foram obtidas.

O período de aclimação para que o biorreator passasse a operar em equilíbrio com boas eficiências foi de aproximadamente 7 dias, o que pode ser considerado um excelente resultado quando comparado com outros processos de tratamento. Isto pode ser observado nas Figuras 22, 23 e 26 onde boas eficiências foram obtidas na remoção da DQO, NH_4^+ e Turbidez. É esperado que este curto período para aclimação se deva a eficiência da separação física dos contaminantes pela membrana e pela baixa carga de matéria orgânica do afluente. Com isso, mesmo com uma concentração baixa de microrganismos no biorreator a degradação destes compostos foi observada.

Devido à ocorrência de reações bioquímicas pela ocorrência do processo de nitrificação, um decréscimo da alcalinidade e da capacidade tampão da biomassa em suspensão ocorreu o que favoreceu a redução do pH e isto pode ser observado durante toda etapa de operação (Tabela 15).

No Anexo IV os gráficos dos resultados das análises estatísticas de DQO, Amônia, Nitrato, Fosfato, Turbidez e SST/SSV na primeira etapa.

Tabela 15 – Resultados da primeira etapa de operação (valores médios e desvio padrão).

PARÂMETROS	N *	AFLUENTE	EFLUENTE	Ef(%)
DQO total (mg DQO/L)	20/18	145,82 ± 39,82	16,31 ± 10,53	88,82
Nitrogênio Amoniacal (mg N-NH ₄ ⁺ /L)	19	19,79 ± 3,39	0,94 ± 0,69	83,25
Nitrogênio Nitrito (mg N-NO ₂ ⁻ /L)	19	-	0,08 ± 0,16	-
Nitrogênio Nitrato (mg N-NO ₃ ⁻ /L)	19	-	17,07 ± 3,78	86,25
Fosfato Dissolvido (mg P-PO ₄ ³⁻ /L)	19	4,28 ± 1,70	4,09 ± 1,71	4,44
Turbidez (NTU)	9/22	73,96 ± 64,60	0,69 ± 0,24	99,07
pH	25	7,11 ± 0,43	6,83 ± 0,54	-
Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)	22	83,86 ± 43,16	19,27 ± 10,97	
Coliformes Totais (NMP/100 mL)	2/4	5,69 x 10 ³	0,47 x 10 ³	91,74
Coliformes Fecais (NMP/100 mL)	2/4	1,54 x 10 ³	ausente	100,00

*: Número de análises realizadas no afluente/efluente.

Excelente remoção da DQO pode ser observada durante toda etapa. Baixas concentrações da DQO afluente foram observadas em função da diluição do esgoto pelo excesso de chuva. A partir do 145º dia de operação uma elevação da concentração da DQO afluente refletiu o aumento da ocupação do balneário pela chegada da alta temporada (Figura 22).

VIERO (2006), LEE *et al.* (2003), ORGIER *et al.* (2004), YANG *et al.* (2004) obtiveram remoção de DQO de >95%, 95%, 96% e 93% respectivamente para MBRs com módulo de membrana submerso. Tais eficiências foram superiores as obtidas neste estudo possivelmente pela baixa carga de matéria orgânica (DQO) do afluente utilizado o que limita o desenvolvimento da biomassa e conseqüentemente eficiências mais elevadas. Ainda assim, pelas concentrações de DQO obtidas no permeado, pode-se considerar que o MBR apresentou um excelente desempenho.

A Figura 22 apresenta a variação da DQO total afluente e efluente durante a primeira etapa de operação. A eficiência na remoção da DQO foi de 88,82% com concentrações médias no afluente e efluente de 145,82 mg DQO/L e 16,31 mg DQO/L respectivamente (Tabela 15).

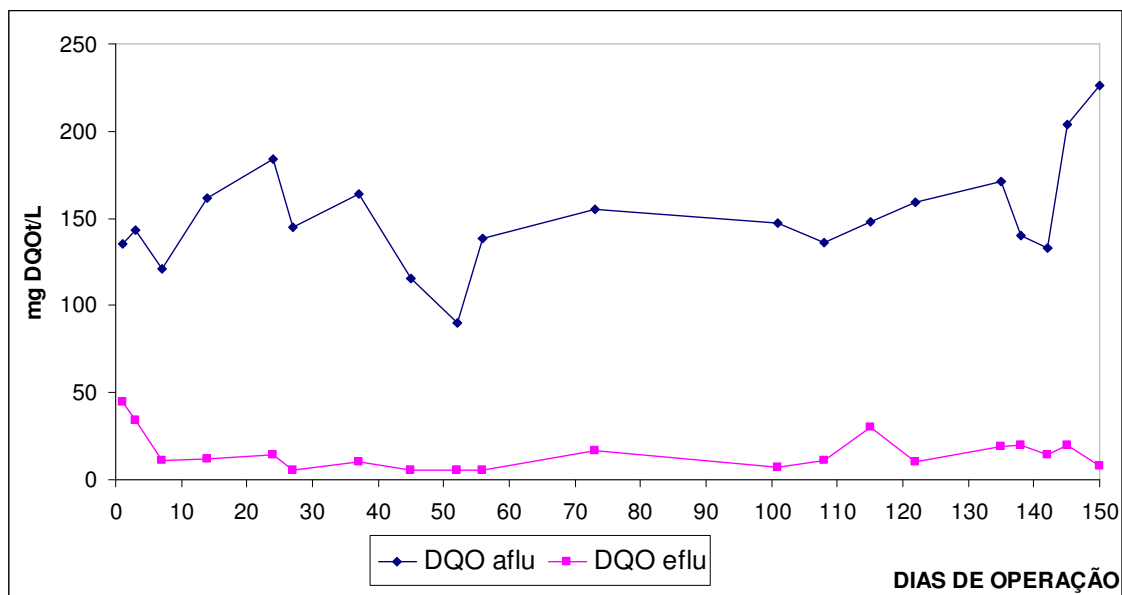


Figura 22 – Variação da DQO total durante a primeira etapa de operação.

A variação da oxidação da amônia a nitrato pode ser observada nas Figuras 23 e 24. A remoção da amônia durante esta primeira etapa foi de 83,25% e a eficiência da oxidação da amônia a nitrato foi de 86,25% com concentrações médias de amônia no afluente e de nitrato no efluente de 19,79 mg N-NH₄⁺/L e 17,07 mg N-NO₃⁻/L, respectivamente (Tabela 15). É esperado que a pequena parte da amônia que não foi oxidada a nitrato tenha sido incorporada à biomassa e/ou tenha sofrido processo de volatilização.

GRELIER *et al.* (2006) e YANG *et al.* (2004) obtiveram excelentes eficiências na remoção da Amônia com 98% e 92% respectivamente. Tais eficiências foram maiores que as obtidas neste estudo possivelmente pela baixa concentração de amônia no afluente. Ainda assim, pela baixa concentração obtida no permeado (< 1,0 mg/L) pode-se considerar que o desempenho do biorreator foi muito boa.

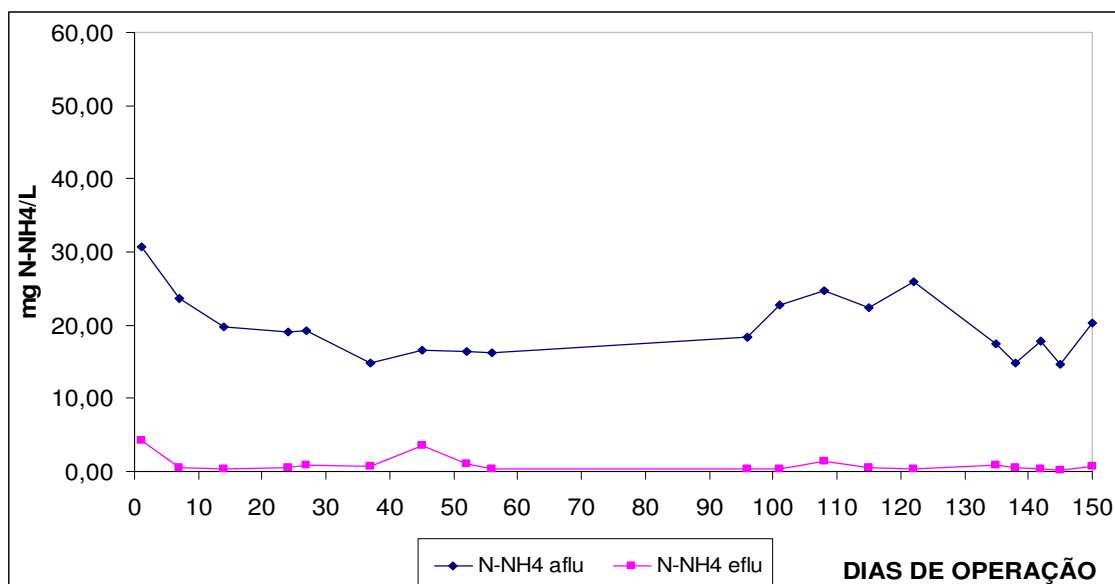


Figura 23 – Variação da Amônia (N-NH₄⁺) no afluente e efluente durante a primeira etapa de operação.

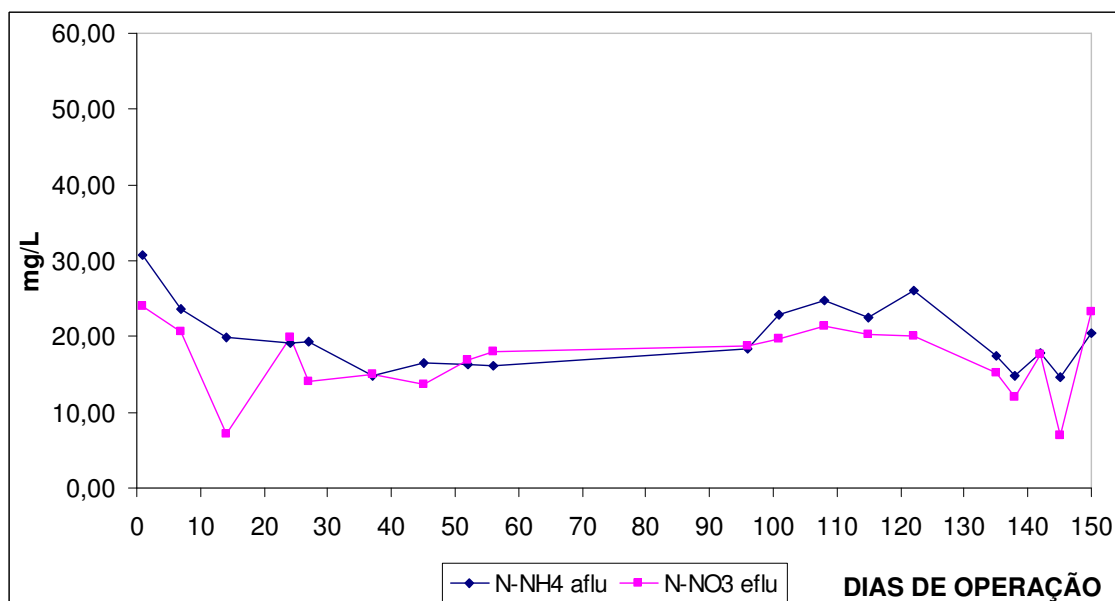


Figura 24 – Variação da Amônia (N-NH₄⁺) afluente e Nitrato (N-NO₃⁻) efluente durante a primeira etapa de operação.

Variações na remoção de fosfato foram observadas durante toda primeira etapa de operação pela ausência de condições anaeróbias no MBR (Figura 25). A remoção do fosfato durante esta primeira etapa foi de 4,44% e as concentrações médias de fosfato no afluente e efluente foram 4,28 mg P-PO₄³⁻/L e 4,09 mg P-PO₄³⁻/L, respectivamente (Tabela 15). A remoção do fósforo não foi verificada pela ausência

de condição anaeróbia no tanque. A inserção de uma fase anaeróbia junto ao MBR propicia remoção eficiente do fósforo. UEDA *et al.* (1999) estudaram a remoção de Fósforo através da utilização de um tanque anaeróbio antes do MBR com membrana submersa que era continuamente aeróbio. A recirculação de lodo também foi realizada e a manutenção de SST no MBR foi de 12.000 mg/L. Eficiências de 74% na remoção do Fósforo Total foram observadas.

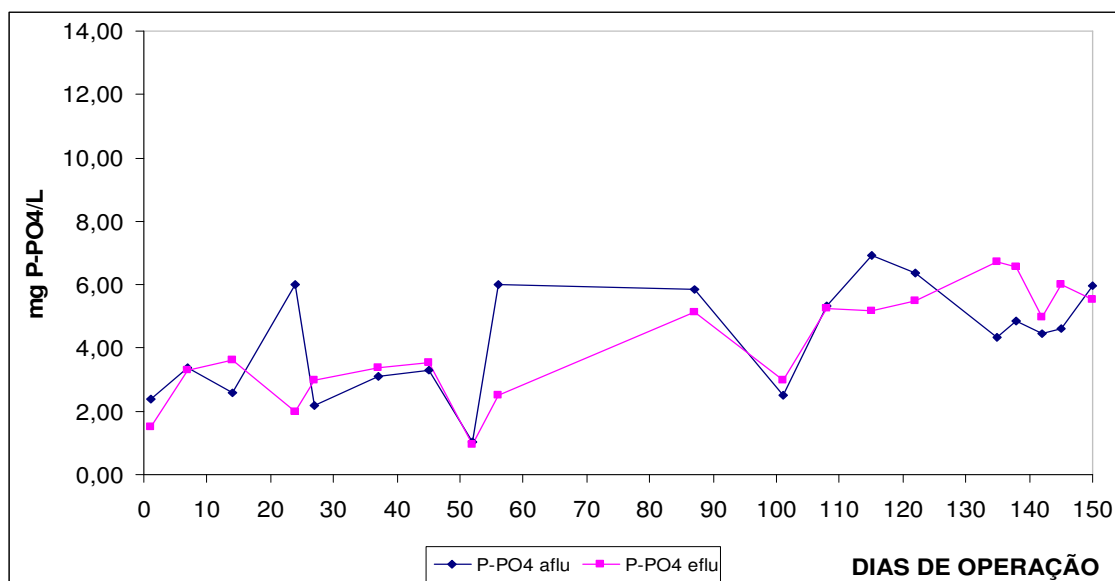


Figura 25 – Variação do Fosfato dissolvido (PO_4^{3-}) durante a primeira etapa de operação.

Com exceção do primeiro dia de operação nos demais, valores de turbidez no efluente se mantiveram inferiores a 1,00 NTU durante a primeira etapa de operação comprovando a eficiência da separação de sólidos pela membrana (Figura 26). Em MBR com módulo de mesma característica, PROVENZI (2005) obteve um permeado com Turbidez inferior a 1,0 NTU em concentração de SST no biorreator entre 8.000-12.000 mg/L. VIERO (2006) também obteve um permeado clarificado pela ausência de Turbidez, operando um MBR com concentração de SSV de até 18.000 mg/L no biorreator.

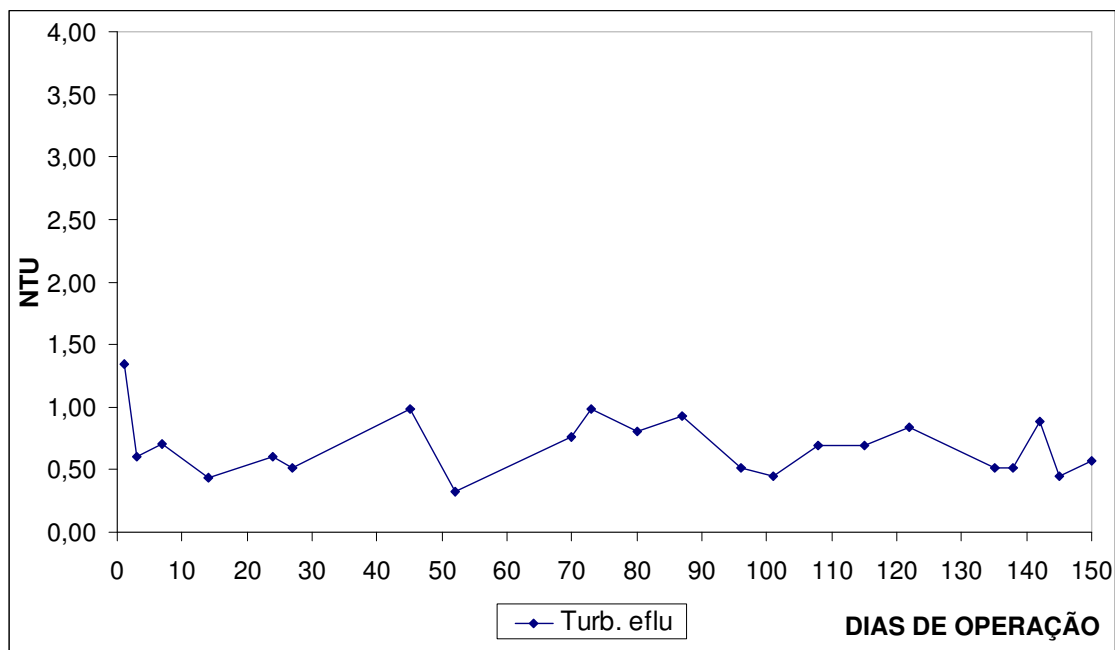


Figura 26 – Variação da turbidez do efluente durante a primeira etapa de operação.

5.2.2. Influência da concentração de sólidos na variação da *PM*

Na Figura 27 pode-se observar que a biomassa (SST e SSV) não se desenvolveu como esperado, provavelmente pela baixa carga (DQO) do afluente em função do pré-tratamento anaeróbio e da sazonalidade no balneário. Com a maior ocupação do balneário (início de dezembro), uma elevação da carga orgânica no afluente foi verificada e isso pode-se observar já a partir do 122º dia de operação, com um crescimento maior da biomassa no MBR.

A concentração de SST no início da operação que era de 1000 mg/L se desenvolveu e chegou à concentração de 2220 mg/L. Vale ressaltar que esta concentração pode ser considerada baixa para operação de MBRs. AHN *et al* (2003), UEDA *et al.* (1999) operaram MBRs com membrana submersa com concentrações de SST entre 10.000 – 12.000 mg/L. Tal concentração é encontrada em reatores com biomassa em suspensão, caso dos Lodos Ativados. Segundo SPERLING (1997) a concentração de SST no tanque de aeração de Lodos Ativados varia de 1.500 a 4.000 mg/L conforme a modalidade

Contudo, para fins de avaliação da eficiência do MBR para remoção de matéria orgânica, nitrogênio, sólidos e coliformes, esta concentração de biomassa foi suficiente para fornecer um permeado de excelente qualidade, sendo este um aspecto muito positivo.

Reduções na concentração de biomassa observadas, como no 52° e 135° dias de operação, ocorreram em função da sedimentação de biomassa no MBR devido a problemas com o misturador.

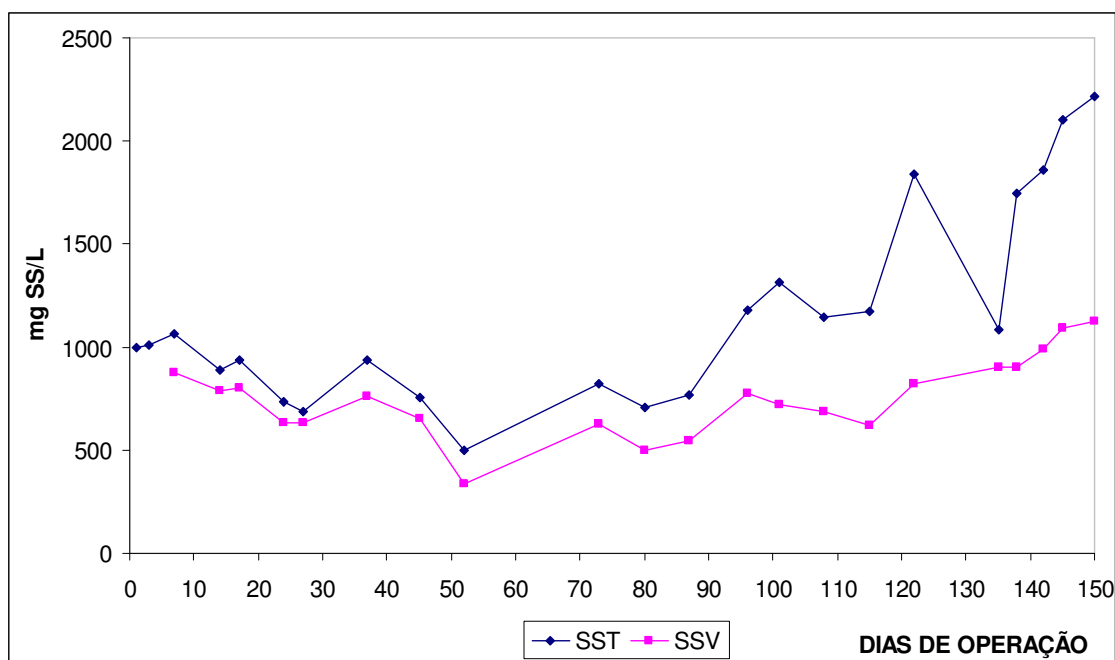


Figura 27 – Variação de SST e SSV no MBR durante a primeira etapa de operação.

Ao final da etapa pode-se constatar a relação direta entre a concentração de biomassa no biorreator e a pressão na membrana (*PM*).

Com o aumento gradativo da concentração de sólidos no biorreator, pode-se observar que ocorreu um também gradativo decaimento da *PM* em função da deposição de sólidos entre e sobre a membrana. A *PM* inicial que era de 0,99 bar, ao final desta etapa de operação caiu para 0,83 bar. Ainda assim, durante esta etapa não houve a necessidade da realização da limpeza química da membrana, visto que não foi alcançado o valor crítico de operação (0,30 bar) adotado

inicialmente, devido ao baixo fluxo de operação (Figura 28). Os resultados da variação da *PM* e da *PTM* podem ser observados no Anexo II.

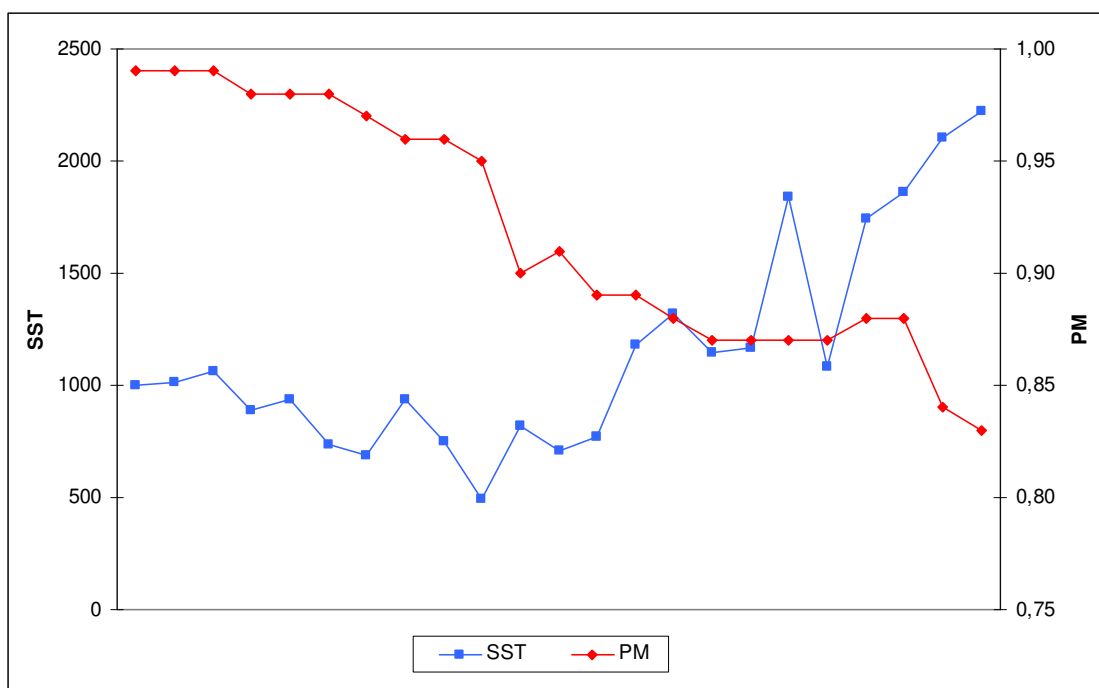


Figura 28 – Variação da *PM* durante a primeira etapa de operação.

Com o decaimento da pressão na membrana ajustes na bomba do permeado eram realizados para manutenção do fluxo de permeação (5 L/h.m²) durante todo período de operação.

Ao final desta etapa, a biomassa foi descartada e a limpeza química do módulo de membrana foi realizada.

A Figura 29 mostra o módulo de membrana antes de iniciar a primeira limpeza e a Figura 30 mostra o módulo de membrana após a limpeza. Pode-se observar a grande quantidade de biomassa aderida entre as fibras e principalmente na parte inferior do módulo.

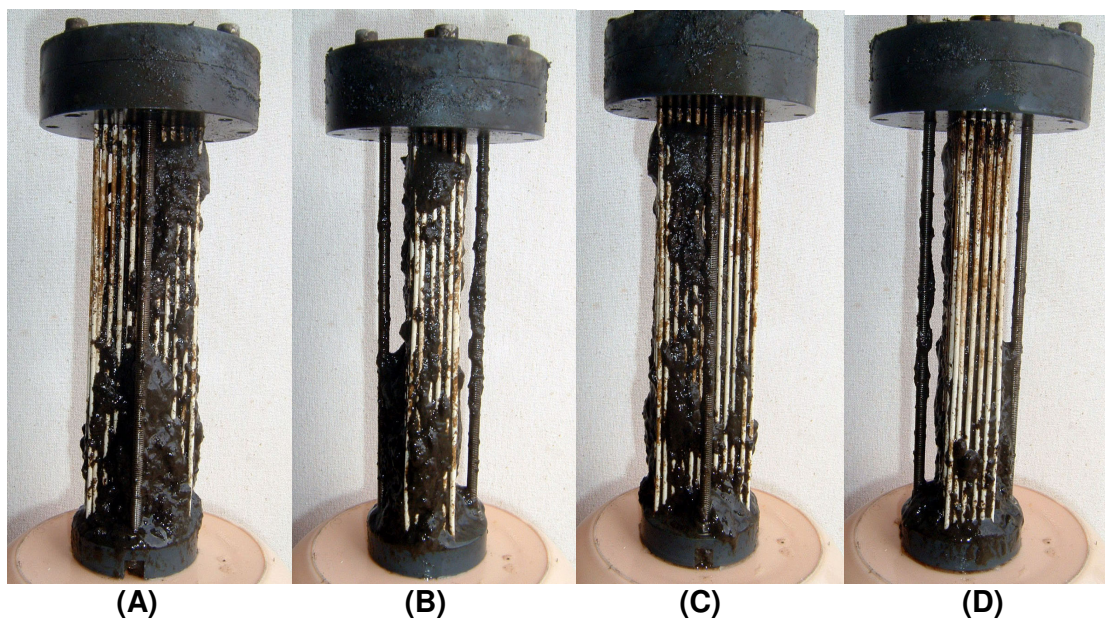


Figura 29 – Módulo de membrana antes da 1ª limpeza.

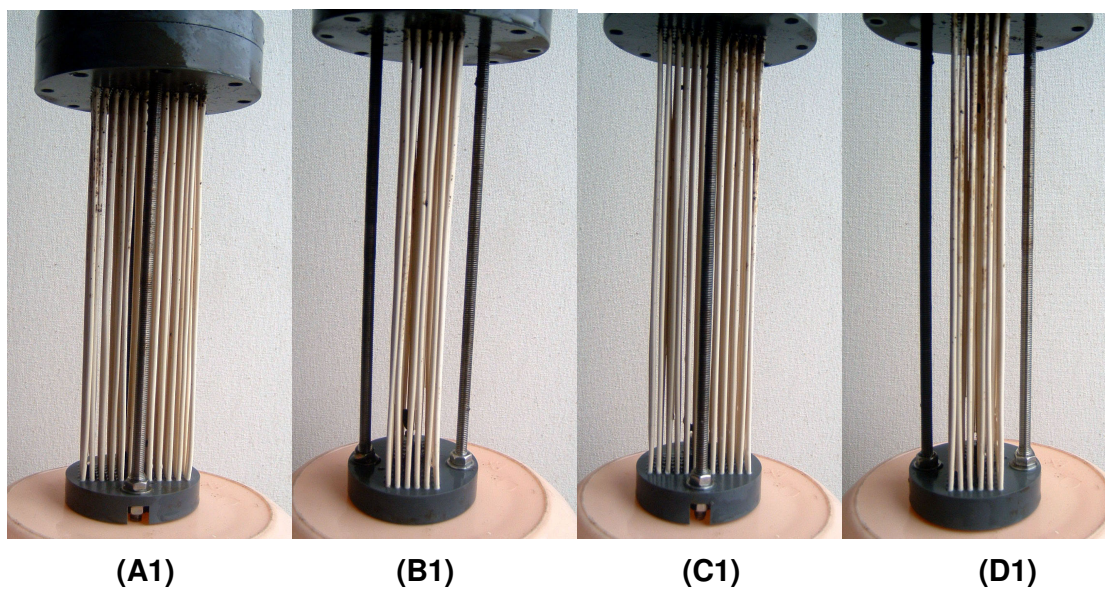


Figura 30 – Módulo de membrana após a 1ª limpeza.

5.3. Resultados da segunda etapa de operação

5.3.1. Caracterização do afluente e efluente

A Tabela 16 apresenta os resultados dos parâmetros do afluente e efluente durante a segunda etapa de operação. No Anexo IV os gráficos da análise estatística dos resultados das análises de DQO, Amônia, Nitrato, Fosfato, Turbidez e SST/SSV na segunda etapa.

Ao final desta etapa, mesmo com uma vazão de operação maior, pode-se observar a boa eficiência do MBR na remoção da matéria orgânica (DQO) e oxidação da amônia. É destacável ainda o bom aspecto do efluente pela ausência de sólidos de Coliformes Fecais.

Como na primeira etapa, o período de aclimatação para que o biorreator passasse a operar em equilíbrio foi curto com boas eficiências a partir do 10º dia para remoção da DQO e inferior a 7 dias para remoção de NH_4^+ , Turbidez e Coliformes fecais como pode ser observado nas Figuras 31, 32 e 34.

Tabela 16 – Resultados da segunda etapa de operação (valores médios e desvio padrão).

PARÂMETROS	N *	AFLUENTE	EFLUENTE	Ef(%)
DQO total (mg DQO/L)	17	140,00 ± 30,79	23,00 ± 9,70	83,53
Nitrogênio Amoniacal (mg N-NH ₄ ⁺ /L)	19	32,11 ± 9,44	3,95 ± 4,64	87,68
Nitrogênio Nitrito (mg N-NO ₂ ⁻ /L)	18	-	0,95 ± 1,73	-
Nitrogênio Nitrato (mg N-NO ₃ ⁻ /L)	19	-	20,52 ± 8,04	63,90
Fosfato Dissolvido (mg P-PO ₄ ³⁻ /L)	19	7,00 ± 2,38	5,61 ± 1,70	19,89
Turbidez (NTU)	19	45,81 ± 20,80	1,14 ± 0,74	97,51
pH	19	7,62 ± 0,31	6,26 ± 0,84	-
Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)	16	171,00 ± 26,24	19,00 ± 25,36	-
Coliformes Totais (NMP/100 mL)	4	> 2,42 x10 ⁴	4,34 x 10 ²	99,98
Coliformes Fecais (NMP/100 mL)	4	> 2,42 x10 ⁴	ausente	100,00

*: Número de análises realizadas no afluente e efluente.

A exemplo da primeira etapa de operação, devido à ocorrência de reações bioquímicas para ocorrência de processo de nitrificação, o decréscimo da alcalinidade e da capacidade tampão da mistura líquida favoreceram a redução do pH, e isto pode ser observado durante toda etapa de operação. A alcalinidade média do afluente e do efluente foi de 171 mg/L e 19 mg/L e o pH médio foi de 7,62 e 6,26 respectivamente (Tabela 16).

A Figura 31 apresenta a variação da DQO total afluente e efluente durante a operação. A eficiência na remoção da DQO total foi de 83,53% com concentrações médias no afluente e efluente (permeado) de 140 mg DQO/L e 23 mg DQO/L respectivamente. Assim como na primeira etapa, as eficiências obtidas foram inferiores as observadas por outros autores como, GRELIER *et al.* (2006) e AHN *et al.* (2003) que obtiveram remoções de DQO de 95% e 96% em MBRs com membrana submersa. Possivelmente eficiências maiores não foram obtidas pela baixa concentração da DQO no afluente.

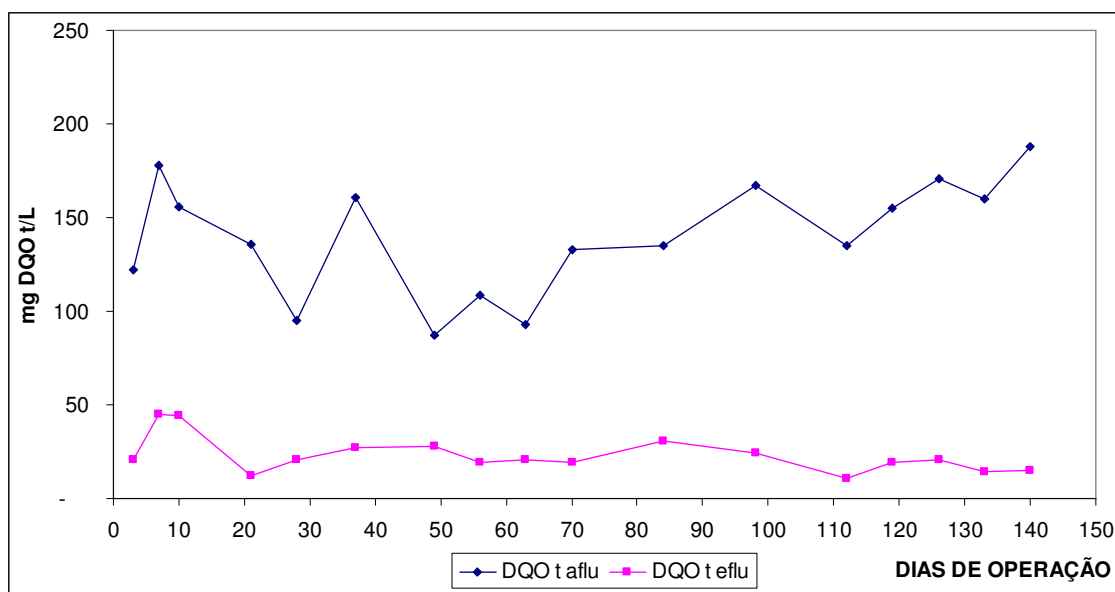


Figura 31 – Variação da DQO total durante a segunda etapa de operação.

A variação da remoção e da oxidação da amônia a nitrato podem ser observados nas Figuras 32 e 33. A remoção da amônia foi de 87,68% com concentrações médias no afluente e efluente de 32,11 mg N-NH₄⁺/L e 3,95 mg N-NH₄⁺/L respectivamente e a eficiência na oxidação da amônia afluente a nitrato foi de

63,90% com concentrações médias de 32,11 mg N-NH₄⁺/L e 20,52 mg N-NO₃⁻/L, respectivamente (Tabela 16).

A elevada concentração de Nitrato no permeado evidenciou a não ocorrência do processo de desnitrificação. Para ocorrência desse processo a inserção de uma fase anaeróbia/anóxica se faz necessária. LEE *et al.* (2003) e KOCADAGISTAN *et al.* (2003) avaliaram a desnitrificação em MBRs com membrana submersa precedidos de tanque anaeróbio ou anóxico e obtiveram ótimos resultados com concentrações de Nitrato no permeado da ordem de 0,9 mg/L e 1,0 mg/L respectivamente.

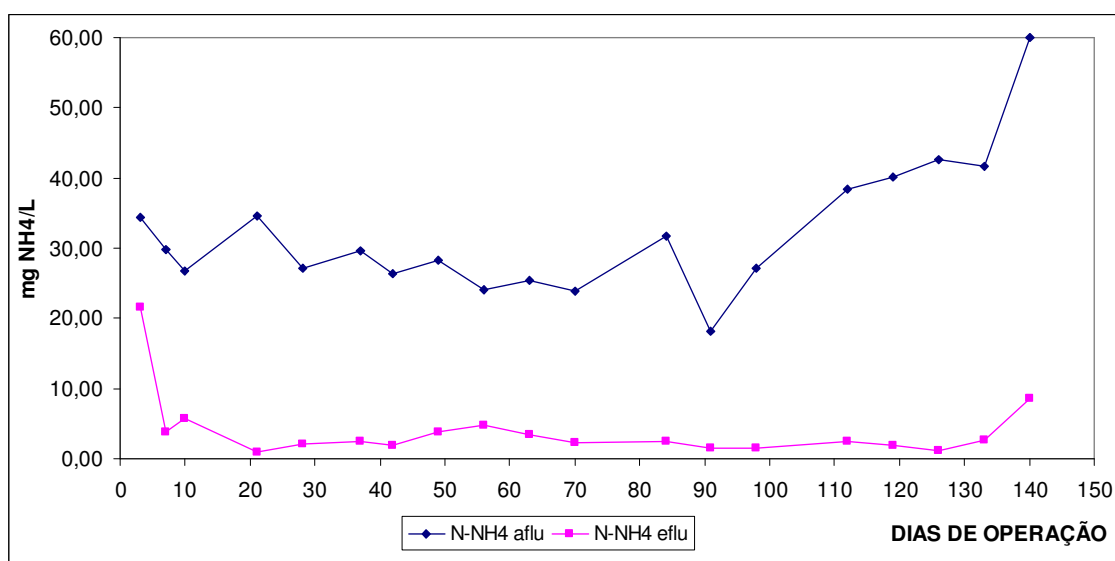


Figura 32 – Variação da Amônia (N-NH₄⁺) no afluente e efluente durante a segunda etapa de operação.

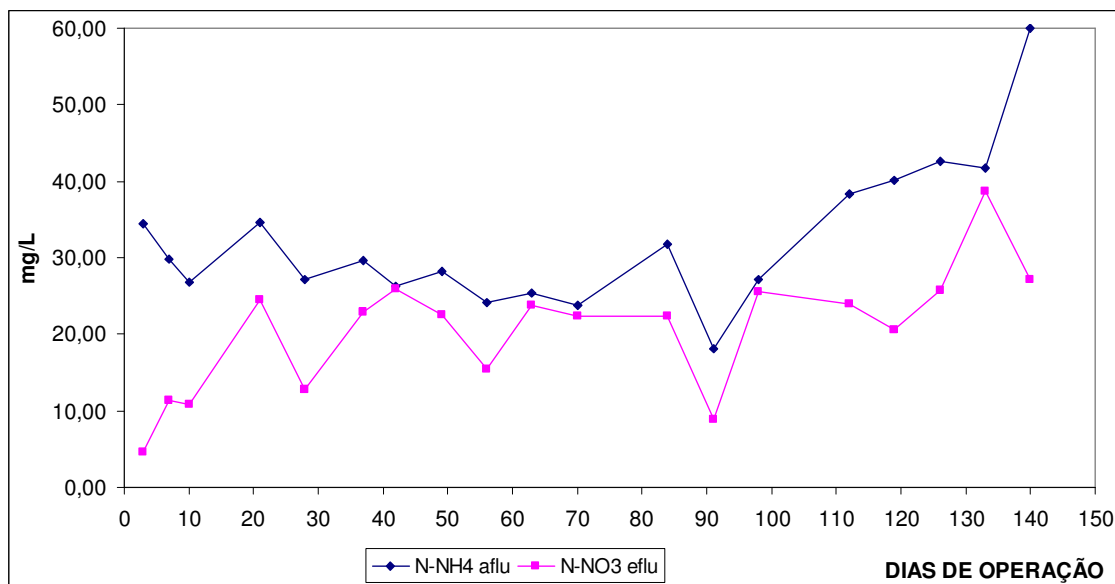


Figura 33 – Variação da Amônia (N-NH₄⁺) afluente e Nitrato (N-NO₃⁻) efluente durante a segunda etapa de operação.

Assim como na primeira etapa variações na remoção de fosfato foram observadas durante a segunda etapa de operação pela ausência de condições anaeróbias no MBR (Figura 34). A remoção do fosfato nesta etapa foi maior que na primeira pela maior concentração de fosfato no afluente. A eficiência na remoção do fosfato foi de 19,89% e as concentrações médias no afluente e efluente foram 7,00 mg P-PO₄³⁻/L e 5,61 mg P-PO₄³⁻/L, respectivamente (Tabela 16).

HASAR *et al.* 2001-2002 avaliaram a remoção de fósforo em MBR aerado continuamente e com aeração intermitente. Seus melhores resultados ocorreram com o MBR aerado continuamente com concentrações de Fósforo Total no permeado inferiores a 1,0 mg/L. Contudo, como mostraram UEDA *et al.* (1999), AHN, *et al.* (2003), KOCADAGISTAN *et al.* (2003) para obtenção de baixas concentrações de fósforo no permeado a inserção de uma fase anaeróbia junto ao MBR se faz necessária.

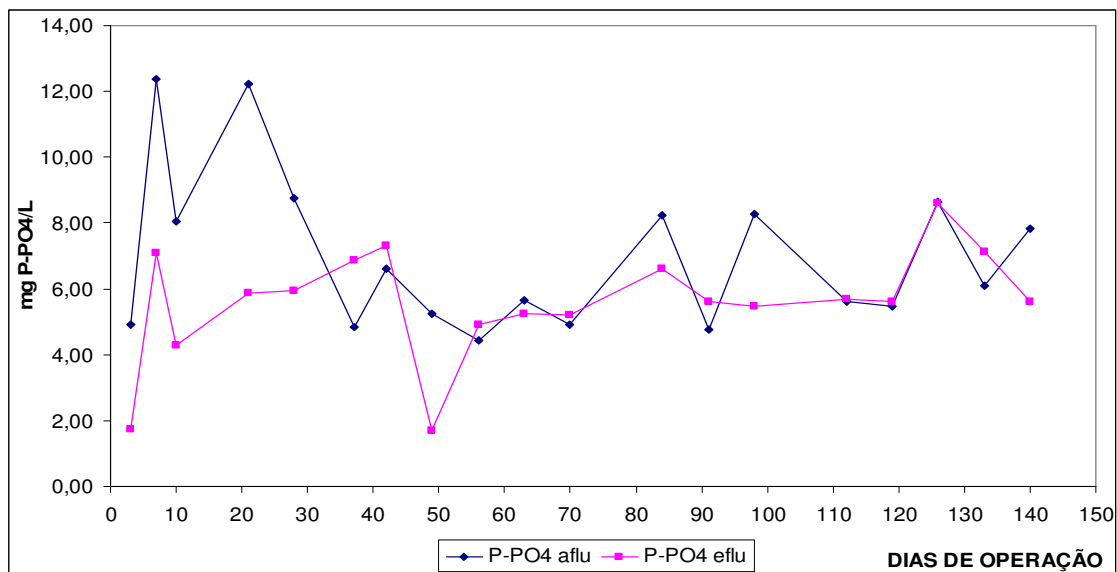


Figura 34 – Variação do Fósforo dissolvido (PO_4^{3-}) durante a segunda etapa de operação.

Os valores de turbidez no efluente se mantiveram próximos a 1,00 NTU durante quase todo tempo de operação (Figura 34), apresentando uma eficiência nesse parâmetro de 98,38%. Contudo, ao final da operação valores mais elevados foram observados. As concentrações médias de turbidez no afluente e efluente foram de 45,81 NTU e 1,14 NTU respectivamente (Tabela 16)

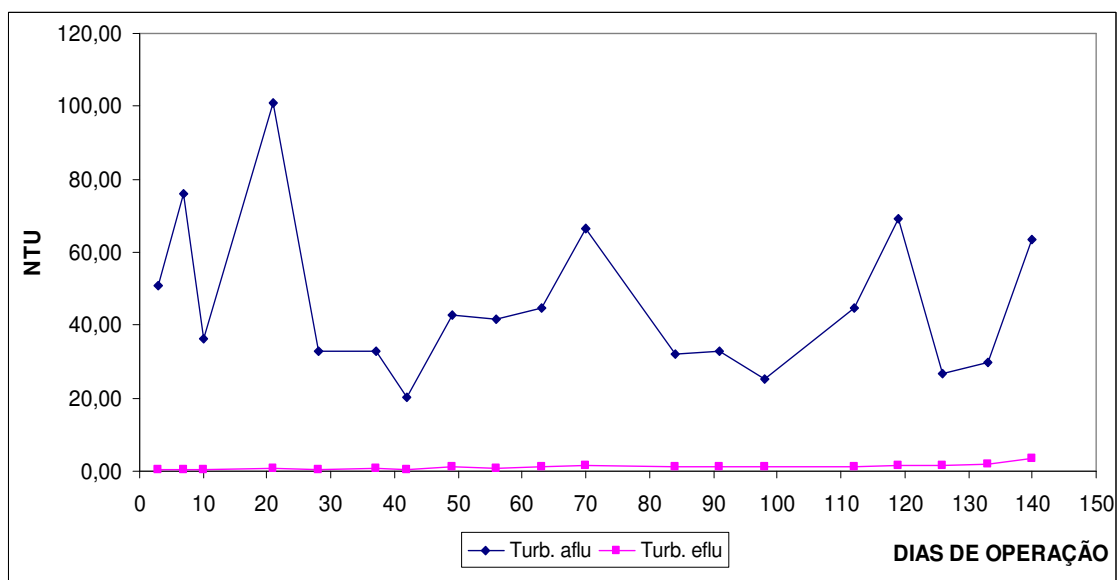


Figura 34 – Variação da turbidez no efluente durante a segunda etapa de operação.

5.3.2. Influência da concentração de sólidos na variação da *PM*

Na Figura 35 pode-se observar que a biomassa (SST e SSV) se desenvolveu lentamente a exemplo da primeira etapa, possivelmente devido à baixa carga de matéria orgânica no afluente.

Reduções na concentração de biomassa em suspensão foram observadas em algumas análises, pela formação de micro-zonas de sedimentação de biomassa no MBR em função da sua conformação elíptica e também devido às falhas do funcionamento do misturador.

A concentração de SST no início da operação foi de 582 mgSST/L e no final da operação no 140º dia foi de 1690 mgSST/L. Mesmo sendo uma concentração de biomassa a baixo do usualmente encontrado em MBRs, um bom desempenho pode ser observado no biorreator principalmente para remoção de matéria orgânica, nitrogênio, sólidos e coliformes.

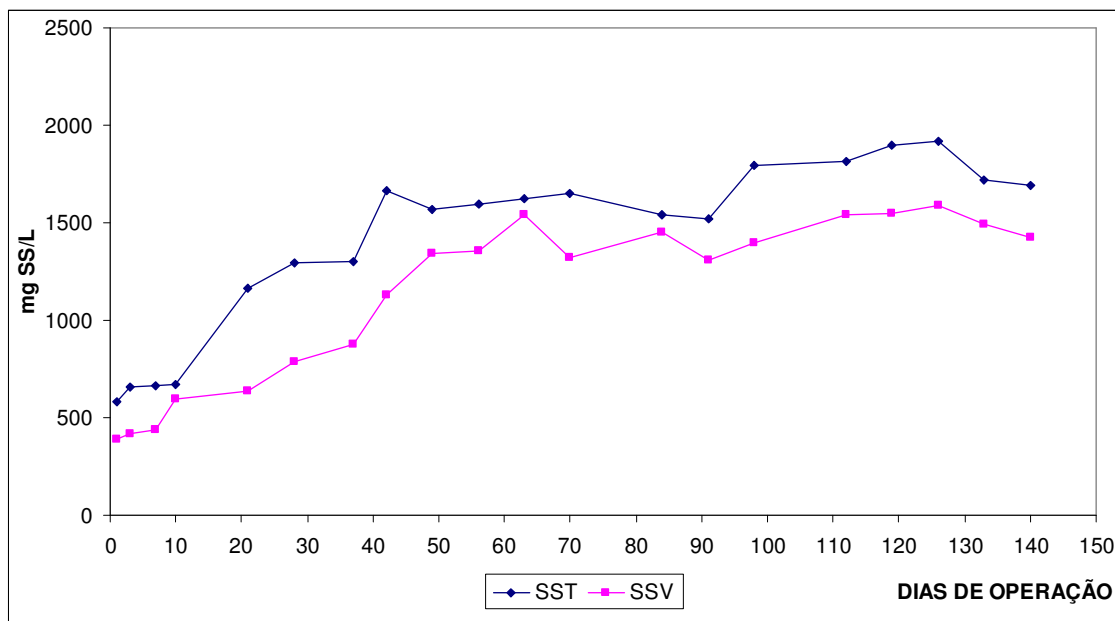


Figura 35 – Variação de SST e SSV no MBR durante a segunda etapa de operação.

Nesta etapa ficou mais evidente a relação direta entre a concentração de biomassa no biorreator e a pressão na membrana (*PM*). Com o aumento gradativo da concentração de sólidos no biorreator, aliado ao maior fluxo de operação, pode-se

observar que ocorreu um também gradativo decaimento da *PM* e um aumento da Pressão Transmembrana (*PTM*) em função da deposição de sólidos entre e sobre a membrana Figura 36. Os resultados da variação da *PM* e da *PTM* podem ser observados no Anexo II.

Com o decaimento da *PM* ajustes na bomba do permeado eram realizados para manutenção do fluxo de permeação (15 L/h.m²) durante todo período de operação.

A *PM* inicial que era de 0,99 bar chegou a 0,34 bar no 66° dia de operação, fazendo com que fosse realizada a primeira limpeza química neste mesmo dia. Após a limpeza, o MBR voltou à operação com *PM* de 0,98 bar, mostrando a eficiência da limpeza química. Contudo, no 105° dia de operação a *PM* chegou a 0,31 bar fazendo com que uma segunda limpeza química fosse realizada. A retomada da operação se deu no dia seguinte com uma *PM* de 0,99 bar e novamente no 147° dia de operação houve a necessidade da terceira limpeza da membrana pois a *PM* chegou a 0,27 bar (Figura 37). Após a terceira limpeza química foi encerrada a operação do MBR.

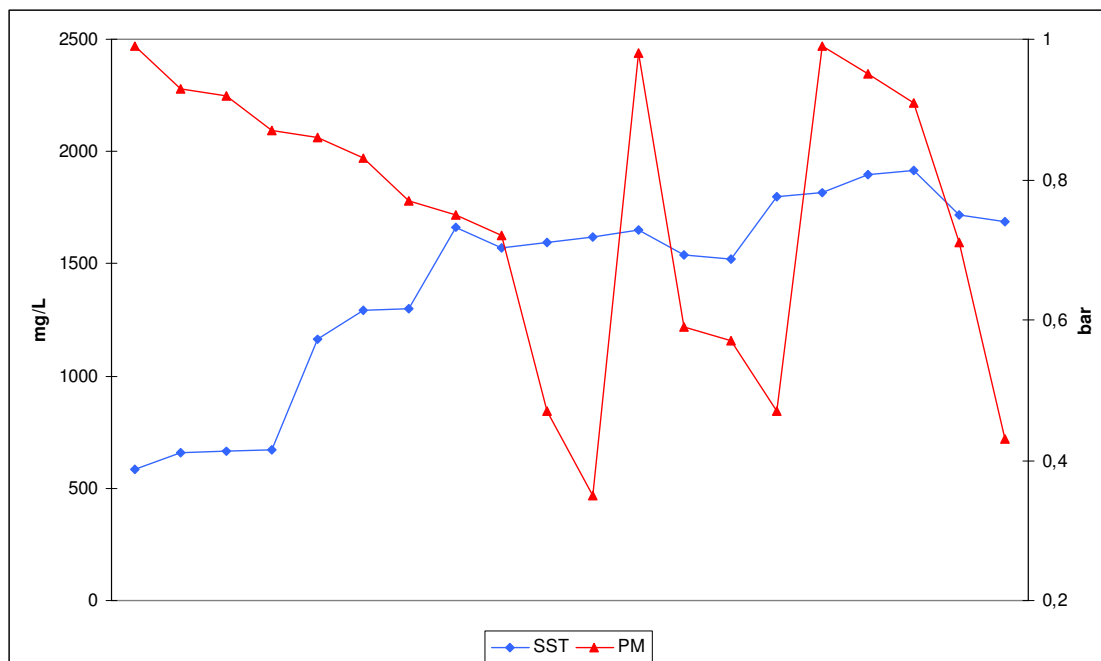


Figura 36 – Variação da *PM* em relação à concentração de SST no biorreator durante a segunda etapa de operação.

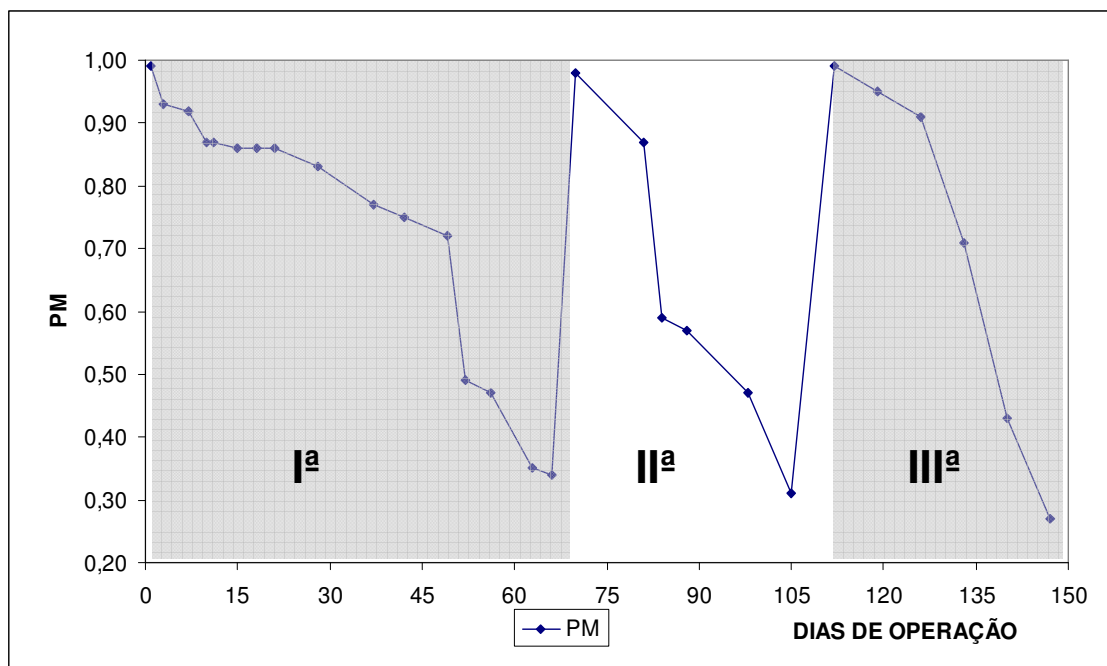


Figura 37 – Variação da *PM* durante a segunda etapa de operação.

Pode-se observar que após a primeira limpeza os intervalos entre limpezas diminuíram consideravelmente, mesmo com a eficiente limpeza da membrana (Figura 37 e Tabela 17). Isso ocorreu provavelmente pelo aumento da concentração da biomassa no biorreator a partir da primeira limpeza química ou pelo próprio processo de formação do biofilme entre as fibras do módulo. A formação do biofilme em áreas periféricas ao módulo dificultam a passagem das bolhas de ar o que contribui para aceleração do processo de colmatção.

Tabela 17 – Intervalo entre as limpezas químicas durante a segunda etapa de operação.

Nº DA LIMPEZA	INTERVALO ENTRE LIMPEZAS (dias de operação)	Nº DIAS ENTRE LIMPEZAS (dias)	SST (mg/L)
Iª	1-66	66	1620
IIª	67-105	39	1795
IIIª	106-147	42	1690

A Figura 38 mostra o módulo de membrana antes de iniciar a primeira limpeza da segunda etapa e as Figura 39 mostra o módulo de membrana após a primeira limpeza. Como na limpeza da primeira etapa de operação um acúmulo significativo de sólidos ocorreu entre as fibras e na parte inferior do módulo.

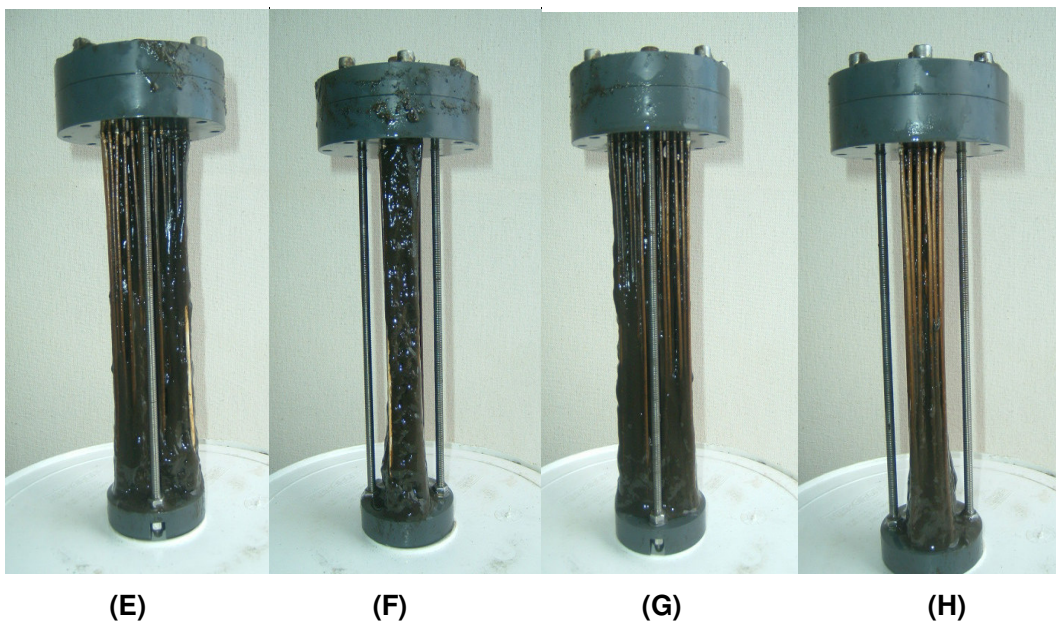


Figura 38 – Módulo de membrana antes da 1ª limpeza.

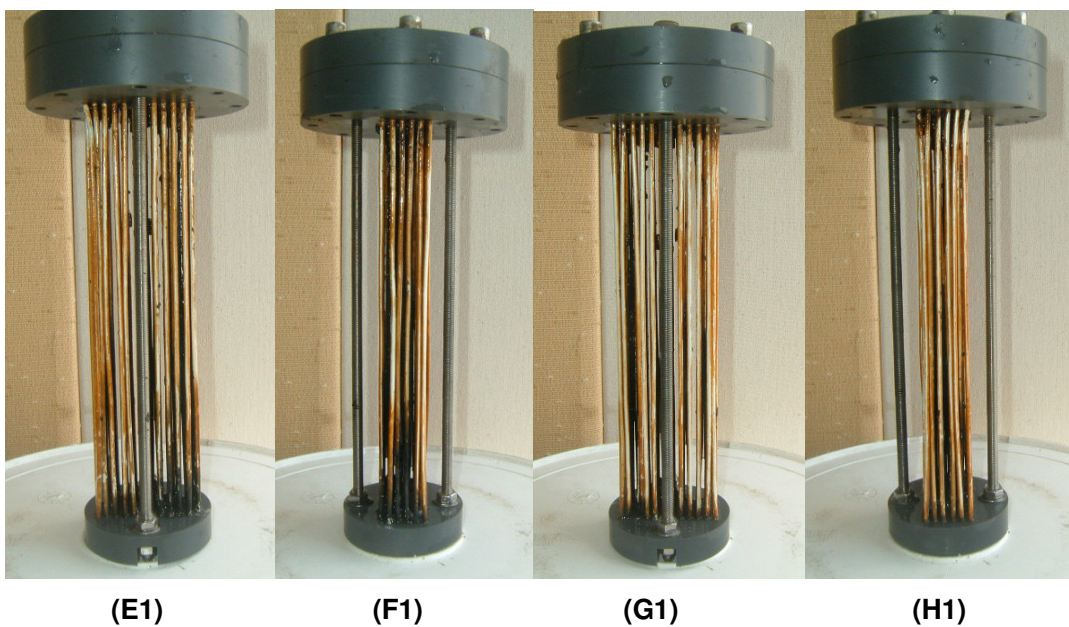


Figura 39 – Módulo de membrana após a 1ª limpeza.

A Figura 40 mostra o módulo de membrana antes de iniciar a segunda limpeza da segunda etapa e a Figura 41 mostra o módulo de membrana após a segunda limpeza.

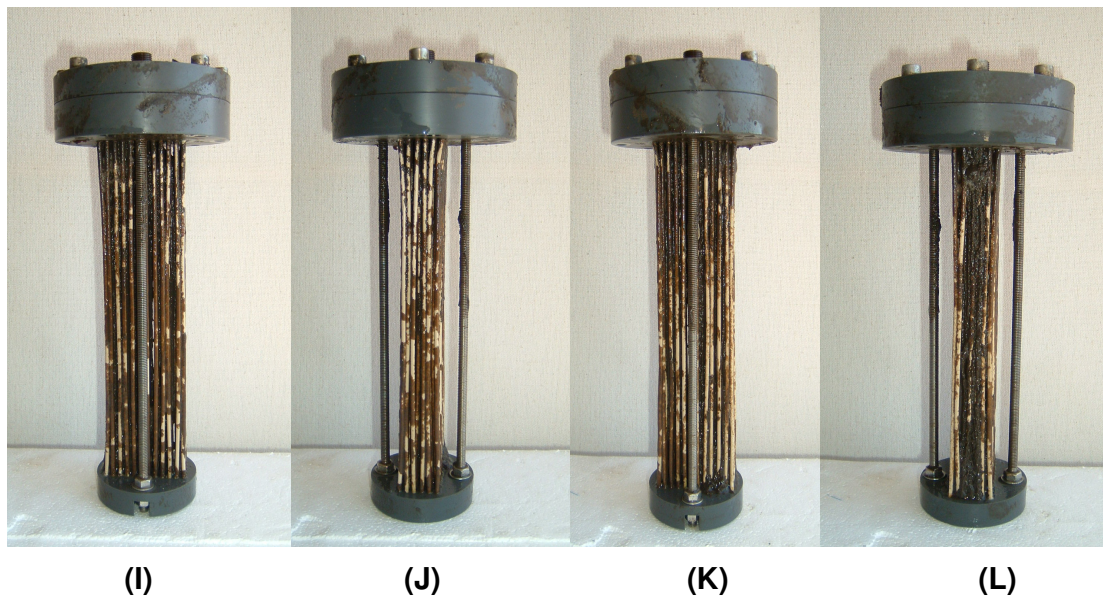


Figura 40 – Módulo de membrana antes da II^a limpeza.

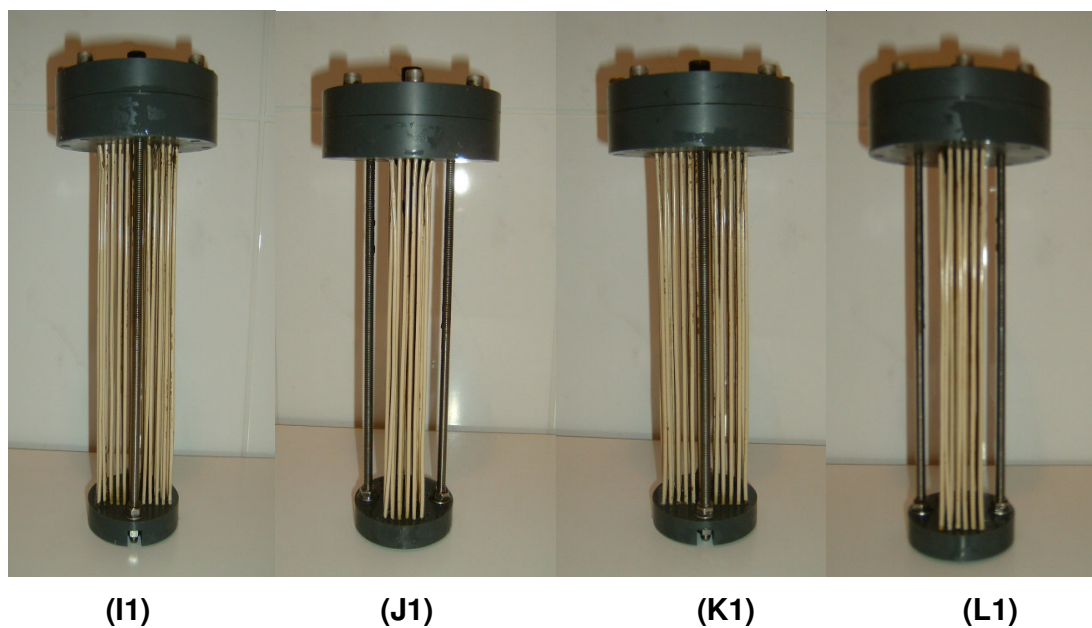


Figura 41 – Módulo de membrana após a II^a limpeza.

5.4. Cálculo experimental da resistência total da membrana

Antes do início da operação com esgoto, foram realizados ensaios com água potável a fim de possibilitar uma avaliação da eficiência da limpeza. As resistências totais foram calculadas para ambos os fluxos de operação (Tabela 18).

Para o cálculo das resistências total a viscosidade foi adotada ($\mu = 10^{-3}$ pascal/seconde).

Tabela 18 – Valores da resistência total antes da operação.

F (L/h.m²)	R_{total} (E⁺¹³.m⁻¹)
5	0,014
15	0,012

Durante os processos de limpeza química da membrana ao final da primeira etapa e durante a segunda etapa foi realizado o cálculo experimental da resistência total da membrana. A resistência está relacionada à concentração de biomassa no MBR, ao fluxo de permeação e ao tempo de operação. Pelos resultados (Anexo II) obtidos pode-se observar o aumento da resistência com o aumento do período de operação e da concentração de biomassa no MBR.

Nota-se que a resistência da membrana no momento da primeira limpeza da primeira etapa, onde o tempo de operação e a concentração de biomassa foram maiores (150 dias e 2220 mg/L), foi menor que nas limpezas da segunda etapa mesmo com tempos de operação e concentração de biomassa menor. Isto mostra a influência direta que o fluxo de permeação tem sobre a resistência da membrana (Tabela 19).

Em relação à eficiência das limpezas pode-se observar que os valores das resistências obtidas durante os ensaios com água (Tabela 18) não foram observados durante a operação com esgoto. Ainda assim, pode-se considerar que após as limpezas, as resistências estiveram próximas as dos ensaios com água, mostrando assim a eficiência desse processo.

Pelas resistências calculadas as limpezas mais eficientes foram a I^a – I^a e a II^a – II^a, onde a resistência total foi de $0,024 \text{ E}^{+13} \text{ m}^{-1}$.

Tabela 19 – Valores da resistência total durante a operação.

N° DA LIMPEZA	TEMPO DE OPERAÇÃO (dias)	F (L/h.m ²)	SST (mg/L)	R_{total} inicial ($\text{E}^{+13} \cdot \text{m}^{-1}$)	R_{total} final ($\text{E}^{+13} \cdot \text{m}^{-1}$)
I ^a - I ^a Etapa	150	5	2220	0,072	1,224
I ^a - II ^a Etapa	66	15	1650	0,024	1,584
II ^a - II ^a Etapa	105	15	1815	0,048	1,656
III ^a - II ^a Etapa	147	15	1690	0,024	1,752

A variação da *PTM* e da Resistência Total durante o período de operação pode ser observado no Anexo III.

5.5. Microorganismos presentes na biomassa em suspensão

Durante as duas etapas de operação foram realizadas análises microscópicas mensais da biomassa em suspensão do MBR. A identificação destes organismos na biomassa em suspensão servem como indicador de algumas características do processo.

A quantidade de microrganismos presentes no MBR está relacionada à concentração do substrato. Os microrganismos utilizam o substrato para sua manutenção e reprodução, quanto maior a carga do substrato mais rápido é o crescimento da população microbiana e a concentração da biomassa.

Por ter sido o MBR operado com baixa carga, os microrganismos estiveram presentes em menor quantidade. A maior parte do substrato foi utilizada para manutenção das suas atividades e uma menor parte para sua reprodução. Aliado a isso, a variação da temperatura (no inverno temperaturas de 14°C) contribuiu para o lento desenvolvimento da biomassa.

A predominância de algumas espécies indicam algumas características do processo, casos das amebas, ciliados livres tipo *Coleps sp* e *Aspidisca sp*, *Arcella sp*, que foram encontrados em praticamente todas as visualizações (Figura 42). Segundo BENTO (2005) a presença destes organismos indicam a ocorrência do

processo de nitrificação, boa remoção da DBO₅, alta idade do lodo e baixa carga aplicada, o que de fato foi observado durante todo período de operação.

As Tabelas 20 e 21 apresentam os microrganismos indicadores de depuração observados durante o estudo e as características associadas a sua presença segundo BENTO (2005).

Tabela 20 – Microrganismos indicadores das condições de depuração.

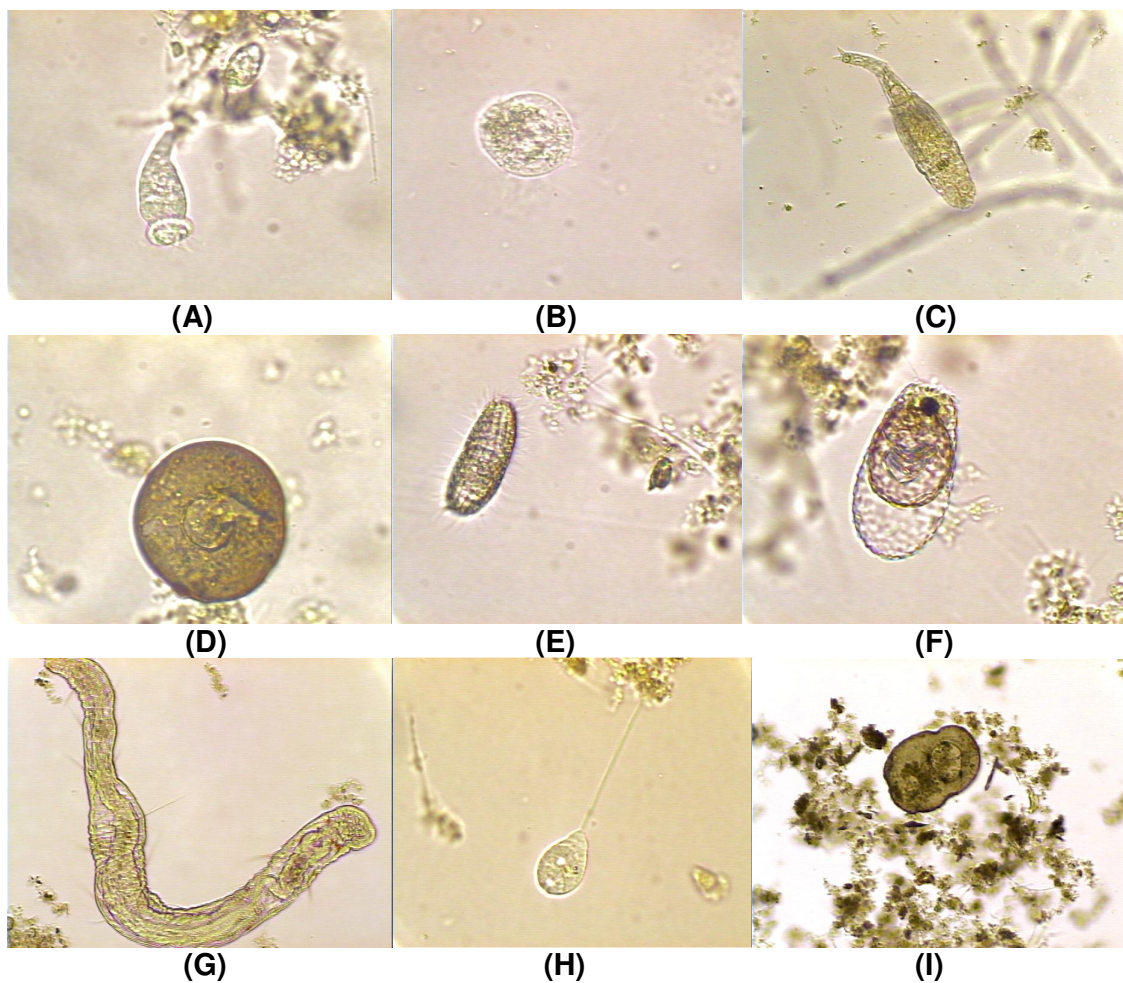
MICROORGANISMOS	CARACTERÍSTICAS DO PROCESSO
Predominância de flagelados e amebas	Lodo jovem, características de início de operação ou baixa idade do lodo
Predominância de ciliados pedunculados e livres	Boas condições de depuração
Predominância de <i>Arcella</i> (<i>ameba com teca</i>)	Boa depuração
Predominância de <i>Aspidisca costata</i>	Nitrificação

Fonte: FIGUEIREDO *et al.* (1997) *apud* BENTO *et al.* (2005).

Tabela 21 – Relação entre microrganismos indicadores das condições de depuração e as características do processo.

MICROORGANISMOS PREDOMINANTES	CARACTERÍSTICAS DO PROCESSO
<i>Aspidisca, Arcella</i>	Ocorrência de nitrificação, boa remoção da DBO ₅ , alta idade do lodo e baixa carga aplicada.
<i>Amebas nuas, Centropyxis, Aspidisca</i>	Médio desempenho, elevada concentração de compostos de difícil degradação ou choques de carga.
<i>Euglypha, Arcella</i>	Boas condições de depuração, baixa relação A/M, alta idade do lodo.

Fonte: Adaptado de BENTO *et al.* (2005).



**Figura 42 – Microrganismos observados durante a operação do MBR:
 A – *Vorticella* sp, B – *Aspidisca* sp, C – *Litonotus* sp;
 D – *Arcella* sp, E – Ciliado livre *Coleps* sp, F – *Euglypha* sp;
 G – Rotífero *Rotaria* sp, H – não identificado, I – *Antropyxis* sp.**

5.6. Qualidade do permeado

Para avaliar a qualidade do permeado produzido nas duas etapas, seus resultados foram observados sobre três aspectos:

- Qualidade do permeado para destinação final, comparado à legislação vigente;
- Análise inferencial para verificação do nível de significância;
- Qualidade do permeado para fins de reúso.

Bons resultados na remoção da DQO, Amônia, Turbidez e Coliformes Fecais foram obtidos nas duas etapas, mas com uma maior eficiência na primeira devido ao menor fluxo de operação (5 L/h.m²).

Mesmo operando com fluxo três vezes maior (15 L/h.m²), a segunda etapa de operação apresentou um permeado com bom aspecto e qualidade, com eficiências pouco menores em relação à primeira etapa (Tabela 22).

Tabela 22 – Qualidade do permeado (valores médios).

PARÂMETROS	PERMEADO		PERMEADO		* NBR 13.969/97
	Iª RETAPA		IIª ETAPA		
	Concent.	Ef(%)	Concent.	Ef(%)	
DQO total (mg DQO/L)	16,31	88,82	23,00	83,53	< 20,00
Nitrogênio Amoniacal (mg N-NH ₄ ⁺ /L)	0,94	83,25	3,95	87,68	< 5,00
Nitrogênio Nitrito (mg N-NO ₂ ⁻ /L)	0,08	-	0,95	-	-
Nitrogênio Nitrato (mg N-NO ₃ ⁻ /L)	17,07	86,25	20,52	63,90	< 20,00
Fosfato Dissolvido (mg P-PO ₄ ³⁻ /L)	4,09	4,44	5,61	19,89	< 1,00
Turbidez (NTU)	0,69	99,07	1,14	97,51	-
pH	6,83	-	6,26	-	6,00 – 9,00
Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)	19,27	-	19,00	-	-
Coliformes Totais (NMP/100 mL)	0,47 x 10 ³	91,74	4,34 x 10 ²	99,98	-
Coliformes Fecais (NMP/100 mL)	ausente	100	ausente	100	< 1000

*: Valores máximos permitidos para lançamento de efluentes nas águas superficiais Classe A.

As Figuras 43, 44 e 45 mostram as concentrações de DQO, Amônia e Turbidez no permeado durante as duas etapas de operação. Por isso, a observação de picos da concentração da DQO e Amônia, que representa o início da segunda etapa de operação. Pelas figuras, também se observa o período de aclimação para que o biorreator obtivesse boas eficiências, sendo de aproximadamente 7 dias na primeira etapa e de 10 dias na segunda etapa. Nesse período de aclimação, maiores concentrações de DQO e Amônia no permeado foram observadas.

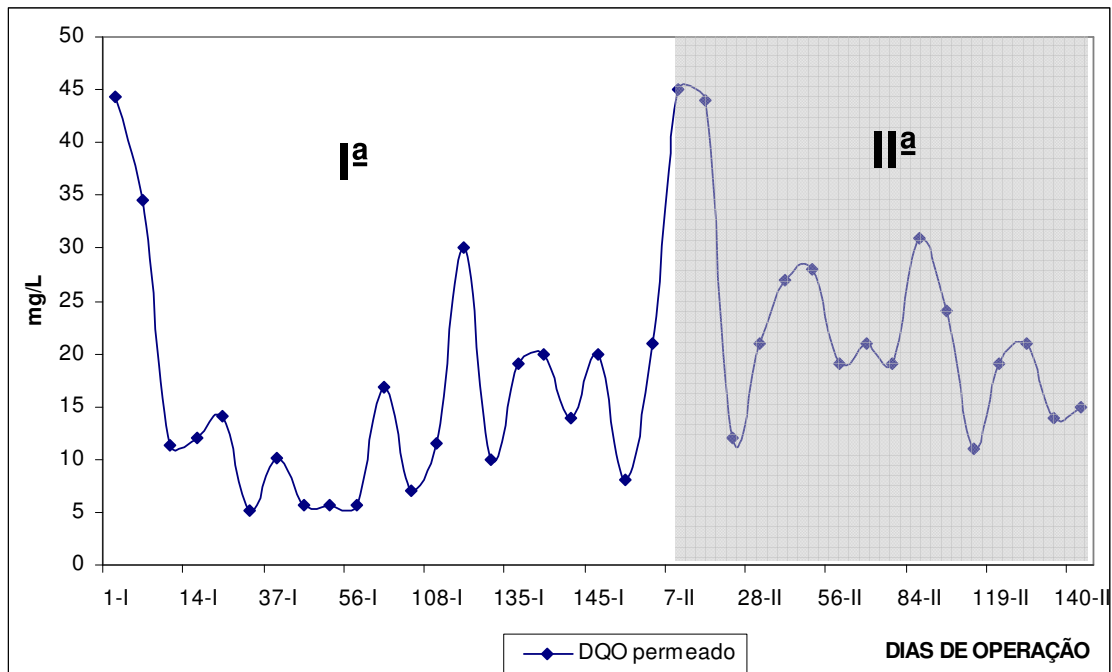


Figura 43 – Concentração da DQO total no permeado durante as duas etapas de operação.

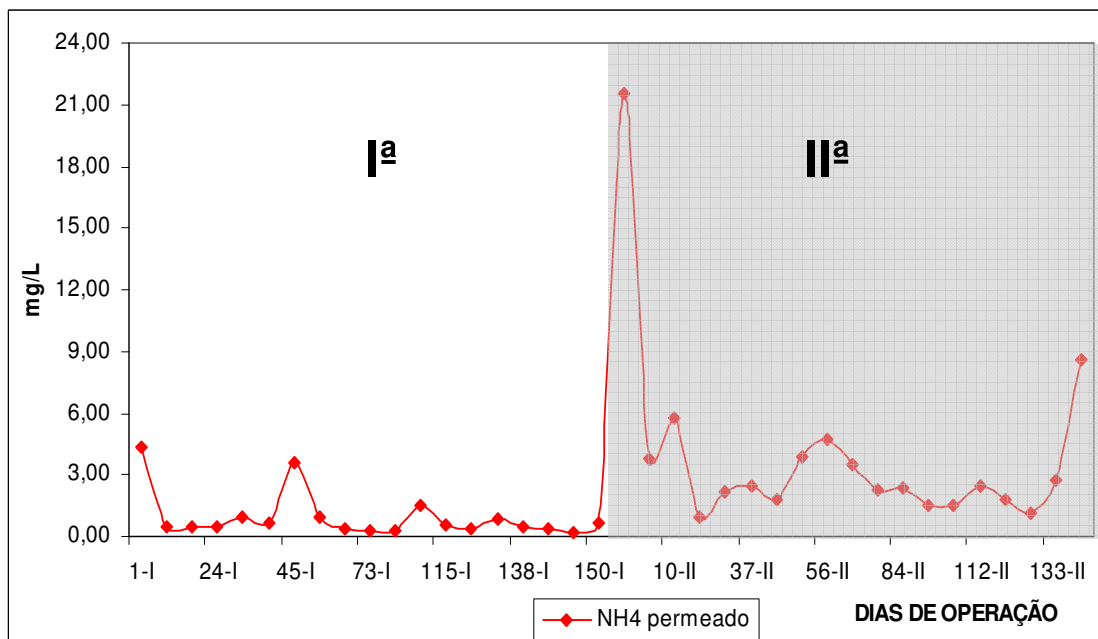


Figura 44 – Concentração da NH_4^+ no permeado durante as duas etapas de operação.

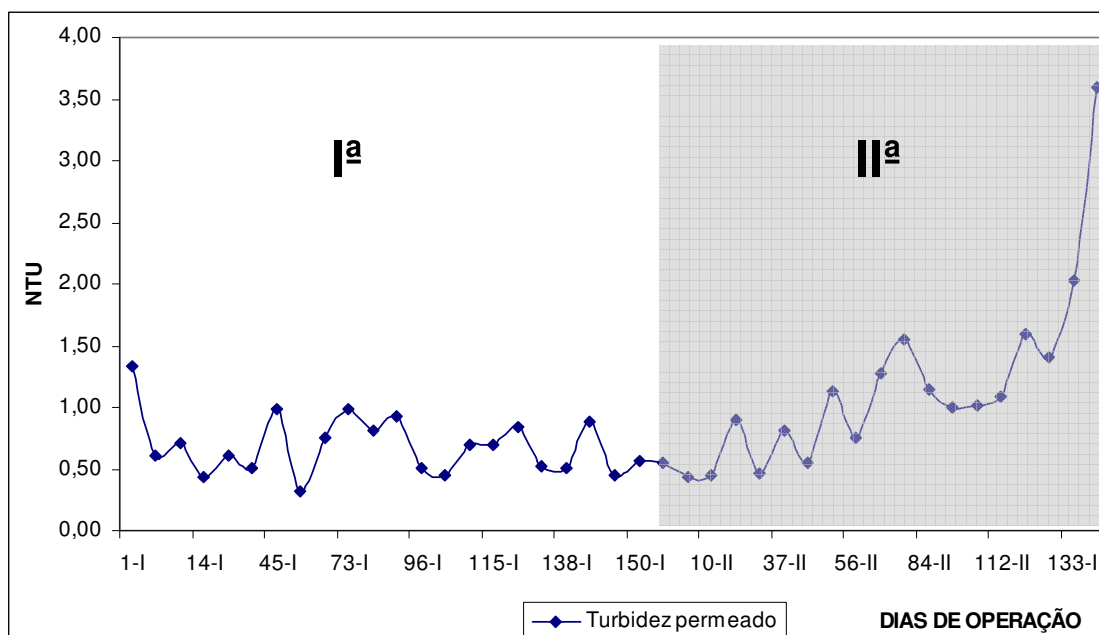


Figura 45 – Valores de Turbidez no permeado durante as duas etapas de operação.

5.6.1. Qualidade do permeado para lançamento

Atualmente no Brasil as legislações que normalizam o lançamento de efluentes são a Resolução CONAMA N° 357/05 em nível federal e o Decreto FATMA N°14.250/81 em nível estadual. Outra referência que vem sendo utilizada pelos órgãos municipais na ausência de legislação própria é a NBR 13.969/97, caso de Florianópolis/SC.

A Resolução CONAMA N° 357/05 traz poucos parâmetros como referência para o lançamento de efluentes e acaba transferindo ao órgão ambiental estadual a normalização desta atividade a partir da adoção de parâmetros mais restritivos.

Considerando que o Decreto FATMA N° 14.250/81 não apresenta parâmetros como DQO, Amônia, Nitrato, Fosfato e Coliformes como referência, a comparação com a qualidade do permeado produzido ficou limitada. Se considerarmos apenas o parâmetro Nitrogênio Total podemos observar que o permeado não satisfaz tal condição pela presença de nitrato em altas concentrações em ambas as etapas pela boa eficiência na nitrificação do MBR.

Em relação aos valores máximos permitidos pela NBR 13.969/97 para o lançamento de efluentes em águas superficiais, as concentrações obtidas nos parâmetros DQO, Nitrato e Fosfato na segunda etapa não satisfizeram tal condição. Já em relação às concentrações obtidas na primeira etapa, apenas o parâmetro Fosfato não atendeu aos valores máximos permitidos pela norma (Tabela 22). Portanto, a qualidade do permeado obtido em ambas as etapas não satisfaz a esta norma.

De modo geral, considerando as legislações já citadas, podemos concluir que apesar da qualidade do permeado para determinados parâmetros ter sido boa, fica evidente a necessidade da ocorrência do processo de desnitrificação (para remoção do nitrato) e da remoção de fósforo para que o permeado produzido apresente qualidade em conformidade com a legislação vigente.

5.6.2. Qualidade do permeado para fins de reúso

Em relação ao aproveitamento do permeado, considerando os parâmetros analisados, pode-se observar que todos os parâmetros atendem aos valores máximos permitidos pela NBR 13.969/97, mesmo na sua classe mais restritiva (Classe 1).

Portanto, segundo esta norma, os usos possíveis de serem dados ao permeado seriam: lavagem de pisos, calçadas, carros, irrigação de jardins e pomares, pastagem para gados, manutenção das águas nos canais e lagos dos jardins, nas descargas dos banheiros e para plantações de milho, arroz, trigo, café e outras árvores frutíferas, via escoamento no solo, tomando-se o cuidado de interromper a irrigação pelo menos 10 dias antes da colheita. Não é permitido o uso, mesmo que desinfetado, para irrigação de hortaliças e frutas de ramas rastejantes.

Contudo, em relação aos valores máximos permitidos pelo Manual de Conservação e Reúso de Água em Edificações/2005 em sua Classe 1 (mais restritiva), o permeado não satisfaz tal qualidade, devido aos parâmetros nitrato e fósforo. Para atingir aos valores máximos para estes parâmetros, a ocorrência dos processos de desnitrificação (remoção de nitrato) e remoção de fósforo seriam necessários.

Ainda assim, dado a qualidade do permeado produzido, alguns são os usos possíveis de serem dados ao permeado. Os associados à fase de construção em edificações, como lavagem de agregados, preparação de concreto, compactação do solo, controle de poeira e ainda irrigação de áreas verdes, rega de jardins e resfriamento de equipamentos de ar condicionado.

A Tabela 23 apresenta a qualidade do permeado comparado com os valores máximos permitidos para o reúso segundo as referências citadas.

Tabela 23 - Qualidade do permeado e parâmetros para o reúso no Brasil.

PARÂMETROS	CONCENTRAÇÕES			
	PERMEADO (Iª ETAPA)	PERMEADO (IIª ETAPA)	NBR 13.969/97	Manual de Conservação e Reúso de Água em Edificações/05
Cloro residual (mg/L)	-	-	0,5 - 1,5	presente
Agentes tensoativos (mg/L)	-	-	-	≤ 0,5
Coliformes fecais (NMP/100 mL)	Não detectáveis	Não detectáveis	< 200	Não detectáveis
pH	6,83	6,26	6,0 – 8,0	6,0 – 9,0
Cor (UH)	-	-	-	≤ 10
Turbidez (UT)	0,69	1,14	< 5	≤ 2
Odor e aparência	Não desagradáveis	Não desagradáveis	-	Não desagradáveis
Óleos e Graxas (mg/L)	-	-	-	≤ 1,0
DBO (mg/L)	-	-	-	≤ 10,0
Compostos orgânicos voláteis	-	-	-	Ausentes
Nitrato (mg/L)	17,07	20,52	-	< 10
Nitrogênio Amoniacal (mg/L)	0,94	3,95	-	≤ 20
Nitrito (mg/L)	0,08	0,95	-	≤ 1,0
Fósforo total (mg/L)	-	-	-	≤ 0,1
SST (mg/L)	-	-	-	≤ 5,0
SDT (mg/L)	-	-	< 200	≤ 500

5.6.3. Resultado da Análise Inferencial

Os resultados obtidos na análise de variância - ANOVA mostraram que perda de qualidade do permeado na segunda etapa, nos parâmetros DQO Total e Amônia, foi significativa. Tanto a DQO como a Amônia apresentaram nível de significância inferiores a 0,05 com 0,019 e 0,020 respectivamente.

5.6.4. Considerações finais sobre a qualidade do permeado

Ao final das duas etapas de operação, pela qualidade do permeado produzido, pode-se observar o grande potencial da aplicação de MBRs para o tratamento de esgotos sanitários.

Considerando a avaliação da qualidade do permeado sob os aspectos acima apresentados, fica constatado que os resultados obtidos na primeira etapa foram mais significativos. A perda na qualidade do permeado produzido na segunda etapa, pelo piloto ter sido operado com fluxo três vezes maior foi ainda mais significativa, se considerarmos, que durante a segunda etapa houve a necessidade da limpeza química da membrana o que implica num maior custo de operação.

Portanto, para a área de membrana utilizada, operação com fluxos superiores a 15 L/h.m² não são recomendados.

A Figura 46 mostra o bom aspecto do permeado, o que pode ser considerado como sendo mais um aspecto positivo que favorece para o seu aproveitamento.

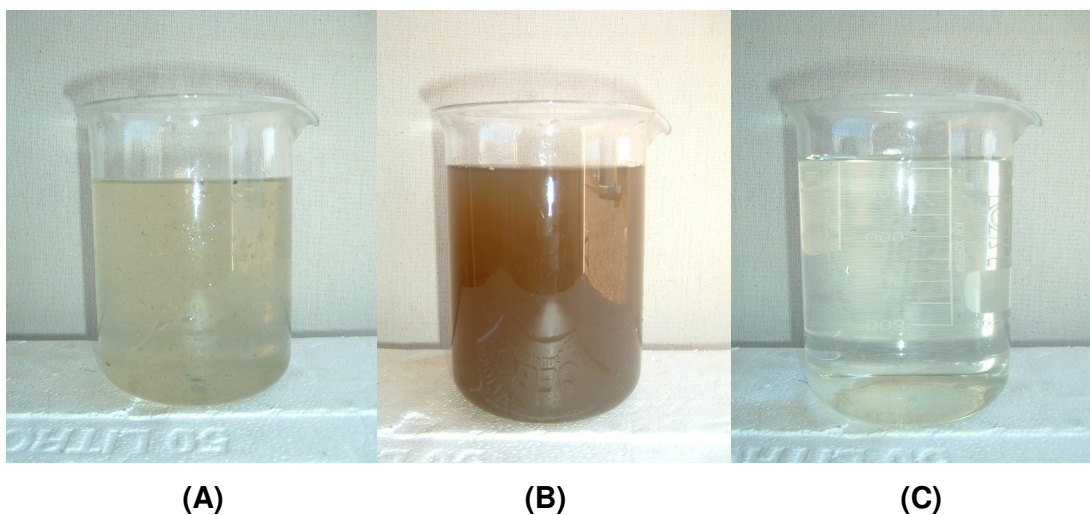


Figura 46 – Amostras do esgoto bruto (A), da biomassa em suspensão (B) e do permeado (C).

6. CONCLUSÕES E SUGESTÕES

6.1. Conclusões

- Durante o período de operação pode-se constatar a importância de se ter um acompanhamento contínuo e freqüente da unidade experimental, principalmente do parâmetro *PM*. O acompanhamento da *PM* é um aspecto fundamental para o monitoramento e o entendimento do nível de comprometimento da membrana, visto que isso não pode ser observado visualmente por estar o módulo da membrana submerso.
- Pelos parâmetros analisados e resultados obtidos, pode-se comprovar a boa qualidade do efluente produzido, principalmente na primeira etapa, onde foram obtidas eficiências na DQO (88,82%), Amônia (83,25%), Turbidez (99,07%) e Coliformes Fecais (100%) com um fluxo de permeação de 5 L/h.m². Ainda assim, mesmo na segunda etapa onde o fluxo de permeação foi três vezes maior (15 L/h.m²) bons resultados foram obtidos, com DQO (83,53%), Amônia (87,68%), Turbidez (97,51%) e Coliformes Fecais (100%). Contudo, pela análise inferencial realizada e pela necessidade da realização de limpeza química na segunda etapa, o que traz um maior custo operacional devido ao aumento do consumo de energia e um maior custo com produtos químicos, essa perda de qualidade foi considerada significativa.
- A ocorrência do processo de nitrificação foi observada durante todo período de operação onde a concentração de oxigênio dissolvido no MBR se manteve entre 2–4 mg O₂/L. A oxidação da Amônia a Nitrato foi mais efetiva na primeira etapa (86,25%) devido ao maior TRH (60 h) e a menor concentração de Amônia afluente (19,79 mg NH₄⁺/L). Na segunda etapa, onde o TRH foi de 20 h, a eficiência da nitrificação foi de 63,90% com concentrações médias de Amônia afluente e Nitrato efluente de 32,11 mg NH₄⁺/L e 20,52 mg NO₃⁻/L respectivamente.
- A remoção de Fosfato não foi observada de forma significativa (4,44% e 19,89% de remoção na primeira e segunda etapa) pela ausência de condições anaeróbias no MBR por este ter sido operado com aeração contínua.
- O desenvolvimento da biomassa durante o período de operação no MBR ocorreu de forma lenta em virtude da baixa capacidade de reprodução dos

microrganismos. Isso ocorreu provavelmente em virtude do afluente ao MBR ser de um pós-tratamento anaeróbio, o que fez reduzir em pelo menos 40% da carga orgânica do esgoto afluente ao biorreator. Aliado a isso, baixas temperaturas foram observadas durante o inverno (14-18°C) o que pode ter inibindo a atividade dos microrganismos.

Ainda assim, mesmo com uma concentração de biomassa considerada baixa para MBRs com 1000-2220 mg SST/L e 582-1915 mg SST/L na primeira e segunda etapa respectivamente, bons resultados foram obtidos, o que mostra a eficiência da combinação do tratamento biológico com a separação por membranas para os fluxos estudados. Seria esperado que maiores eficiências pudessem ser obtidas se o MBR fosse operado com afluente com maior carga orgânica no afluente.

- O aumento da *PTM* e da resistência em função do aumento da formação da camada de gel sobre e no interior da membrana foi percebido. Especialmente durante a segunda etapa de operação quando o MBR foi operado com fluxo de permeação de 15 L/h.m² e onde houve a necessidade da limpeza química da membrana por três vezes. Na primeira etapa de operação, com o MBR operado com fluxo três vezes menor e com concentração da biomassa similar não houve um maior comprometimento da membrana por colmatção.
- Pode-se observar também, a importância dos mecanismos para dificultar a deposição de sólidos sobre a membrana, tais como a inclinação do módulo no tanque e da instalação de um difusor de ar sob o módulo. O procedimento para limpeza da membrana apresentou bom resultado, contudo de difícil execução e longa duração.
- Pela qualidade do permeado obtido e considerando as referências adotadas, os usos possíveis de serem dados ao permeado seriam os relacionados à lavagem como de pisos, calçadas, carros, irrigação de jardins e pomares, nas descargas dos banheiros, para plantações de milho, arroz, trigo, café e outras árvores frutíferas, via escoamento no solo, e ainda os associados à fase de construção em edificações, como lavagem de agregados, preparação de concreto, compactação do solo, controle de poeira e resfriamento de equipamentos de ar condicionado.

- De modo geral, pode-se concluir que com a ocorrência de processos de desnitrificação e remoção de fósforo, a tecnologia de Biorreatores à Membrana (MBR) se apresenta com grande potencial para o tratamento de esgotos sanitários bem como para o reúso da água, o que é de fundamental importância para a manutenção da qualidade e quantidade dos recursos hídricos disponíveis para a atual e futura geração.

6.2. Sugestões

- Como já citado neste trabalho, por se tratar de uma tecnologia inovadora, poucos estudos foram realizados no Brasil. Contudo, por apresentar um grande potencial, o desenvolvimento de novas pesquisas é recomendado, principalmente em escala real, a fim de se avaliar os custos de instalação e operação de forma mais precisa.
- A ocorrência de processos de desnitrificação e biodesfosfatação que não foi objeto deste trabalho é recomendado a fim de comprovar a eficiência dos MBRs na remoção de nitrogênio e fósforo, para garantir o cumprimento às legislações referentes ao lançamento de efluentes e reúso da água.
- A pesquisa de procedimentos de limpeza mais simples, como a utilização de retro lavagens freqüentes, a adoção de novos mecanismos para minimizar a deposição de sólidos sobre a membrana devem ser estudados a fim de aumentar o intervalo entre limpezas contribuindo para o aumento da vida útil da membrana.
- A intermitência na retirada do permeado como alternativa para maximizar a carreira de filtração da membrana também é recomendada.
- Também, é recomendável a adoção de outros parâmetros para análise da qualidade do permeado para identificação de possíveis fatores limitantes que possam inibir a usos mais restritivos (avaliação da toxicidade, análise de micronutrientes e metais pesados).

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AHN, KH; SONG, KG; CHO, E; CHO, J; YUNG, H; LEE, S; KIM, J. *Enhanced biological phosphorus and nitrogen removal using a sequential anoxic/anaerobic membrane bioreactor (SAM) process. Desalination*, n.157, 345-352 p., 2003.

ANDRADE, J.F. Pós-Tratamento de Efluentes Sanitários através de Membranas. Dissertação. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina-UFSC, 2001.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. Tanques sépticos – unidades de tratamento complementar e disposição final dos efluentes líquidos: projeto, construção e operação: NBR 13.969. Rio de Janeiro, 1997.

ANA, FIESP e SindusCon-SP. Manual de Conservação e Reúso de água em Edificações. São Paulo, Editora Gráfica, 2005.

BENTO, A.P.; SEZERINO, P.H.; PHILIPPI, L.S.; REGINATTO, V.; LAPOLLI, F.R. Caracterização da microfauna em estação de tratamento de esgotos tipo lodos ativados: um instrumento de avaliação e controle do processo. *Eng.Sanitária Ambiental*, v.10, n°4, 329-338 p., 2005.

CENTROPROJEKT DO BRASIL. Reúso de efluentes industriais e sanitários – Tecnologias avançadas. Seminário O estado da arte dos equipamentos para reúso das águas. Rio de Janeiro, 2004.

CHOI, J.G.; BAE, T.H., KIM, J.H. *The behavior of membrane fouling initiation on the crossflow membrane bioreactor system. Journal of Membrane Science.* v.203, 103-113 p., 2002.

CURCHOUSE, S.; WILDGOOSE, D. *Membrane Bioreactors progress from the laboratory to full-scale use. Membrane Technology.* n.111, 4-8 p., 1999.

DIAS, T. Membranas: Meio filtrante de tecnologia avançada. *Revista Meio Filtrante On-Line*, Ano V, Edição 23, 2006.

FERNANDES, C. Esgotos Sanitários. Universidade Federal da Paraíba - UFPB, Editora Universitária, 435 p., 1997.

FLORIDO, P.R. Microfiltração e Ultrafiltração aplicada ao tratamento de efluente de refinaria para reúso. II Workshop sobre Gestão e Reúso de Água na Indústria. Florianópolis 2006.

GAO, M.; YANG, M.; LI, H.; WANG, Y.; PAN, F. *Nitrification and sludge characteristics in a submerged membrane bioreactor in synthetic inorganic wastewater.* *Desalination*, n.170, 177-185 p., 2004.

GEAFILTRATION, 2006.

http://www.geafiltration.com/Portuguese/Tecnologia/Tipos_de_Membranas.html
http://www.geafiltration.com/Portuguese/glossario_de_terminologias_em_filtracao.asp

GRELIER, P.; ROSEMBERGER, S.; TAZI-PAIM, A. *Influence of sludge retention time on membrane bioreactor hydraulic performance.* *Desalination*, n.192, 10-17 p., 2006.

GÜNDER, B.; KRAUTH, K. *Replacement of secondary clarification by membrane separation – Results with Plate and Hollow Fibre modules.* *Water Science and Technology*. v.5, n.4-5, 383-393 p., 1998.

HABERT, A.C.; BORGES, C.P.; NOBREGA, R. Escola Piloto em Engenharia Química: Processos de separação com membranas. Instituto Alberto Luiz Coimbra de Pós Graduação e Pesquisa de Engenharia (COPPE) – Universidade Federal do Rio de Janeiro - UFRJ, 2003.

HASAR, H.; KINACI, C.; UNLU, A.; IPEK, U. *Role of intermittent aeration in domestic wastewater treatment by submerged membrane activated sludge system.* *Desalination*, n.142, 287-293 p., 2001.

HASAR, H.; KINACI, C.; UNLU, A. *Viability of microbial mass in a submerged membrane bioreactor.* *Desalination*, n.150, 263-268 p., 2002.

JORDÃO, E.P. & PESSÔA, C.A. Tratamento de Esgotos Sanitários. Edição 4; Rio de Janeiro, 932 p., 2005.

KOCADAGISTAN, B.; KOCADAGISTAN, E.; TOPCU, N.; DEMIRCIOGLU, N. *Wastewater treatment with combined upflow anaerobic fixed-bed and suspended aerobic reactor equipped with a membrane unit. Process Biochemistry*, 2004.

KOROS, W.J.; MA, Y.H.; SHIMIDZU, T. *Terminology for membranes and membrane processes. Journal of Membrane Science*. V.20,149-159 p., 1996.

KRAUME, M.; BRACKLOW, U.; VOCKS, M.; DREWS, A. *Nutrients removal in MBRs for municipal wastewater treatment, Water Science Technology*. v.51, 391-402 p., 2005.

LAPOLLI, F. R. *Biofiltração e Microfiltração Tangencial para Tratamento de Esgotos. Tese. Escola de Engenharia de São Carlos – USP*, 1998.

LEE, W.; KANG, S.; SHIN, H. *Sludge characteristics and their contribution to microfiltration in submerged membrane bioreactors. Journal of Membrane Science*, n.216, 217-227 p., 2003.

LESJEAN, B.; GNIRSS, R.; ADAM, C.; KRAUME, M., LUCK, F. *Enhanced biological phosphorous removal process implemented in membrane bioreactors to improve phosphorous recovery and recycling. Water Science and Technology*. v.48, 87-94 p., 2003.

MENG, F.; ZHANG, H.; YANG, F.; LI, Y.; XIAO, J.; ZHANG, X. *Effect of filamentous bacteria on membrane fouling in submerged membrane bioreactor. Journal of Membrane Science*, n.272, 161-168 p., 2006.

METCALF & EDDY. *Wastewater Engineering – Treatment and Reuse. Fourth Edition, New York*, 1819 p., 2003

ORGIER, S.; WISNIEWSKI, C.; GRASMICK, A. *Membrane bioreactor fouling in sub-critical filtration conditions: a local critical flux concept. Journal of Membrane Science*, n.229, 171-177 p., 2004.

PELEGRIN, D.C. *Microfiltração Tangencial de Efluente Doméstico após Tratamento Biológico. Dissertação. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina-UFSC*, 2004.

PETRUS, J.C.C. Preparação, modificação e caracterização de membranas assimétricas para clarificação de suco de frutas. Tese de Doutorado da Faculdade de Engenharia de Alimentos da Universidade Estadual de Campinas, 1997.

PROVENZI, G. Biorreator à Membrana Submersa para Tratamento Biológico de Efluentes: Estudos hidrodinâmicos e físico-químicos no controle da colmatção. Tese do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina-UFSC, 2005.

PROVENZI, G.; LAPOLLI, F.; GRASMICK, A. *Treatment of food industrial effluent by submerged membrane bioreactor. IWA Specialized Conference on Water Environment – Membrane Technology*, Seoul, Korea, 2004.

SCHNEIDER, R.P.; TSUTIYA, M.T. Membranas Filtrantes para o tratamento de água, esgoto e água de reúso. Edição I, ABES, São Paulo, 2001.

STATSOFT, Inc. *Statistic: data analysis software system. Version 6.0.2001.*
www.statsoft.com

TORRES, A.P. Tratamento e reúso de efluentes líquidos – PETROBRÁS/CENPES. III Congresso Brasileiro de eficiência energética e Co-geração de energia. São Paulo, Junho, 2006.

UEDA, T; HADA, K. *Domestic wastewater treatment by a submerged membrane bioreactor with gravitational filtration. Water Science and Technology.* v.33, 2888-2892 p., 1999.

VIANA, P.Z. Biorreator com membrana aplicado ao tratamento de esgotos sanitários: avaliação do desempenho de módulos de membranas com circulação externa. Tese do Instituto Alberto Luiz Coimbra de Pós Graduação e Pesquisa de Engenharia (COPPE), Universidade Federal do Rio de Janeiro - UFRJ, 2004.

VIERO, A.F. Avaliação do desempenho de um Biorreator com Membrana submersa para tratamento de efluente. Tese do Instituto Alberto Luiz Coimbra de Pós Graduação e Pesquisa de Engenharia (COPPE), Universidade Federal do Rio de Janeiro - UFRJ, 2006.

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

VON SPERLING, M. *Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias – Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos.* DESA – Universidade Federal de Minas Gerais - UFMG, Belo Horizonte, v.1, 243 p., 1996.

VON SPERLING, M. *Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias – Princípios básicos do tratamento de esgotos.* DESA – Universidade Federal de Minas Gerais - UFMG, Belo Horizonte, v.2, 211 p., 1996.

VON SPERLING, M. *Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias – Lodos Ativados.* DESA – Universidade Federal de Minas Gerais - UFMG, Belo Horizonte, v.4, 428 p., 1997.

WOODHEAD, P. *Experiência de reúso de água na indústria – Tecnologia de membranas Kubota. II Workshop sobre Gestão e Reúso de Água na Indústria.* Florianópolis 2006.

YANG, W.; FAN, Y., XU, H. *Treatment of wastewater from toilets for reclamation and reuse using a low energy consumption membrane bioreactor. Process Biochemistry.* 1-5 p., 2004.

YOON, S.H.; KIM, H.S.; YEOM, I.T. *The optimum operational condition of membrane bioreactor (MBR): Cost estimation of aeration and sludge treatment.* Water Research. v.38, 37-46 p., 2004.

YOON, T.I.; LEE, H.S.; KIM, C.G. *Comparison of pilot scale performances between membrane bioreactor and hybrid conventional wastewater treatment systems.* Journal of Membrane Science, n.242, 5-12 p., 2004.

ZHANG, S.; HOUTEN, R.V.; EIKELBOOM, D.H.; DODDEMA, H.; JIANG, Z.; FAN, Y.; WANH, J. *Sewage treatment by a low energy membrane bioreactor.* Bioresource Technology, 2003.

ANEXOS

I - Etapas para limpeza da membrana durante a operação.

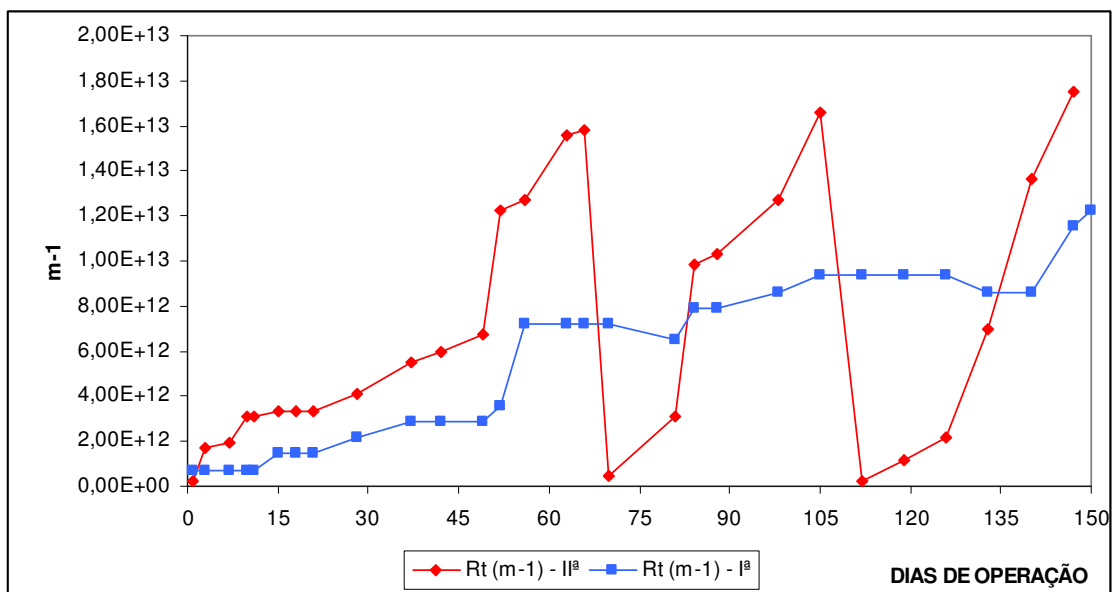
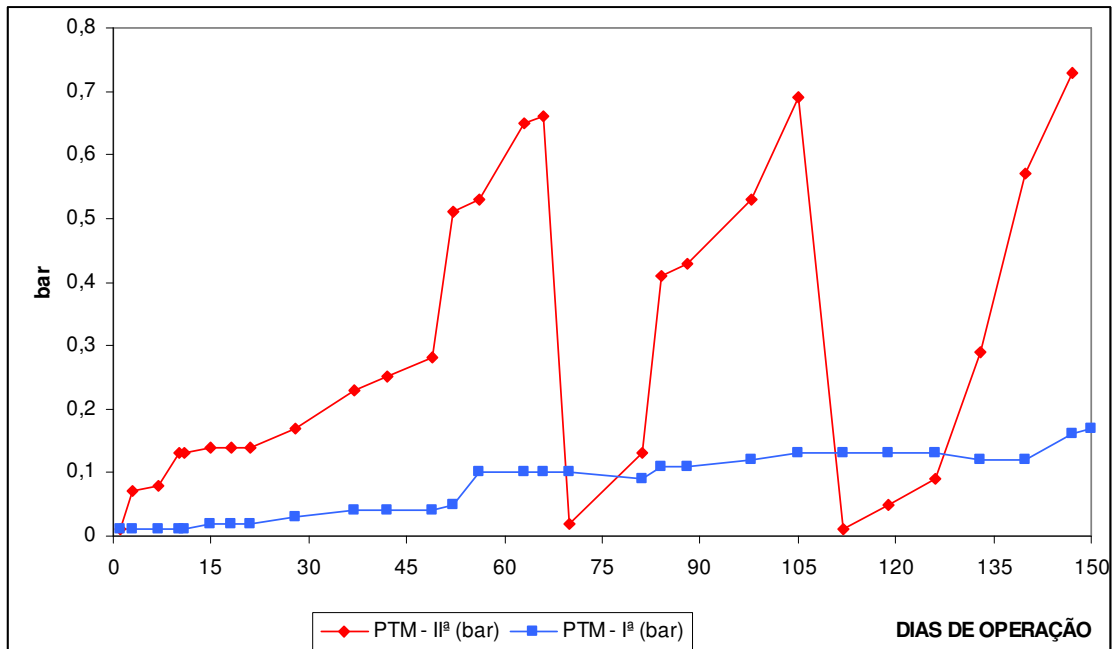
ETAPAS DA LIMPEZA	PROCEDIMENTO
1	Drenagem do MBR para retirada do módulo de membrana.
2	Drenagem do excesso de água do módulo por 30 minutos.
3	Pesagem do módulo de membrana com a biomassa aderida.
4	Retirada da biomassa com auxílio de espátula para posterior enxágüe do módulo com água potável.
5	Instalação do módulo de membrana no MBR para realização da limpeza química.
6	Enchimento do MBR com água potável e, na seqüência, procedimentos de filtração e retro-lavagem foram realizados por 2 horas. Durante a filtração, os valores da <i>PTM</i> foram registrados.
7	Drenagem da água usada na etapa anterior para enchimento do MBR com solução básica de hidróxido de sódio (4g/L). Seqüência de filtração e retro-lavagem foram realizados durante 3 horas ou até estabilização da <i>PTM</i> . Durante a filtração, os valores da <i>PTM</i> foram registrados. Ao final desta etapa uma drenagem da solução básica foi feita um enxágüe do módulo de membrana com água potável foi realizado.
8	Drenagem da solução usada na etapa anterior para enchimento do MBR com solução ácida de ácido cítrico (2%). Seqüência de filtração e retro-lavagem foram realizados durante 3 horas ou até estabilização da <i>PTM</i> . Durante a filtração, os valores da <i>PTM</i> foram registrados.
9	Drenagem da solução usada na etapa anterior para enchimento do MBR com água potável. Procedimento de filtragem e retro-lavagem com água potável por 2 horas. Durante a filtração, os valores da <i>PTM</i> foram registrados.
10	Pesagem do módulo de membrana, já limpo, para conhecimento da quantidade de sólidos aderida à membrana.

II. Resultados da *PTM* e da Resistência Total durante as etapas de operação.

PRIMEIRA ETAPA						
Tempo (dias)	<i>PM</i> (bar)	<i>PTM</i> (bar)	<i>PTM</i> (Pa)	Fluxo de permeação (L/h/m ²)	Fluxo de permeação (m/s)	R_{total} (m ⁻¹)
1	0,99	0,01	1000	5	1,39E-06	7,20E+11
2	0,99	0,01	1000	5	1,39E-06	7,20E+11
3	0,99	0,01	1000	5	1,39E-06	7,20E+11
7	0,99	0,01	1000	5	1,39E-06	7,20E+11
10	0,99	0,01	1000	5	1,39E-06	7,20E+11
14	0,98	0,02	2000	5	1,39E-06	1,44E+12
17	0,98	0,02	2000	5	1,39E-06	1,44E+12
24	0,98	0,02	2000	5	1,39E-06	1,44E+12
27	0,97	0,03	3000	5	1,39E-06	2,16E+12
34	0,96	0,04	4000	5	1,39E-06	2,88E+12
37	0,96	0,04	4000	5	1,39E-06	2,88E+12
45	0,96	0,04	4000	5	1,39E-06	2,88E+12
52	0,95	0,05	5000	5	1,39E-06	3,60E+12
56	0,90	0,10	10000	5	1,39E-06	7,20E+12
66	0,90	0,10	10000	5	1,39E-06	7,20E+12
70	0,90	0,10	10000	5	1,39E-06	7,20E+12
73	0,90	0,10	10000	5	1,39E-06	7,20E+12
80	0,91	0,09	9000	5	1,39E-06	6,48E+12
87	0,89	0,11	11000	5	1,39E-06	7,92E+12
96	0,89	0,11	11000	5	1,39E-06	7,92E+12
101	0,88	0,12	12000	5	1,39E-06	8,64E+12
108	0,87	0,13	13000	5	1,39E-06	9,36E+12
115	0,87	0,13	13000	5	1,39E-06	9,36E+12
122	0,87	0,13	13000	5	1,39E-06	9,36E+12
135	0,87	0,13	13000	5	1,39E-06	9,36E+12
138	0,88	0,12	12000	5	1,39E-06	8,64E+12
142	0,88	0,12	12000	5	1,39E-06	8,64E+12
145	0,84	0,16	16000	5	1,39E-06	1,15E+13
150	0,83	0,17	17000	5	1,39E-06	1,22E+13

SEGUNDA ETAPA						
Tempo (dias)	PM (bar)	PTM (bar)	PTM (Pa)	Fluxo de permeação (L/h/m²)	Fluxo de permeação (m/s)	Rt (m⁻¹)
1	0,99	0,01	1000	15	4,17E-06	2,40E+11
3	0,93	0,07	7000	15	4,17E-06	1,68E+12
7	0,92	0,08	8000	15	4,17E-06	1,92E+12
10	0,87	0,13	13000	15	4,17E-06	3,12E+12
11	0,87	0,13	13000	15	4,17E-06	3,12E+12
15	0,86	0,14	14000	15	4,17E-06	3,36E+12
18	0,86	0,14	14000	15	4,17E-06	3,36E+12
21	0,86	0,14	14000	15	4,17E-06	3,36E+12
28	0,83	0,17	17000	15	4,17E-06	4,08E+12
37	0,77	0,23	23000	15	4,17E-06	5,52E+12
42	0,75	0,25	25000	15	4,17E-06	6,00E+12
49	0,72	0,28	28000	15	4,17E-06	6,72E+12
52	0,49	0,51	51000	15	4,17E-06	1,22E+13
56	0,47	0,53	53000	15	4,17E-06	1,27E+13
63	0,35	0,65	65000	15	4,17E-06	1,56E+13
66	0,34	0,66	66000	15	4,17E-06	1,58E+13
70	0,98	0,02	2000	15	4,17E-06	4,80E+11
81	0,87	0,13	13000	15	4,17E-06	3,12E+12
84	0,59	0,41	41000	15	4,17E-06	9,84E+12
88	0,57	0,43	43000	15	4,17E-06	1,03E+13
98	0,47	0,53	53000	15	4,17E-06	1,27E+13
105	0,31	0,69	69000	15	4,17E-06	1,66E+13
112	0,99	0,01	1000	15	4,17E-06	2,40E+11
119	0,95	0,05	5000	15	4,17E-06	1,20E+12
126	0,91	0,09	9000	15	4,17E-06	2,16E+12
133	0,71	0,29	29000	15	4,17E-06	6,96E+12
140	0,43	0,57	57000	15	4,17E-06	1,37E+13
147	0,27	0,73	73000	15	4,17E-06	1,75E+13

III. Variação da *PTM* e da Resistência Total durante as duas etapas de operação.



IV. Estatística dos resultados da análise de DQO, Amônia, Nitrato, Fosfato, Turbidez e SST/SSV.

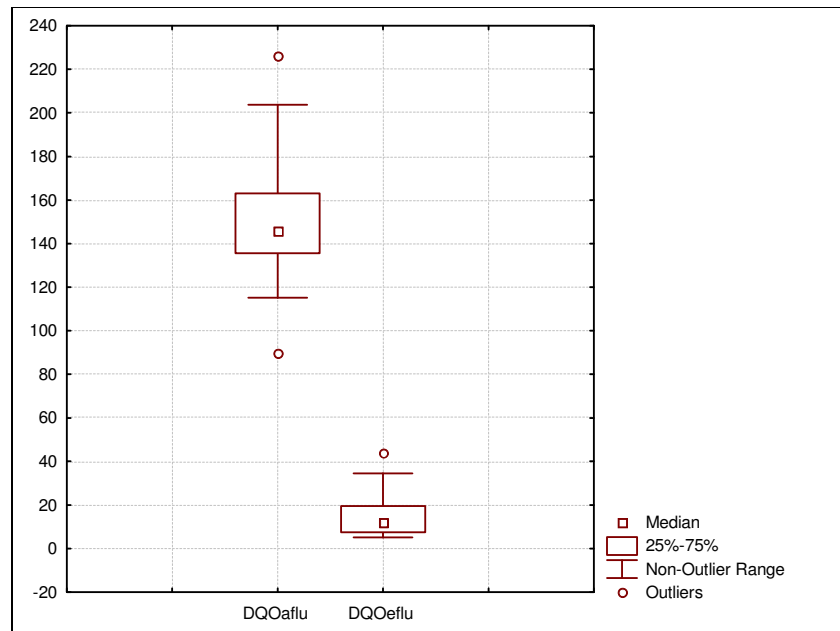


Figura 47 – Resultados da DQO total afluente e efluente da primeira etapa de operação.

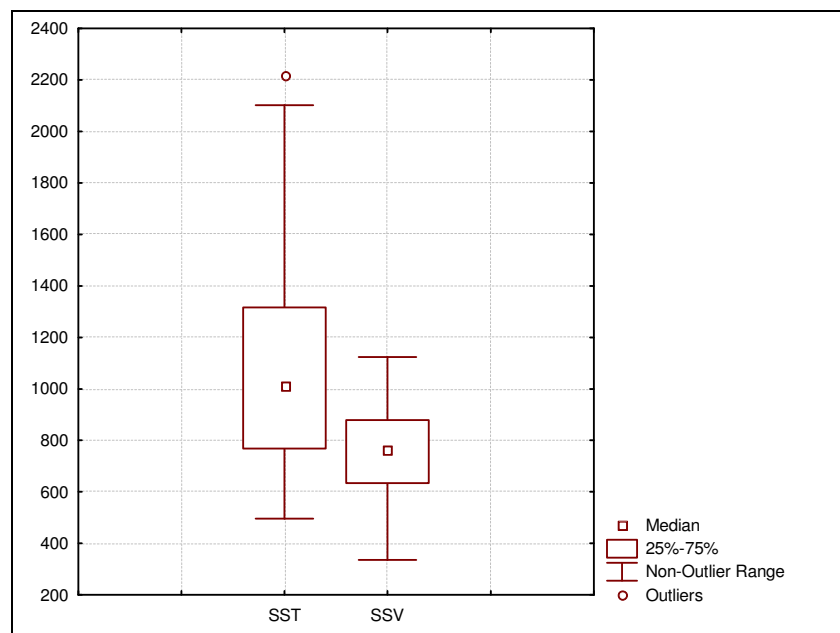


Figura 48 – Resultados dos SST e SSV no MBR na primeira etapa de operação.

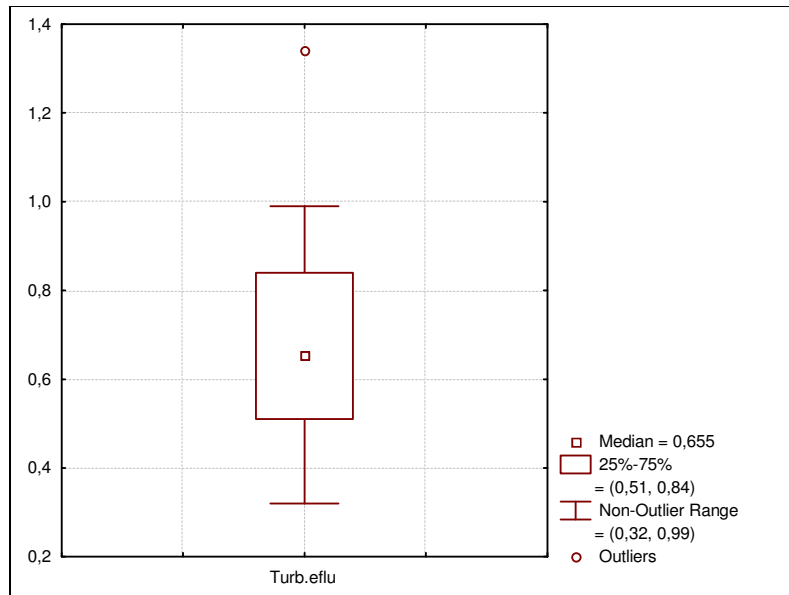


Figura 49 – Resultados da Turbidez efluente da primeira etapa de operação.

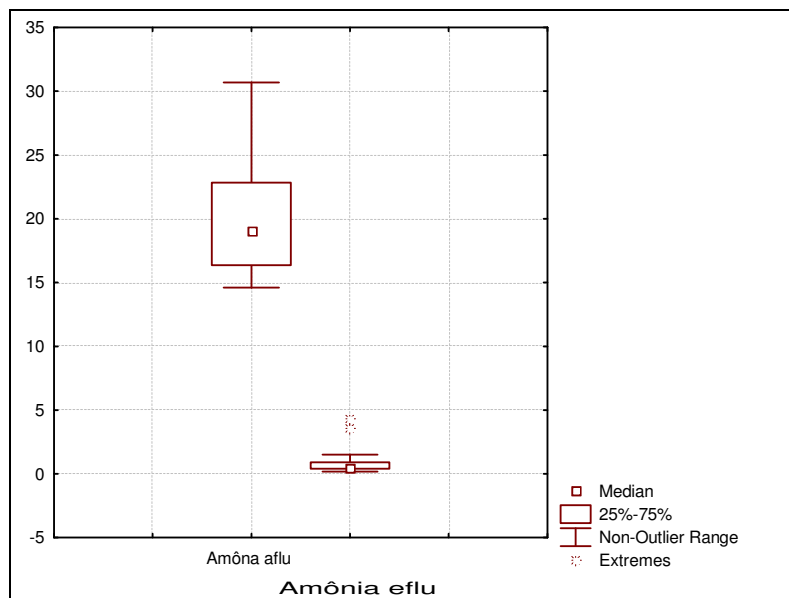


Figura 50 – Resultados da Amônia afluyente e efluente da primeira etapa de operação.

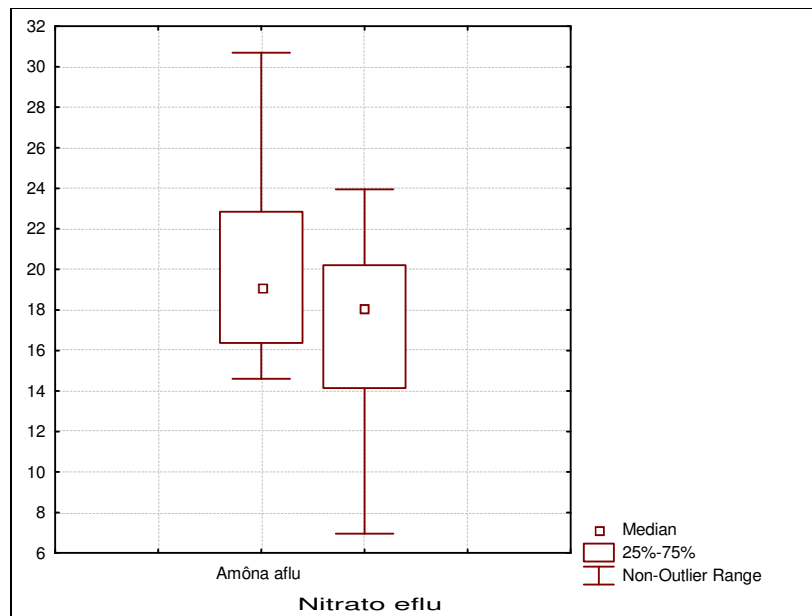


Figura 51 – Resultados da Amônia afluyente e Nitrato efluente da primeira etapa de operação.

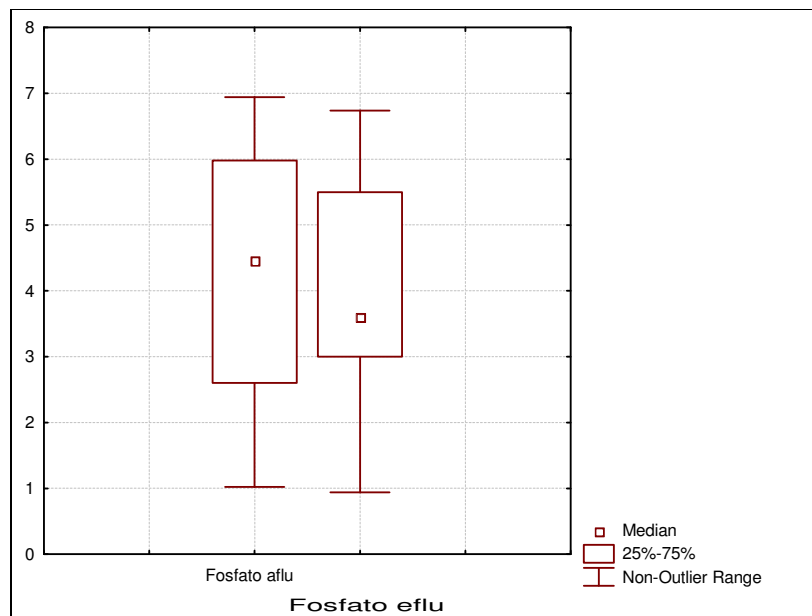


Figura 52 – Resultados do Fosfato afluyente e efluente da primeira etapa de operação.

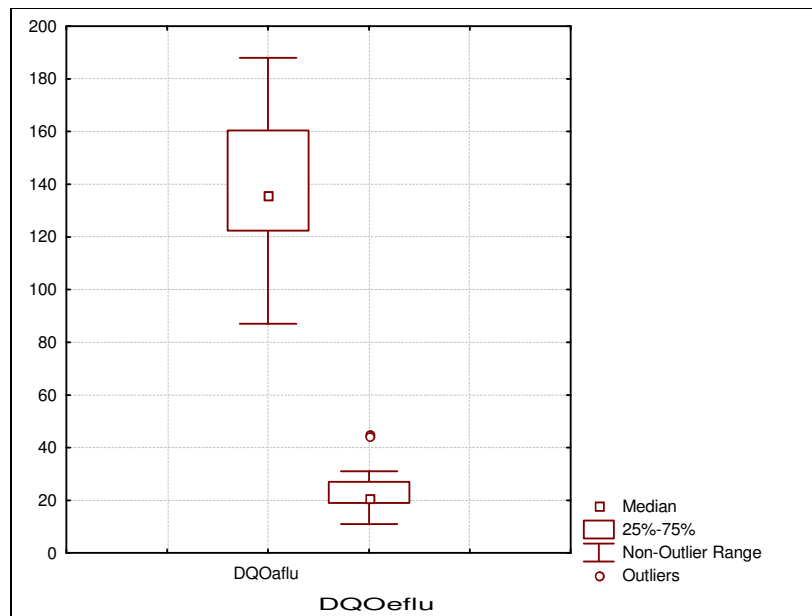


Figura 5 – Resultados da DQO total afluyente e efluente da segunda etapa de operação.

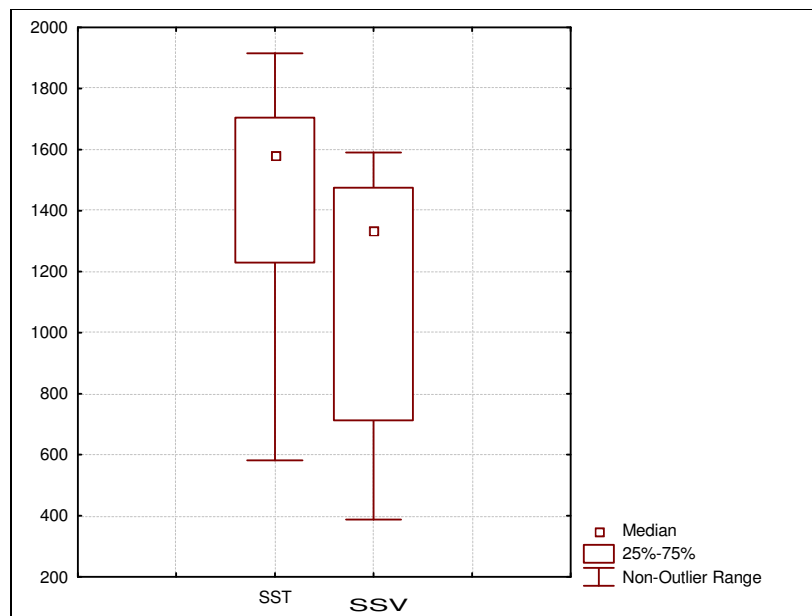


Figura 54 – Resultados dos SST e SSV no MBR na segunda etapa de operação.

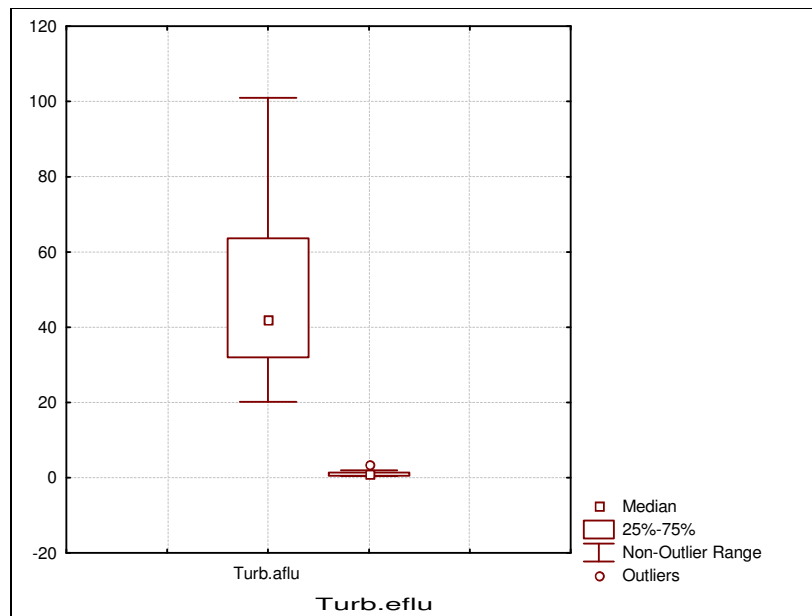


Figura 55 – Resultados da Turbidez afluyente e efluente da segunda etapa de operação.

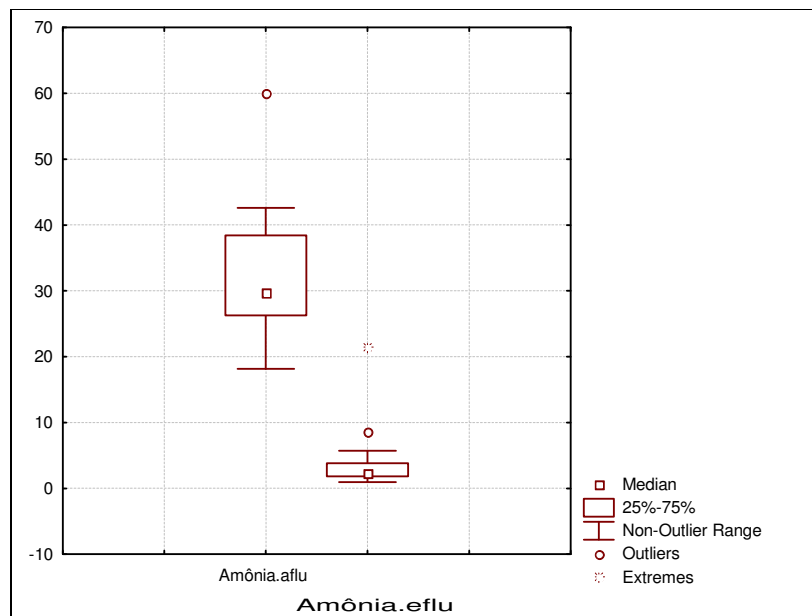


Figura 56 – Resultados da Amônia afluyente e efluente da segunda etapa de operação.

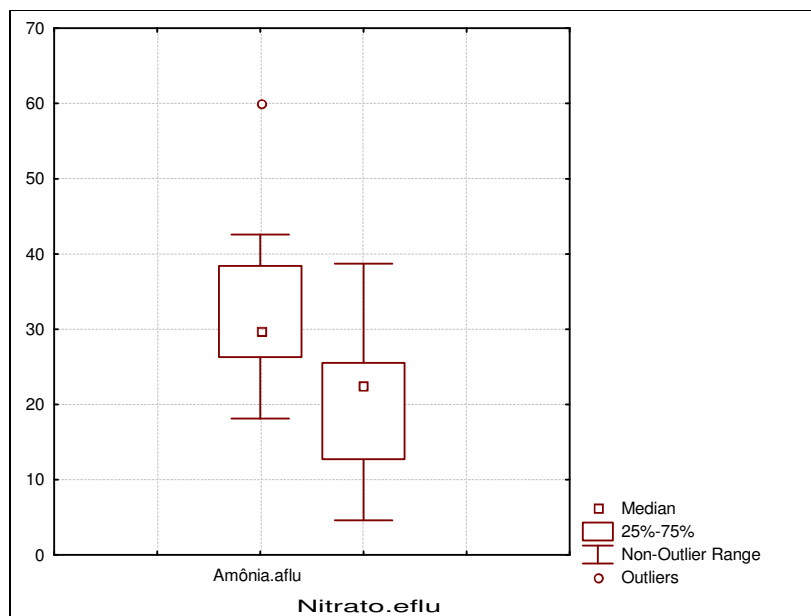


Figura 57 – Resultados da Amônia afluyente e Nitrato efluente da segunda etapa de operação.

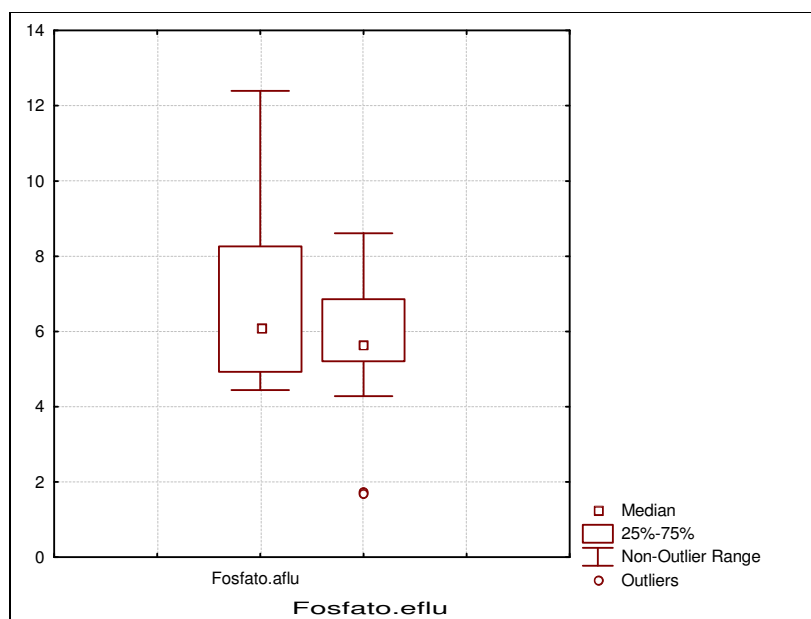


Figura 58 – Resultados do Fosfato afluyente e efluente da segunda etapa de operação.