

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

Tiago José Belli

**BIORREATOR À MEMBRANA EM BATELADA SEQUENCIAL
APLICADO AO TRATAMENTO DE ESGOTO VISANDO A
REMOÇÃO DE NITROGÊNIO TOTAL**

Florianópolis

2011

Tiago José Belli

**BIORREATOR À MEMBRANA EM BATELADA SEQUENCIAL
APLICADO AO TRATAMENTO DE ESGOTO VISANDO A
REMOÇÃO DE NITROGÊNIO TOTAL**

Dissertação submetida ao programa de Pós-graduação em Engenharia Ambiental, do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina para a obtenção do grau de Mestre em Engenharia Ambiental.

Orientador: Prof. Dr. Flávio Rubens Lapolli.

Co-orientador: Prof. Dr. Carlos Magno de Sousa Vidal

Florianópolis

2011

Catálogo na fonte pela Biblioteca Universitária
da
Universidade Federal de Santa Catarina

B443b Belli, Tiago José

Biorreator à membrana em batelada sequencial aplicado ao tratamento de esgoto visando a remoção de nitrogênio total [dissertação] / Tiago José Belli ; orientador, Flávio Rubens Lapolli. - Florianópolis, SC, 2011.

169 p.: il., grafs., tabs.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Santa Catarina, Centro Tecnológico. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental.

Inclui referências

1. Engenharia ambiental. 2. Esgotos. 3. Reatores - Testes de materiais. 4. Águas residuais - Purificação - Filtração. I. Lapolli, Flavio Rubens. II. Universidade Federal de Santa Catarina. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental. III. Título.

CDU 628.4

**BIORREATOR À MEMBRANA EM BATELADA SEQUENCIAL
APLICADO AO TRATAMENTO DE ESGOTO VISANDO A
REMOÇÃO DE NITROGÊNIO TOTAL**

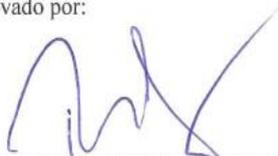
TIAGO JOSÉ BELLI

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 Engenharia Ambiental.

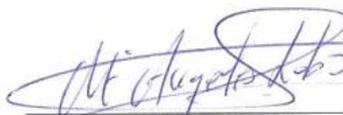
Aprovado por:



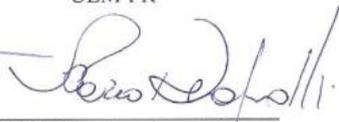
Prof. Paulo Belli Filho, Dr.
UFSC



Prof. Célia Regina Granhen
Tavares, Dra.
UEM-PR



Prof. Maria Angeles Lobo
Recio, Dra.
UFSC



Prof. Flávio Rubens Lapolli, Dr.
(Orientador)
(Coordenador)

FLORIANÓPOLIS, SC – BRASIL
MARÇO de 2011

*Dedico esta dissertação a José
Belli, meu pai.
Teu exemplo é o melhor
ensinamento.*

AGRADECIMENTOS

Ao meu orientador, professor Flávio Rubens Lapolli, pela oportunidade, confiança e ensinamentos adquiridos durante o desenvolvimento deste trabalho.

Ao professor Carlos Magno de Sousa Vidal pela co-orientação e incentivo para que eu nunca desistisse dos meus objetivos. Agradeço pela sua amizade e simpatia nesses seis anos de convivência.

À UFSC, e em especial ao PPGEA, por disponibilizar todas as condições necessárias ao desenvolvimento desta pesquisa.

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico-CNPq pela bolsa concedida.

Ao senhor Hélio pelos serviços prestados na montagem e automação do reator piloto.

Aos bolsistas, Raul e Eduardo, importantes nessa trajetória.

Aos colegas e amigos pelo companheirismo: Juliana, Maria Cecília, Jamile, Jaqueline, Jossy, Lorena, Débora, Claudia, Márcia, Mariele, Rafael e em especial à Lucila, pela ajuda e compreensão nos momentos de dificuldade.

Aos meus queridos amigos Wanderli e Pauline, a minha família em Florianópolis.

Agradeço carinhosamente a Rayra, minha namorada, pelo seu amor e compreensão em minha ausência. O seu constante apoio, mesmo que a distância, tornou mais fácil o término desta jornada.

À Luzia, pelo apoio nos momentos de incertezas que a vida nos reserva. Chegar até aqui não seria possível o seu inabalável otimismo.

Aos meus familiares, especialmente aos meus pais, José e Lurdes, por nunca deixar de acreditar em meu potencial. À Daniela, minha irmã, pelas mensagens de incentivo.

Aos membros da banca: Prof. Dr. Paulo BELLI FILHO, Prof^a Dra. Célia Regina GRANHEN TAVARES e Prof^a Dra. María Angeles LOBO RECIO pela atenção e pelas contribuições para a melhoria deste trabalho.

“Se não puder se destacar pelo talento, vença pelo esforço”

Dave Weinbaum

RESUMO

A aplicação dos Biorreatores à membrana (BRM) no tratamento de esgoto permite a geração de um efluente final de elevada qualidade, com baixa concentração de matéria orgânica, ausência de sólidos em suspensão e livre de patógenos. Além dessas vantagens, o uso de BRM destaca-se ainda pela sua elevada capacidade na remoção de compostos nitrogenados, sobretudo quando operado em regime de batelada seqüencial. Nessa condição, a inserção de uma etapa anóxica em seu ciclo operacional potencializa o processo de desnitrificação, que resulta em baixa concentração de nitrogênio total no efluente tratado. Neste contexto, este trabalho teve por objetivo avaliar o desempenho de um BRM em batelada seqüencial (BRMBS) na remoção de nitrogênio total via nitrificação-desnitrificação de esgoto sintético. O reator piloto BRMBS foi construído em acrílico, em forma elíptica, com volume útil de 30 litros, onde estava submerso o módulo de membranas, com área filtrante de $0,09 \text{ m}^2$ e tamanho médio de poros de $0,08 \mu\text{m}$ (ultrafiltração). O biorreator era equipado ainda de um misturador, para manter homogênea a biomassa no tanque, dois difusores de ar para injeção de oxigênio na massa líquida e duas bombas peristálticas, sendo uma para alimentação e outra para filtração. O ciclo operacional do reator era composto das fases de alimentação, anoxia e aeração/filtração, totalizando 4 horas por ciclo (6 ciclos/dia). A operação do BRMBS foi controlada por meio de um painel de comandos elétricos, automatizando o sistema de aeração bomba de alimentação e bomba de filtração. O piloto foi operado por 241 dias, utilizando nesse período dois fluxos de permeação: $5,55$ e $11,1 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$. Os resultados demonstraram a elevada capacidade do reator na remoção de matéria orgânica e nitrogenada durante toda a pesquisa, com concentrações de DQO e nitrogênio total no permeado abaixo de 20 mg.L^{-1} e 15 mg.L^{-1} , resultando em eficiências médias de remoção destes parâmetros de $99,1\%$ e $95,9\%$, respectivamente. Quanto ao ortofosfato, observou-se inicialmente uma operação instável, com acúmulo deste parâmetro no reator. No entanto, verificou-se com o tempo uma tendência de melhora na capacidade do reator em remover este nutriente, atingindo, após 120 dias de operação, uma eficiência média de $73,8 \pm 21,8 \%$, apresentando inclusive valores acima de 90% entre os dias 214 e 241. Observou-se grande instabilidade da pressão transmembrana sob operação com fluxo de permeação de $11,1 \text{ Lm}^{-2}.\text{h}^{-1}$, tendo sido o limite operacional de $0,7 \text{ bar}$ atingido por três vezes em apenas 56 dias, ao passo que com fluxo de $5,55 \text{ Lm}^{-2}.\text{h}^{-1}$

este limite foi atingido apenas uma vez em 181 dias. O processo de filtração pelas membranas permitiu a completa retenção de sólidos em suspensão no reator, assegurando a turbidez no permeado sempre abaixo de 1 NTU. De maneira geral, conclui-se que a operação do biorreator à membrana em regime de batelada seqüencial apresentou resultados bastante positivos, gerando um efluente final de elevada qualidade.

Palavras-chave: Biorreator à Membrana em Batelada Sequencial, Tratamento de Esgoto, Remoção de Nitrogênio Total.

ABSTRACT

The application of Membrane Bioreactors (MBR) in wastewater treatment allows the generation of a high quality effluent, with low concentration of organic matter, absence of suspended solids and pathogen free. Besides these advantages, the use of MBR device stands the high capacity for removing nitrogen compounds, mainly, when operated into system of sequencing batch. In this condition, the insertion of an anoxic phase at operating cycle potentiates the denitrification process, which results in low concentrations of total nitrogen at treated effluent. In this context, this study aimed to evaluate the performance of a Sequencing Batch Membrane Bioreactor (MBRSB) in total nitrogen removal, from a synthetic wastewater, by nitrification/denitrification process. The MBRSB pilot reactor was built in acrylic elliptical shape with an available volume of 30 liters, where was submerged the membrane module with filtering area of 0.09 m^2 and nominal pore size of $0.08 \text{ }\mu\text{m}$ (ultrafiltration). The bioreactor was equipped with a mixer, to maintain homogenous biomass in the tank, two air diffusers for injecting oxygen into mixed liquor and two peristaltic pumps, one for feeding and other for filtration. The operating cycle of the reactor was composed by a feeding phase, an anoxic phase and an aeration/filtration phase, totalizing four hours per cycle (6 cycles per day). The operation of the MBRSB was controlled by an electrical panel, controlling the aeration system, the feeding and the filtrating system. The operation time of the pilot was 241 days. During this period were used two permeation flows: 5.55 and $11.1 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$. The results showed the high capacity of the reactor at the organic matter and nitrogen removal during the study with concentrations of COD and total nitrogen in the permeate, below 20 mg L^{-1} and $15 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, resulting in an average efficiency removal of $99,1\%$ and $95,9\%$ for these parameters, respectively. Regarding the orthophosphate, was observed initially, an unstable operation with accumulation of this parameter in reactor. However, during the operation time, there was a trend of improvement in the capacity of the reactor to removing this nutrient, resulting, after 120 days of operation, an average efficiency of 73.8% , with even values above 90% between days 214 and 241. It was observed a great instability of transmembrane pressure under operation with permeation flux of $11.1 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$. The operational limit of 0.7 bar was reached three times in just 56 days whereas with the flow of $5.55 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ this limit was reached only once in 181 days. The filtration membrane process

allowed the complete retention of the suspended solids in the reactor, ensuring the turbidity in the permeate always below 1 NTU. In general, it is concluded that the operation of membrane bioreactor under sequencing batch showed very positive results, generating a high quality final effluent.

Keywords: Membrane Sequencing Batch Bioreactor, Wastewater Treatment, Total Nitrogen Removal.

LISTA DE SÍMBOLOS, NOMENCLATURAS E ABREVIACÕES

A_{memb}	--	Área superficial da membrana
A/M	--	Relação alimento/microrganismo
AOP	--	Organismos acumuladores de fosfato
BRM	--	Biorreator à membrana
BRMBS	--	Biorreator à membrana em batelada sequencial
CASAN	--	Companhia catarinense de águas e saneamento
CONAMA	--	Conselho nacional do meio ambiente
COV	--	Carga orgânica volumétrica
CNV	--	Carga nitrogenada volumétrica
Da	--	Daltons
DQO	--	Demanda química de oxigênio
DQOt	--	Demanda química de oxigênio total
DBO	--	Demanda bioquímica de oxigênio
EPS	--	<i>Extracellular polymeric substaces</i> (Substancias poliméricas extracelulares)
J	--	FLUXO
LaRA	--	Laboratório de reuso de águas
LETA	--	Laboratório de experimentação de tecnologias avançadas
LIMA	--	Laboratório Integrado e Meio Ambiente
$L.m^{-2}.h^{-1}$	--	Litro por metro quadrado por hora
$L.m^{-2}.h^{-1}.bar^{-1}$	--	Litro por metro quadrado por hora por bar
$L.dia^{-1}$		Litro por dia
$mg.L^{-1}$	--	Miligramas por litro
mm	--	Milímetros
Lp	--	Permeabilidade
N-NOX	--	Óxidos de nitrogênio
$N-NH_4^+$	--	Nitrogênio amoniacal
$N-NO_2^-$	--	Nitrogênio nitrito
$N-NO_3^-$	--	Nitrogênio nitrato
Ntotal	--	Nitrogênio total
OD	--	Oxigênio dissolvido
pH	--	Potencial hidrogeniônico
PTM	--	Pressão transmembrana
$P-PO_4^{-3}$	--	Ortofosfato
Q	--	Vazão

RPM	--	Rotações por minuto
R_{total}	--	Resistência total
R_{torta}	--	Resistência da torta
$R_{interna}$	--	Resistência interna
$R_{membrana}$	-	Resistência da membrana
<i>SBR</i>		<i>Sequencing batch reactor</i> (Reator em batelada seqüencial)
SST	--	Sólidos suspensos totais
SSV	--	Sólidos suspensos voláteis
TDH	--	Tempo de detenção hidráulica
<i>VER</i>	--	<i>Volumetric exchange ratio</i> (Taxa de troca volumétrica)
μm	--	Micrômetros
μ	--	Viscosidade

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Representação esquemática do processo de separação por membranas (REIF, 2006).....	29
Figura 2: Redução nos custos de membranas de microfiltração da fabricante Kubota em função do tempo (dólares/m ² de membrana) (JUDD, 2006).	30
Figura 3: Mecanismo de transporte em membrana densa (a) e membrana porosa (b) (BAKER, 2004).....	32
Figura 4: Características morfológicas de diferentes membranas ao longo de sua estrutura (NÓBREGA, 2010)	33
Figura 5: Materiais retidos em diferentes processos de filtração por membranas (JUDD, 2006)	34
Figura 6: (a) Esquema operacional e seletividade de uma membrana de fibra oca. (b) Vista em corte em microscopia eletrônica de varredura de uma membrana de polieterimida tipo fibra oca de microfiltração.....	36
Figura 7: (a) Feixes de fibra oca; (b) Módulo com fibras alinhadas na horizontal e; (c) Unidade a ser imersa contendo vários módulos (JUDD, 2006).	37
Figura 8: Membranas de mesma porosidade, mas com diferentes tamanhos de poros e permeabilidade (CZEKAJ, 2003)	38
Figura 9: Rejeição de proteínas em função do peso molecular em membrana de ultrafiltração (CZAKAJ, 2003).	41
Figura 10: (a) Filtração frontal e (b) filtração tangencial (STEPHENSON <i>et al</i> , 2000).	43
Figura 11: Dinâmica do fluxo para: (a) filtração frontal e (b) filtração tangencial sob pressão constante (JUDD, 2006).....	43
Figura 12: Distribuição de biorreatores à membrana no mercado europeu (FROST e SULLIVAN citado por JUDD, 2006).	45
Figura 13: Crescimento do número de BRM na Europa tratando esgoto doméstico e industrial (LESJEAN e HUISJES, 2008)..	46
Figura 14: Configurações de biorreatores à membrana: (a) recirculação externa; (b) membrana submersa (VIERO, 2006).	47
Figura 15: Taxa de aeração versus a permeabilidade em BRM (IVANOVIC e LEIKNES, 2008).....	50
Figura 16: Comportamento do EPS na suspensão biológica e na superfície da membrana.	52
Figura 17: Determinação do fluxo crítico por meio de imposição de fluxo e monitoramento da pressão (AMARAL, 2009). 54	

Figura 18: Colmatação das membranas em BRM: (a) bloqueio dos poros e (b) formação da torta (MENG <i>et al.</i> , 2009).	56
Figura 19: Efeito da polarização por concentração e <i>fouling</i> sobre o fluxo de permeado em função do tempo (NASCIMENTO, 2004).....	57
Figura 20: Fatores que influenciam no <i>fouling</i> em biorreatores à membrana (LE-CLECH <i>et al.</i> , 2006).	58
Figura 21: Representação esquemática do processo de retrolavagem em membranas de fibra oca (NÓBREGA, 2009).	60
Figura 22: Representação esquemática de um reator em batelada sequencial (THANS, 2008).	62
Figura 23: Ciclo operacional de um reator em batelada sequencial (THANS, 2008).	62
Figura 24: Junção das etapas de aeração, sedimentação e descarte do ciclo operacional de um RBS convencional em etapa única (aeração e filtração) em um BRMBS.....	64
Figura 25: Representação esquemática do ciclo operacional de um BRMBS com etapa anóxica.....	65
Figura 26: Representação esquemática da unidade experimental.	77
Figura 27: Módulo de membranas utilizado (Frontal e lateral)..	78
Figura 28: Módulo de membranas instalado sobre o difusor de ar	79
Figura 29: Biorreator à Membrana: Vista (A) frontal e (B) superior	80
Figura 30: Sequência operacional do BRMBS	83
Figura 31: Pontos amostrados na unidade piloto BRMBS.....	86
Figura 32: Variação da temperatura no licor misto ao longo dos dias de operação.....	95
Figura 33: Variação temporal do pH em amostras do licor misto referente ao final da fase anóxica e final da fase aeróbia.	97
Figura 34: Variação da alcalinidade em amostras do esgoto sintético, final da etapa anóxica, final da aeração e permeado ao longo dos dias de operação.	99
Figura 35: Variação dos valores de oxigênio dissolvido nas fases anóxica e aeróbia do ciclo operacional do reator.....	100
Figura 36: Evolução no teor de SST e SSV ao longo dos dias de operação.....	102
Figura 37: Turbidez referente a amostras da suspensão biológica e permeado e sua respectiva eficiência de remoção.	104
Figura 38: Suspensão biológica (a) e permeado (b).....	105
Figura 39: DQO _t afluente (esgoto sintético) e efluente (permeado) e respectiva eficiência de remoção ao longo dos dias de operação.	106

Figura 40: Comportamento da DQO após o aumento na carga orgânica volumétrica aplicada.....	107
Figura 41: DQO solúvel obtida ao final da etapa aeróbia e os respectivos valores de DQO total no permeado.....	109
Figura 42: Variação na relação A/M ao longo do tempo de operação do BRMBS. COV 1: 0,38 Kg.DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹ e COV 2: 0,76 kg.DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹	110
Figura 43: Concentração de N-NH ₄ ⁺ no afluente (esgoto sintético) e efluente (permeado) e respectiva eficiência de remoção ao longo dos dias de operação.....	112
Figura 44: Concentração de N-NH ₄ ⁺ no permeado em função da carga nitrogenada volumétrica (CNV) aplicada.....	113
Figura 45: Concentração de N-NH ₄ ⁺ em amostras do licor misto relativas ao final da alimentação, final da fase anóxica e final da fase aeróbia.....	115
Figura 46: Série temporal das concentrações de N-NO _x no afluente e efluente.....	115
Figura 47: Série temporal das concentrações de N-NH ₄ ⁺ e N-NO ₃ ⁻ em amostras do licor misto relativas ao início e final da etapa de aeração.....	116
Figura 48: Concentração de nitrato no permeado em função da CNV aplicada.....	117
Figura 49: Concentrações de nitrato no início e no final da fase anóxica.....	117
Figura 50: Nitrogênio total no permeado ao longo dos dias de operação.....	120
Figura 51: Perfil do OD e compostos nitrogenados no licor misto ao longo de um ciclo operacional do reator com CNV aplicada de 0,045 kgN-NH ₄ ⁺ .m ⁻³ .dia ⁻¹ referente ao 153º dia de operação.....	121
Figura 52: Perfil do OD e compostos nitrogenados de amostras do licor misto ao longo de um ciclo operacional do reator com CNV aplicada de 0,09 kgN-NH ₄ ⁺ .m ⁻³ .dia ⁻¹ referente ao 213º dia de operação.....	122
Figura 53: Variação temporal na concentração de P-PO ₄ ³⁻ em amostras do esgoto sintético (afluente) e permeado (efluente) e respectivas eficiências de remoção.....	123
Figura 54: Perfil do oxigênio dissolvido (OD) e variação nas concentrações de P-PO ₄ ³⁻ no licor misto ao longo de um ciclo operacional do reator referente ao 213º dia.....	125
Figura 55: Permeabilidade hidráulica do módulo de membranas.....	126

Figura 56: Determinação do fluxo crítico do módulo de membranas utilizado.....	127
Figura 57: Permeabilidade hidráulica (L_p) das membranas em filtração com água e suspensão biológica.....	128
Figura 58: Comportamento da PTM ao longo dos dias de operação.....	129
Figura 59: Comportamento da PTM em função do fluxo aplicado.....	130
Figura 60: Aspecto visual do módulo de membranas (a) após 30 dias de operação; (b) após a realização de limpeza química e (c) após 154 dias de operação.....	132
Figura 61: Comportamento da PTM frente à evolução no teor de SST da suspensão biológica.....	133
Figura 62: Comportamento da PTM ao longo da etapa de filtração com fluxo de $5,55 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ em regime contínuo.....	134
Figura 63: Comportamento da PTM ao longo de uma etapa de filtração com fluxo de $11,1 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ e em regime intermitente.....	135
Figura 64: Distribuição dos cinco procedimentos de limpeza química realizados ao longo dos dias de operação.....	136
Figura 65: Imagens frontais e laterais do módulo de membranas obtidas antes da realização do procedimento de limpeza: (a) 1º limpeza, (b) 2º limpeza, (c) 3º limpeza, (d) 4º limpeza e (e) 5º limpeza.....	138
Figura 66: Biomassa aderida às fibras do módulo de membranas: (a) biomassa fixada nas fibras; (b) biofilme extraído da superfície das fibras e (c) imagem do biofilme obtida em lupa, onde se observa o seu aspecto gelatinoso.....	140
Figura 67: Recuperação da permeabilidade das membranas durante o quinto procedimento de limpeza química.....	141
Figura 68: Resistências do Processo de filtração entre as limpezas químicas.....	142
Figura 69: Distribuição percentual dos valores de resistências (R_{torta} , R_{interna} e R_{membrana}) encontrados durante a realização das limpezas química das membranas.....	143
Figura 70: Distribuição percentual do tamanho das partículas da suspensão biológica.....	145
Figura 71: Microrganismos observados através de microscopia óptica em amostras da suspensão biológica do BRMBS: A – Epistylis sp (aumento de 100 vezes); B – Vorticella sp; C – Arcella sp (aumento de 400 vezes) ; D – Linotollus sp (aumento de 400 vezes); E – Rotíferos (aumento de 100 vezes); F – não identificado.....	147

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Características gerais dos processos de filtração por membranas.....	34
Tabela 2- Distribuição dos custos operacionais e de capital em sistema de ultrafiltração.....	42
Tabela 3 - Diferenças entre reatores do Tipo BRM.	47
Tabela 4 - Comparação entre biorreatores com membrana submersa e de recirculação externa.....	49
Tabela 5 - Diferentes cenários de retrolavagens testados.....	60
Tabela 6 - Características do módulo de membranas(*).	78
Tabela 7 - Composição básica do esgoto sintético.....	81
Tabela 8 - Composição da solução de micronutrientes.....	81
Tabela 9 - Período de operação de cada etapa e estratégia utilizada	83
Tabela 10 - Tempo empregado em cada fase operacional do reator.	84
Tabela 11 – Condições operacionais aplicadas ao reator decorrentes das duas estratégias utilizadas.....	84
Tabela 12 - Regime de filtração para cada fluxo aplicado.....	85
Tabela 13 - Parâmetros analisados em diferentes pontos amostrados.....	86
Tabela 14 - Métodos analíticos e frequência das análises.....	90
Tabela 15 - Valores médios e desvio padrão dos parâmetros monitorados.....	94
Tabela 16 - Valores médios e desvio padrão do pH referente ao afluente e efluente e do final das fases anóxica e aeróbia.....	96
Tabela 17 - Valores médios e desvio padrão da alcalinidade referente ao afluente e efluente e do licor misto (final das fases anóxica e aeróbia).....	98
Tabela 18 - Resultados do monitoramento da DQOt em relação ao esgoto sintético (afluente) e permeado (efluente).....	105
Tabela 19 - Taxa de troca volumétrica (<i>VER</i>) e tempo de detenção hidráulica (TDH) em função do fluxo e vazão de permeação utilizados.....	107
Tabela 20 - Taxa de troca volumétrica empregada em BRMBS por diferentes autores.....	108
Tabela 21 - Resultados do monitoramento de N-NH ₄ ⁺ em relação ao esgoto sintético (afluente) e permeado (efluente).....	111
Tabela 22 - Resultados do monitoramento de N-NH ₄ ⁺ no licor misto em relação a amostras do final da alimentação, final da anoxia e final da aeração.....	114

Tabela 23 - Concentrações de N-NH_4^+ e N-NO_x^- no afluente e efluente.	119
Tabela 24 - Resultados do monitoramento de P-PO_4^{3-} em relação ao esgoto sintético (afluente) e permeado (efluente)......	123
Tabela 25 - Fluxo de permeação e regime de filtração empregados ao longo da pesquisa.	130
Tabela 26 - Limpeza química das membranas e parâmetros associados.	137
Tabela 27 - Valores das resistências encontradas em cada limpeza química.	141

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	25
1.1 OBJETIVOS	27
1.1.1 Objetivo geral.....	27
1.1.2 Objetivos específicos	27
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	29
3.1 MEMBRANAS FILTRANTES	29
3.1.2 Porosidade e permeabilidade das membranas	37
3.1.3 Membranas de ultrafiltração	39
3.1.4 Tipos de filtração	42
3.2 BIORREATORES À MEMBRANA (BRM).....	43
Na sequência do texto, o termo BRM estará associado a sua operação com membranas submersa.	49
3.2.3 Aspectos Operacionais em BRM	49
3.3 REATOR EM BATELADA SEQÜENCIAL	61
3.3.2 BRM em batelada sequencial (BRMBS)	63
3.4 TRANSFORMAÇÕES BIOQUÍMICAS DA MATÉRIA NITROGENADA.....	69
3.4.1 Nitrificação	70
3.4.2 Desnitrificação	71
3.5 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE FÓSFORO.....	73
4. MATERIAIS E MÉTODOS	77
4.1 MATERIAIS	77
4.1.1 Unidade Piloto	77
4.1.2 Inóculo e Substrato	80
4.2.1 Permeabilidade Hidráulica e Determinação do Fluxo Crítico	82
4.2.2 Operação do reator	82
4.2.3 Monitoramento do reator	85

4.2.4 Limpeza das Membranas	87
4.2.5 Cálculo experimental das resistências	88
4.3 METODOS ANALÍTICOS	89
4.3.1 Análises físico-químicas	89
4.3.2 Microscopia óptica da suspensão biológica.....	91
4.3.3 Granulometria por difração a laser	91
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	93
5.1 APRESENTAÇÃO	93
5.2 CARACTERIZAÇÃO DO AFLUENTE E EFLUENTE	93
5.2.1 Resultados dos Parâmetros Físico-Químicos.....	94
5.3 PARÂMETROS OPERACIONAIS RELATIVOS À MEMBRANA.....	126
5.3.1 Determinação da permeabilidade hidráulica e fluxo crítico	126
5.3.2 Pressão Transmembrana (PTM)	128
5.3.3 Limpeza das membranas.....	136
5.3.4 Resistências durante o processo de filtração.....	141
5.3.5 Granulometria da suspensão biológica	144
5.4 MICROSCOPIA DA SUSPENSÃO BIOLÓGICA.....	145
6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	149
6.1 CONCLUSÕES	149
6.2 RECOMENDAÇÕES	151
7 REFERÊNCIAS.....	153

1. INTRODUÇÃO

No princípio, o intuito fundamental dos pesquisadores atuando na área de saneamento era desenvolver tecnologias e processos capazes de reduzir, de maneira eficiente, a elevada carga orgânica comumente presente nos esgotos urbanos. Todavia, com a melhor compreensão da dinâmica dos ecossistemas aquáticos, que são os receptores comuns ao lançamento de despejos, percebe-se que apenas esta medida não é mais suficiente para manter o equilíbrio natural nesses ambientes. Verifica-se então a necessidade de se desenvolverem novas tecnologias de tratamento que, além de remover a fração orgânica dos esgotos, sejam capazes de realizar também a remoção de nutrientes, especialmente nitrogênio e fósforo (RANDALL, 2004; CALLADO E FORESTI, 2002).

No ecossistema aquático, o aporte de nutrientes (N e P) é atribuído principalmente aos despejos domésticos, despejos industriais, águas de drenagem urbana e fertilizantes. Essa elevada carga de nutrientes que desemboca diariamente nos corpos receptores contribui diretamente para a sua eutrofização, levando a problemas de odor, turbidez e baixo nível de oxigênio dissolvido, que pode muitas vezes causar a mortandade da biota aquática. A presença de amônia livre em concentrações elevadas também pode impactar negativamente sobre a vida aquática, da mesma maneira que a presença de nitritos e nitratos, que constitui um problema de saúde pública, por estarem relacionados a doenças como a methemoglobinemia infantil e alguns tipos de câncer, quando em elevadas concentrações (*Nitrogen Control-EPA*, 1993; Von Sperling, 2005). Percebe-se então que o incremento nas concentrações de compostos nitrogenados na água, oriundos de atividades antrópicas, tem contribuído para o desequilíbrio desses ambientes, levando a uma série de problemas não só de ordem ambiental, mas também de ordem social e econômica.

Nesse contexto, observa-se uma legislação ambiental cada vez menos permissiva. No Brasil, a Resolução CONAMA 357/2005, que dispõe sobre os padrões de lançamento de efluentes, estabelece como limite o valor de 20 mg.L^{-1} de nitrogênio amoniacal para lançamento em corpos d'água. Já a Comunidade Européia (*Commission Directive*, 1998), por exemplo, estabelece como limite de lançamento valores entre 10 a 15 mg.L^{-1} referente ao nitrogênio total (amônia, nitrito, nitrato e nitrogênio orgânico), o que torna necessário a utilização de sistemas bastante eficientes quanto a remoção destes compostos.

Entre as alternativas conhecidas para o tratamento de esgotos, os biorreatores à membrana (BRM) apresentam-se como uma das mais recentes e promissoras tecnologias, associando o processo de filtração por membranas ao tratamento biológico de águas residuárias (GANDER, JEFFERSON E JUDD, 2000). Recentemente, a utilização dos BRM visando à remoção biológica de nitrogênio dos esgotos tem sido amplamente praticada (Kim *et al.*, 2008).

Pesquisas recentes (ZHANG *et al.* 2006; VARGAS *et al.* 2008; DONG E JIANG, 2009 e YANG *et al.* 2010) têm demonstrado que a operação dos BRM em batelada seqüencial (BRMBS) resulta em elevada remoção de compostos nitrogenados, gerando um efluente passível de atender a restritivos padrões de lançamento.

Nos BRMBS, a nitrificação e a desnitrificação são potencializadas e, como resultado, elevada remoção de nitrogênio total é alcançada. Isso se deve, de acordo com Kim *et al.* (2007), ao controle dos períodos de aeração e não-aeração ao longo do tempo, que confere a este sistema momentos de aerobiose, em que ocorre a nitrificação e a oxidação da matéria carbonácea e momentos de anoxia, em que se verifica a desnitrificação do esgoto. Dessa forma, a oxidação e posterior redução dos compostos nitrogenados é conduzida pela alternância das fases operacionais do reator. A presença do módulo de membranas nesse sistema elimina a necessidade das etapas de sedimentação e decantação, comumente observadas em reatores em batelada convencionais, e possibilita ainda a retirada do efluente tratado simultaneamente a etapa de aeração, encurtando assim o tempo de ciclo do reator (Kang *et al.*, 2003; McAdam *et al.*, 2005; Scheumann e Kraume, 2009).

Vale salientar que existem outras configurações de reatores biológicos destinados a remoção de nitrogênio dos esgotos via nitrificação-desnitrificação, como é o caso do processo Bardenpho de quatro estágios, por exemplo. No entanto, este sistema é considerado de difícil operação, demanda maior área de implantação e um maior número de reatores e ainda apresenta a desvantagem de gerar um efluente final de qualidade inferior ao obtido nos BRMBS.

Uma das grandes desvantagens da tecnologia de membranas, apresentada na literatura especializada, está relacionada ao custo dessas unidades (CAMPELLO, 2009). No entanto, Graeme (2008) salienta que o custo do equipamento e os gastos com energia em biorreatores à membrana são, de fato, superiores ao tratamento convencional, mas a soma total dos custos pode tornar este tipo de reator competitivo, devido à menor área da unidade de tratamento e o menor custo de instalação.

Ainda, a crescente competição entre as empresas fabricantes de membranas e o estudo cada vez mais intenso destes biorreatores criam uma expectativa de redução destes custos para os próximos anos, que já vem sendo observado desde 1990 (CHURCHHOUSE e WILDGOOSE, 1999; LESJEAN e HUISJES, 2008). No Brasil, a tecnologia é considerada ainda emergente, com poucos trabalhos de pesquisa na área e raras aplicações em escala real.

Considerando o que foi exposto, verifica-se a importância em se desenvolver pesquisas a respeito de tecnologias alternativas aos atuais processos de tratamento de esgotos que sejam capazes de otimizar a remoção de compostos nitrogenados, assim como da matéria carbonácea e outros parâmetros de qualidade, gerando um efluente final com mínimo residual de poluentes, passível de atender a restritivos padrões de emissão. Dessa maneira, o presente trabalho tem por objetivo avaliar o desempenho de um biorreator à membrana em batelada seqüencial no tratamento de esgoto sintético visando a desnitrificação. O trabalho insere-se na linha de pesquisa que vem sendo desenvolvida junto ao Laboratório de Reuso de Águas – LaRA (ANDRADE, 2001; PELEGRIN, 2004; PROVENZI, 2005; MAESTRI, 2007; CAMPELLO, 2009) na busca de soluções eficazes que permitam o tratamento de efluentes por meio de tecnologias inovadoras, adicionando neste caso a remoção de nitrogênio em reator em batelada.

1.1 OBJETIVOS

1.1.1 Objetivo geral

Avaliar o desempenho de um biorreator à membrana operado em regime de batelada seqüencial (BRMBS) no tratamento de esgoto visando a remoção de nitrogênio total.

1.1.2 Objetivos específicos

- ✓ Verificar a ocorrência do processo de nitrificação-desnitrificação no BRMBS sob a aplicação de diferentes cargas nitrogenadas;

- ✓ Avaliar o desempenho do reator na remoção de matéria carbonácea e de nutrientes (nitrogênio e fósforo);
- ✓ Avaliar o comportamento da pressão transmembrana em função do fluxo de filtração empregado.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 MEMBRANAS FILTRANTES

Conceitualmente, uma membrana pode ser definida como uma barreira que separa duas fases e que seletivamente transfere massa entre essas fases (TEIXEIRA, 2001). Na prática, as membranas têm sido utilizadas para rejeitar um componente de uma mistura e permitir a passagem de outros que apresentem propriedades físicas e/ou químicas semelhantes a da membrana (MULDER, 2003). Uma membrana semipermeável é, portanto, uma barreira que permite certas transferências de massa entre dois meios que ela separa (LAPOLLI, 1998).

O princípio do processo de separação por membranas (PSM) consiste em forçar a passagem da solução mistura através de uma membrana semi-permeável, que separa a vazão de alimentação em duas linhas distintas, denominadas permeado e concentrado. De acordo com Vidal (2006), permeado é a parcela que passa através da membrana, enquanto que o concentrado refere-se à parcela que fica enriquecida com solutos, ou sólidos retidos pela membrana, conforme ilustra a Figura 1.

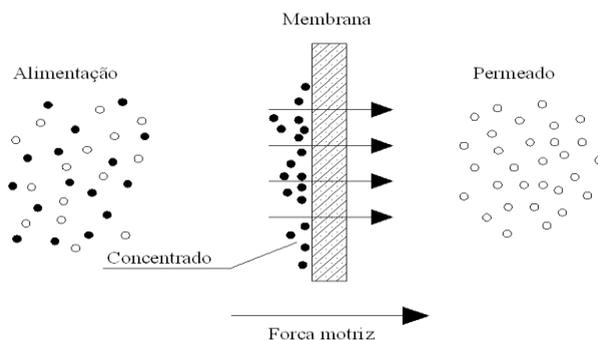


Figura 1: Representação esquemática do processo de separação por membranas (Adaptado de REIF, 2006).

Tem-se observado nos últimos anos um desenvolvimento bastante acelerado da tecnologia envolvida no processo de separação por membranas. Isto se deve, em grande parte, as vantagens associadas à utilização desse processo quando comparado aos métodos convencionais utilizados nas indústrias para separar/purificar soluções complexas.

Amaral (2009) comenta que através desse processo não é necessário a mudança de fase para efetuar a separação, contribuindo assim para a economia de energia.

A tecnologia de membranas filtrantes apresenta inúmeras aplicações em diferentes áreas, com destaque para as indústrias alimentícias, farmacêuticas e de biopurificação (BERGAMASCO *et al.*, 1997). Recentemente, tem-se observado grande disseminação dessa tecnologia também no setor de saneamento. A associação das membranas filtrantes aos processos convencionais de tratamento de esgoto doméstico e de efluentes industriais tem-se mostrado uma alternativa bastante promissora, haja vista a boa qualidade do efluente produzido (PELEGRIN, 2004; PROVENZI, 2005).

A produção e utilização de membranas sintéticas vêm sendo realizado a décadas. No entanto, foi a partir dos últimos 50 anos que estas membranas ganharam maior importância como processo de separação, sobretudo no setor industrial (REIF, 2006). Na área de saneamento, o grande avanço desta tecnologia deu-se a partir dos anos 90, quando foram lançadas no mercado membranas de separação de partículas (microfiltração e ultrafiltração), para produção de água potável em escala comercial (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001). Desde então, têm-se observado grande disseminação dessa tecnologia, sobretudo em países industrializados, acompanhada de uma queda acentuada no custo de aquisição dessas membranas (Figura 2).

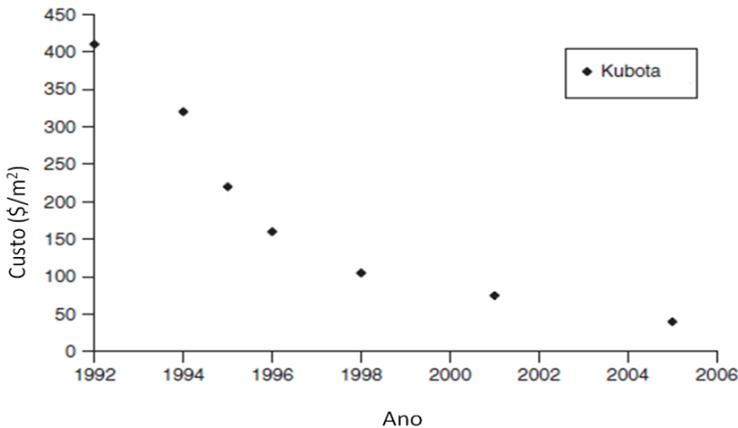


Figura 2: Redução nos custos de membranas de microfiltração da fabricante Kubota em função do tempo (dólares/m² de membrana) (JUDD, 2006).

Fane (1996) comenta que a inserção da tecnologia de membranas filtrantes em estações de tratamento de esgoto (ETE) torna o efluente produzido praticamente ausente de sólidos em suspensão e parcialmente desinfetado. Vidal (2006) cita como exemplo a incorporação da microfiltração no fluxograma da ETE de Sidney (Austrália), que resultou em grande melhoria na qualidade do efluente tratado, tornando-o adequado para atender padrões de lançamento extremamente restritivos, no que se refere à turbidez, SST, DQO, DBO, coliformes totais e fecais, cistos e oocistos de protozoários, atingindo inclusive, em algumas ocasiões, remoção satisfatória de vírus.

O mecanismo pelo qual a separação é realizada representa uma das propriedades de maior importância no processo de filtração por membranas. Neste sentido, as membranas podem ser categorizadas em densas e porosas (STEPHENSON *et al.* 2000). No primeiro caso, a membrana não apresenta poros em sua superfície e o transporte do permeado envolve etapas de dissolução (sorção das moléculas na superfície da membrana) difusão e posterior desorção dos componentes (Figura 3a). Este mecanismo de transporte ocorre em função do gradiente de concentração na interface da membrana com a solução a ser processada e se verifica principalmente em sistemas de osmose inversa, em que é possível até mesmo a separação de íons. Já as membranas porosas, como no caso da micro e da ultrafiltração, o mecanismo de transporte é fundamentalmente convectivo, e a separação se dá em função do tamanho das partículas em solução e dos poros da membrana (Figura 3b). Dessa forma, se a partícula for maior que o tamanho de poro da membrana, ela será retida, e, se esta for menor que os poros da mesma, será filtrada. Em geral, o fluxo em processos convectivos é conhecidamente mais alto se comparado aos obtidos em processos difusivos (BAKER, 2004; VIANA, 2004; BASSETI, 2002, CZEKAJ, 2003).

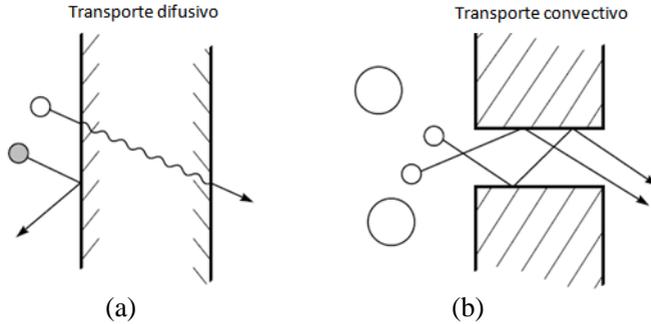


Figura 3: Mecanismo de transporte em membrana densa (a) e membrana porosa (b) (BAKER, 2004)

Morfológicamente, as membranas podem ser classificadas em assimétricas ou isotrópicas. As assimétricas, que possuem diferentes características morfológicas ao longo de sua espessura, vêm sendo mais utilizadas e são compostas por uma camada superior bastante fina (“pele”) suportada por uma estrutura porosa e mais grossa, responsável pela estabilidade mecânica do conjunto. A “pele”, neste caso, define a resistência e a seletividade da membrana durante o processo de filtração. Já as membranas isotrópicas, ou simétricas, são caracterizadas pela presença de poros com tamanhos regulares, quase cilíndricos e que atravessam toda a espessura da membrana. Estas membranas, também conhecidas como de primeira geração, são pouco utilizadas hoje em decorrência de sua baixa produtividade em termos de permeado (VIANA, 2004; VIDAL, 2006). Tanto as membranas densas como as porosas podem ser isotrópicas ou assimétricas, ou seja, podem ou não apresentar as mesmas características morfológicas ao longo de sua estrutura, conforme pode ser observado na Figura 4 (PROVENZI, 2005).



Figura 4: Características morfológicas de diferentes membranas ao longo de sua estrutura (NÓBREGA, 2010)

Em princípio, qualquer material que permita a síntese de filmes com porosidade controlada pode ser utilizado para a fabricação de membranas (SCHNEIDER e TSUTIYA, 2001). Dois são os tipos de matérias usualmente aplicados na confecção das membranas: os materiais poliméricos (orgânicos) ou os cerâmicos (inorgânicos). Observa-se no atual mercado de saneamento o predomínio das membranas fabricadas a partir de polímeros orgânicos, por serem estas de custos mais acessíveis (VIDAL, 2006). Por outro lado, as membranas inorgânicas apresentam maior vida útil e permitem limpezas mais eficientes em relação às orgânicas (PROVENZI, 2005). Membranas constituídas a partir de material metálico também existem, mas estas tem aplicações específicas que não dizem respeito a tecnologia de biorreatores à membrana (JUDD, 2006). De maneira geral, todos os polímeros podem ser utilizados para a confecção de membranas sintéticas, porém na prática o que se observa é o predomínio de determinados compostos devido as suas melhores propriedades físicas e químicas (MULDER, 2003). Basseti (2002) destaca o polifluoreto de vinilideno (PVDF), a polietersulfona (PES), a poliamida (PA) e o triacetato de celulose (TAC) como os principais materiais utilizados para este fim.

De acordo com Metcalf e Eddy (2003), os processos de filtração por membranas mais utilizados são: microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e a osmose reversa. Estes distinguem-se entre si quanto à: tamanho dos poros; mecanismo de separação e natureza da força motriz utilizada durante a filtração. A Tabela 1 e a Figura 5 trazem as características gerais dos diferentes processos por membrana.

Tabela 1 - Características gerais dos processos de filtração por membranas.

Processo por Membrana	Força motriz aplicada	Mecanismo de Separação	Tamanho de poro (μm)	Material Retido
Microfiltração	Diferença de pressão hidrostática	Peneiramento	0,01 – 2,0	Cistos e oocistos de protozoários, algumas algas
Ultrafiltração	Diferença de pressão hidrostática	Peneiramento	0,005 – 0,2	Macromoléculas, colóides, vírus e bactérias
Nanofiltração	Diferença de pressão hidrostática	Peneiramento, difusão e exclusão	0,001 – 0,01	moléculas pequenas, dureza, bactérias, vírus
Osmose Reversa	Diferença de pressão hidrostática	Difusão e exclusão	0,0001-0,001	Íons, cor, dureza, praticamente toda a matéria orgânica

Fonte: Adaptado de METCALF & EDDY (2003).

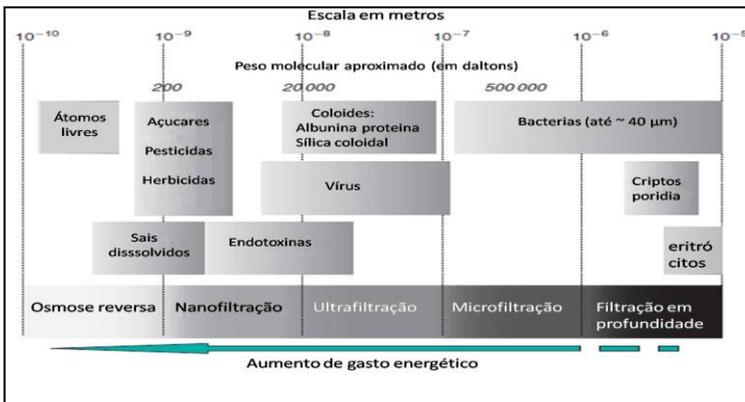


Figura 5: Materiais retidos em diferentes processos de filtração por membranas (JUDD, 2006)

3.1.1 Módulos de membrana

Para a utilização das membranas em processos de filtração em larga escala, como em indústrias ou em estações de tratamento de água e efluentes, estas unidades são agrupadas sob a forma de módulos compactos que contêm inúmeras membranas. O módulo é considerado, então, o elemento básico de um sistema de membranas, pois congrega todas as unidades necessárias para garantir a operação das membranas como unidade de separação.

Os principais módulos comercializados apresentam configurações de membrana em forma de placas, espiral, tubulares, fibra oca e discos rotatórios (SCHNEIDER e TSUTIYA, 2001). Será descrito o módulo com membranas do tipo fibra oca, que foi utilizado nesta pesquisa.

Os módulos que empregam membranas do tipo fibra oca são considerados os mais acessíveis economicamente por unidade de área de membrana e esquematicamente mais simples em relação às demais conformações (JUDD, 2006, BAKER, 2004). As membranas neste caso apresentam-se no formato cilíndrico, e o sentido do fluxo do permeado se dá, na maioria das vezes, de fora para dentro da fibra (Figura 6), sendo, no entanto, a operação inversa também utilizada por alguns fabricantes. O permeado é coletado geralmente em sua extremidade superior por meio da utilização de pressão negativa. As fibras podem estar alinhadas verticalmente ou horizontalmente em relação ao módulo, e em quantidade que varia de algumas centenas a dezenas de milhares (Figura 7) dependendo do fabricante (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001; VIERO, 2006; METCALF e EDDY, 2003)

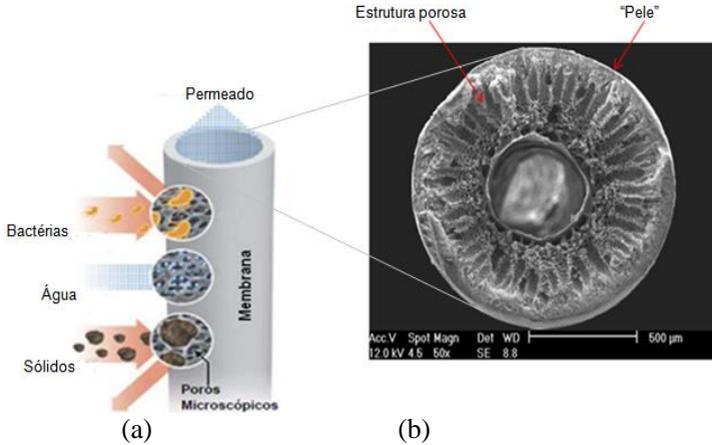


Figura 6: (a) Esquema operacional e seletividade de uma membrana de fibra oca. (b) Vista em corte em microscopia eletrônica de varredura de uma membrana de polieterimida tipo fibra oca de microfiltração. (MEMBRANE DIAGRAM, 2007 citado por SOUSA, 2008; CAMPELLO,2009)

Segundo Czekaj (2003) o desenvolvimento de membranas de fibra oca a partir de 1960 e sua posterior comercialização por grandes empresas como a Dow, Monsanto, DuPont entre outras, representa um dos eventos mais significativos na área tecnológica de membrana filtrantes. Este autor relata que uma das principais vantagens das membranas tipo fibra-oca reside na capacidade desta tecnologia em associar elevadas áreas de superfície filtrante em módulos bastante compactos. Para Wagner (2001) tal característica possibilita uma maior área de filtração em um pequeno espaço se comparado as outras conformações de módulos. Acredita-se que Yamamoto *et. al* (1989) foram os primeiros a utilizar membranas tipo fibra oca submersas em tanque aerado (CUI, CHANG e FANE, 2003).

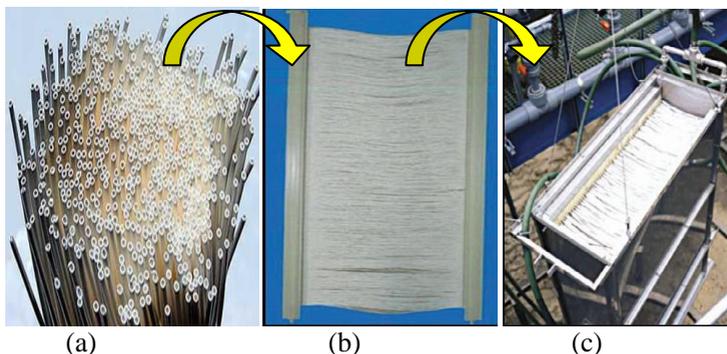


Figura 7: (a) Feixes de fibra oca; (b) Módulo com fibras alinhadas na horizontal e; (c) Unidade a ser imersa contendo vários módulos (JUDD, 2006).

O diâmetro interno das fibras podem variar de $25 \mu\text{m}$ a 2mm e dependendo deste, recebem classificações específicas. Fibras com diâmetro interno de 25 a $200 \mu\text{m}$ são usualmente chamadas de fibras ocas finas, sendo que o sentido da filtração ocorre de fora para dentro da membrana. Já as fibras com diâmetro de $200 \mu\text{m}$ a 2mm são conhecidas como fibras capilares, nas quais o sentido da filtração costuma ocorrer de dentro para fora da fibra (CZEKAJ, 2003).

3.1.2 Porosidade e permeabilidade das membranas

O conceito de porosidade não deve ser entendido como sendo o tamanho de poro, conforme atenta Petrus (1997), mas sim como uma relação entre a parte sólida e os poros da membrana, ou seja, a “quantidade de vazios” em sua estrutura (porosidade global). Este autor ressalta ainda que um aumento na porosidade superficial não implica necessariamente em redução nos níveis de retenção de macromoléculas, uma vez que este aumento pode ser devido ao maior número de poros e não a um aumento em seus diâmetros.

Segundo Campello (2009) a relação entre o tamanho dos poros e a porosidade é peculiar, pois quando se tem uma membrana com poucos poros de diâmetro grande e outra, ao contrario, com um numero maior de poros de diâmetro reduzido, ter-se-a uma diferença na permeabilidade entre elas, entretanto as suas porosidades podem manter-se iguais. A Figura 8 trás um exemplo no qual se tem três superfícies de membrana com tamanho de poros variável, mas com igual porosidade.

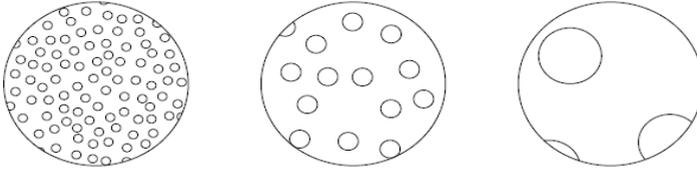


Figura 8: Membranas de mesma porosidade, mas com diferentes tamanhos de poros e permeabilidade (CZEKAJ, 2003)

A permeabilidade trata-se de um parâmetro de grande importância para caracterizar uma membrana, pois é através deste que se pode quantificar o material que permeia pela mesma. A permeação com água tem se mostrado bastante aplicável nesta avaliação, pois é um material inerte, e portanto, não compromete a membrana. Neste procedimento é possível também avaliar a porosidade superficial e da subcamada, bem como fornecer informações sobre o caráter hidrofóbico-hidrofílico da membrana (LAPOLLI, 1998; BASSETI, 2002)

Matematicamente a equação mais utilizada para a descrição de fluxos em capilares ou meios porosos, como no caso das membranas filtrantes, é aquela dada pela lei de Henry Darcy:

$$J = \frac{Q}{A_{memb}} = \frac{PTM}{\mu \cdot R_{total}}$$

Equação 1

Em que:

J = fluxo ($m^3/m^2 \cdot h$)

Q = vazão (m^3/h)

A_{memb} = área superficial da membrana (m^2)

PTM = Pressão Transmembrana (Pa)

μ = Viscosidade Dinâmica (Pa/s) do líquido

R_{total} = Resistência Total da membrana (m^{-1})

No caso de soluções macromoleculares, como de águas residuárias industriais e domésticas, o cálculo do fluxo que permeia através de membranas de micro e ultrafiltração deve contemplar outras resistências que atuam sobre o sistema. Desta forma a Equação 1 é desdobrada na seguinte forma:

$$J = \frac{PTM}{\mu \cdot (R_{interna} + R_{torta} + R_{membrana})}$$

Equação 2

$R_{interna}$ envolve a adsorção e bloqueamento de partículas no interior dos poros da membrana; R_{torta} corresponde à resistência à camada gel ou torta formada pelo depósito de partículas na superfície da membrana e, por fim, $R_{membrana}$ refere-se a resistência da própria membrana a permeação (MAESTRI, 2007).

O fluxo de permeado é geralmente expresso em $L.m^2.h^{-1}$. Basseti (2002) reporta que é desejável expressá-lo dessa forma, pois se permite que a permeabilidade de uma dada membrana seja comparada à permeabilidade de outras membranas que apresentem áreas distintas.

Sabendo-se que a permeabilidade da membrana está intrinsecamente relacionada ao tamanho dos poros, tem-se a categorização destas, em ordem decrescente de tamanho de poro, em membranas de microfiltração, ultrafiltração e nanofiltração (CAMPELLO, 2009; NEAL, 2006). Por ser o processo de ultrafiltração utilizado nesta pesquisa, maiores detalhes desta modalidade serão apresentados a seguir.

3.1.3 Membranas de ultrafiltração

A ultrafiltração é definida como um processo de separação por membranas situado entre a microfiltração e a nanofiltração (MULDER, 2003). Membranas de ultrafiltração são utilizadas quando se deseja purificar e fracionar soluções contendo macromoléculas, estando o tamanho médio de seus poros compreendidos entre 0,1 μm (limite da microfiltração) e 2 nm (limite da nanofiltração) (CZEKAJ, 2003). A ultrafiltração envolve mecanismos de separação bastante semelhantes ao que ocorre na microfiltração, sendo que em ambos os casos a retenção do soluto se dá por meio do tamanho de poros. No entanto, Mulder (2003) destaca que membranas de ultrafiltração apresentam estrutura assimétrica com uma superfície filtrante mais densa, que resulta em uma maior resistência hidrodinâmica e acaba requerendo assim uma maior pressão de trabalho para realizar a separação. Reif (2006) reporta que nesse processo geralmente são empregadas pressões de 1 a 6 bar e é

aplicável quando se deseja concentrar moléculas com peso molecular de 1000 a 500000 Da.

Os primeiros trabalhos com ultrafiltração datam da década de 1920, quando foram realizados ensaios de ultrafiltração em escala laboratorial com membranas produzidas a partir de nitro celulose. Apesar do sucesso obtido na época, foi apenas em 1969 que se lançou o primeiro sistema de ultrafiltração em escala industrial, desenvolvido pela empresa Abcor (agora uma divisão da Koch industrias) para tratamento de efluente da industria automobilística (BAKER, 2004). Ao longo dos anos, o processo de ultrafiltração se disseminou, encontrando diversas aplicações industriais, como o fracionamento ou concentração de alimentos, a produção de água para abastecimento, aplicações em indústrias farmacêuticas e biotecnológicas e em estações de tratamento de esgoto, substituindo o sedimentador secundário (JHONSSON e TRAGARDH, 1990). Nestas últimas, o processo de ultrafiltração é capaz de gerar um efluente de reduzida turbidez e ainda eliminar a necessidade de desinfecção química do efluente, já que os poros da membrana consegue barrar a passagem das bactérias e grande parte dos vírus.

A grande maioria das membranas de ultrafiltração comercializadas hoje são sintetizadas a partir de materiais poliméricos, tais como a polisulfona, poliamida, poliamidas alifáticas, poliacrilonitrila, PVDF e acetato de celulose (MULDER, 2003). Reif (2006) comenta que tais membranas são geralmente assimétricas e caracterizadas por uma fina camada de “pele”, onde é realizada a separação, e uma maior estrutura porosa, que confere ao sistema uma maior resistência física. A filtração neste caso é de superfície, ao contrário dos processos convencionais, nos quais a retenção de solutos se dá em toda a seção transversal da membrana, dificultando o transporte de solvente e a sua limpeza e recuperação (PETRUS, 1997).

O processo de ultrafiltração normalmente é avaliado pelo peso molecular de corte da membrana, que é geralmente definido como o peso molecular do soluto que tem coeficiente de rejeição de 90% (MEHTA e ZYDNEY, 2005). Este parâmetro pode ser identificado a partir de medidas de rejeição de solutos com diferentes massas molares, tais como o polietilenoglicol ou a dextrana, dando assim a curva de corte de uma membrana (Figura 9). No entanto, tem se verificado na literatura certa dificuldade na padronização desse teste, uma vez que diferentes fabricantes de membranas utilizam diferentes solutos com propriedades físicas distintas e em condições de trabalho não padronizadas. Disto pode resultar que para uma mesma membrana tenha-se diferentes curvas

Tabela 2- Distribuição dos custos operacionais e de capital em sistema de ultrafiltração.

Custos operacional	%
Substituição de membranas	30 – 50
Processo de limpeza	10 – 30
Energia	20 – 30
Mão-de-obra	15
Total	100
Custos de capital	
Bombas	30
Módulo de membranas	20
Suporte do módulo de membranas	10
Tubos, válvulas, etc	20
Controladores	20
Total	100

Fonte: Baker (2004)

Recentemente, diversas empresas têm desenvolvido membranas de ultrafiltração a partir de materiais cerâmicos. Embora sejam mais caras do que seus equivalentes poliméricos, as membranas cerâmicas se tornam interessantes em aplicações que requerem resistência a altas temperaturas ou em situações onde se faz necessária uma limpeza química mais agressiva da membrana.

3.1.4 Tipos de filtração

Os processos com membranas podem ocorrer de duas maneiras: por filtração frontal ou por filtração tangencial (Figura 10). Na primeira, também conhecida como filtração “*dead-end*”, a alimentação é forçada perpendicularmente em relação à superfície da membrana, que retém os sólidos e permite a passagem do permeado. Neste processo, geralmente ocorre um acúmulo de material próximo a superfície da membrana, ocasionando um aumento da resistência e queda do fluxo do permeado, levando à colmatação. Já na filtração tangencial, também denominada de *crossflow*, a alimentação é realizada paralelamente à superfície da membrana, sendo o permeado retirado no sentido transversal à mesma. Dessa forma, o próprio fluxo de alimentação opera como mecanismo de limpeza, carreando o excesso de partículas depositadas sobre a membrana (VIANA, 2004; PROVENZI, 2005).

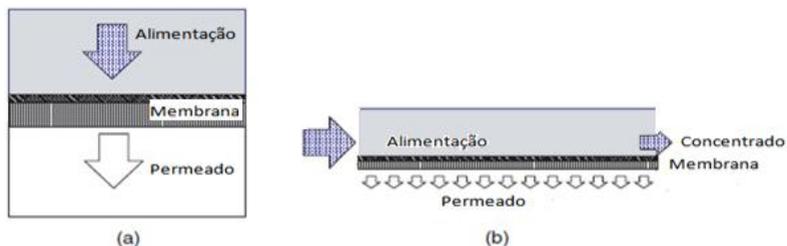


Figura 10: (a) Filtração frontal e (b) filtração tangencial (STEPHENSON *et al.*, 2000).

O processo de filtração de soluções complexas, como o esgoto, por exemplo, sempre leva a um aumento da resistência da membrana ao fluxo de permeado. No caso da filtração frontal, esta resistência aumenta de acordo com a espessura do biofilme aderido à membrana, que por sua vez aumenta conforme o fluxo de alimentação. Dessa maneira, é esperado que ocorra nesse tipo de filtração um rápido decréscimo na permeabilidade da membrana, exigindo a realização de limpezas mais freqüentes se comparado a filtração tangencial (Figura 11).

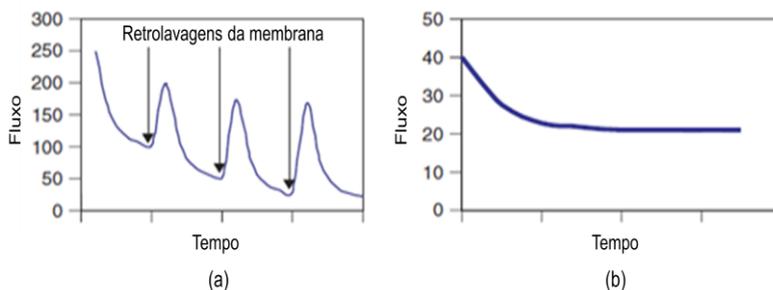


Figura 11: Dinâmica do fluxo para: (a) filtração frontal e (b) filtração tangencial sob pressão constante (JUDD, 2006).

3.2 BIORREADORES À MEMBRANA (BRM)

Os biorreatores a membranas (BRM) são usualmente caracterizados como um processo de tratamento de esgoto no qual se tem a junção da etapa biológica de degradação da matéria orgânica aos processos físicos de separação de fases por membranas.

Viana (2004) reporta que os BRM operam de forma semelhante ao processo de Lodos Ativados, sendo no entanto, o decantador

secundário substituído pelo módulo de membranas, normalmente de microfiltração ou ultrafiltração. Assim, a utilização das membranas tem por objetivo realizar a separação física de substâncias de diferentes propriedades (tamanho, forma, difusibilidade, etc.), retendo-as dentro do reator e impedindo assim que estas escapem com o efluente final (LAPOLLI, 1998). Essa concepção permite atingir altas concentrações de biomassa no reator biológico, intensificando o processo de degradação da matéria carbonácea e aumentando assim a eficiência do tratamento (SANTOS, MA e JUDD, 2011). Provenzi (2005) relata que pelo fato das membranas substituírem a etapa de sedimentação do processo de lodos ativados convencional, uma redução significativa da área ocupada pelo sistema de tratamento é alcançada. Chama a atenção desse sistema ainda a elevada remoção de microrganismos patogênicos, devido a barreira imposta pelas membranas a passagem de bactérias e até mesmo alguns vírus, como no caso da ultrafiltração.

Para Bem Aim e Semmens (2001) a substituição do decantador secundário pelas membranas permite ainda que todas as espécies de microrganismos tenham o mesmo tempo de residência no tanque de aeração, independente de sua capacidade de formar floco e sedimentar. Schneider e Tsutiya (2001) relatam que o longo tempo de residência do lodo no reator favorece a existência de microrganismos de crescimento lento e com funções especializadas, como as Nitrosomonas e as Nitrobacter, responsáveis pela nitrificação. Esses autores destacam ainda a baixa produção de lodo desses reatores, que tratando esgoto doméstico é cerca de 30 a 50% menor quem em sistemas convencionais. Para Gander, Jefferson e Judd (2000), outra característica inerente aos BRM é a formação de flocos biológicos menores, que, segundo esses autores, resultam em um maior transporte de nutrientes e oxigênio para o seu interior.

Os biorreatores à membrana tiveram a sua primeira aplicação no final da década de 60, quando combinou-se o uso do sistema de lodos ativados ao módulo de membranas com filtração externa, visando a melhoria na clarificação do efluente (LE-CLECH, CHEN e FANE, 2006). Desde então, os BRM tem evoluído e as pesquisas sobre essa tecnologia tem aumentado significativamente. Porém, Yang *et. al* (2006) ressaltam que foi só a partir da metade da década de 90, quando se lançou no mercado a tecnologia de biorreatores com membranas submersas, que a viabilidade dos BRM foi alavancada. Com isso, observou-se nos últimos 10 anos um interesse crescente pelos BRM tanto para o tratamento esgoto doméstico quanto para efluente industriais. Em levantamento realizado por Yang *et al.* (2006) revelou-

se que os biorreatores à membrana estão distribuídos pelo mundo inteiro, contabilizando mais de 2200 unidades em operação ou construção até o ano de 2006. Na Europa, esses reatores estão presente principalmente no Reino Unido, Alemanha, França, Itália, países baixos, Espanha e Portugal (Figura 12).

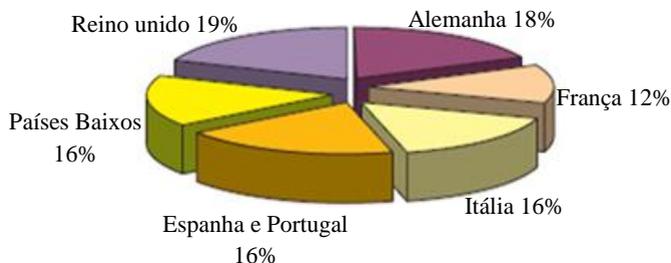


Figura 12: Distribuição de biorreatores à membrana no mercado europeu (FROST e SULLIVAN citado por JUDD, 2006).

Nesses países, os BRM encontram grandes aplicações no setor industrial, representando cerca de três quartos desse mercado. Conforme pode ser observado na Figura 13, o número de BRM empregados para o tratamento de esgoto doméstico passou a crescer a partir do ano de 1999, atingindo em 2005 um quarto do mercado Europeu e assumindo, a partir de então, forte projeção de crescimento para os anos seguintes (LESJEAN e HUISJES, 2008). Assim, percebe-se que o uso de biorreatores à membrana para o tratamento de esgotos já se consolida a nível mundial.

No Brasil, entretanto, esta tecnologia é considerada ainda emergente, com poucos trabalhos de pesquisa na área e raras aplicações em escala real. Acredita-se que o desenvolvimento de tecnologia nacional nesse seguimento possa viabilizar a inserção dos BRM em operações industriais ou em ETEs municipais, uma vez que os custos para importação das membranas encarecem e desestimulam a sua aplicação.

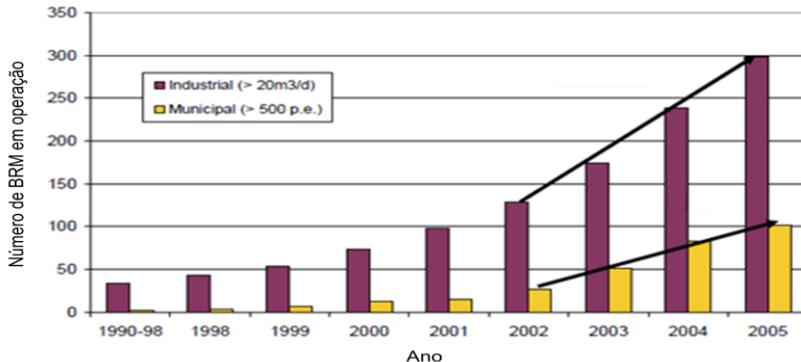


Figura 13: Crescimento do número de BRM na Europa tratando esgoto doméstico e industrial (LESJEAN e HUISJES, 2008).

Metcalf & Eddy (2003) apontam como as principais vantagens dos Biorreatores à Membrana, no tratamento de esgoto sanitário as seguintes:

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

Judd (2006) salienta que, embora o mercado de BRM esteja em grande expansão, a queda no desempenho da membrana, devido ao processo de colmatção dessas unidades (deposição de sólidos sobre a membrana), é o maior obstáculo para difundir a aplicação dessa tecnologia, sendo necessário a continuidade do desenvolvimento de pesquisas para melhor compreender o comportamento das membranas e minimizar tal efeito. Metcalf & Eddy (2003) indicam como outras desvantagens da utilização de BRM:

- ✓ Custo inicial alto;
- ✓ Vida útil limitada das membranas (3 a 5 anos);
- ✓ Alto consumo de energia;
- ✓ Necessidade de controle da colmatação das membranas

Os BRM podem ser operados em duas configurações básicas, conforme ilustra a Figura 6. Na primeira, Figura 14a, denominada biorreator de recirculação, o módulo de membrana está instalado fora do tanque aerado. Na segunda, por sua vez, Figura 14b, denominada biorreator integrado, o módulo ou feixe de membranas opera imerso no tanque de aeração.

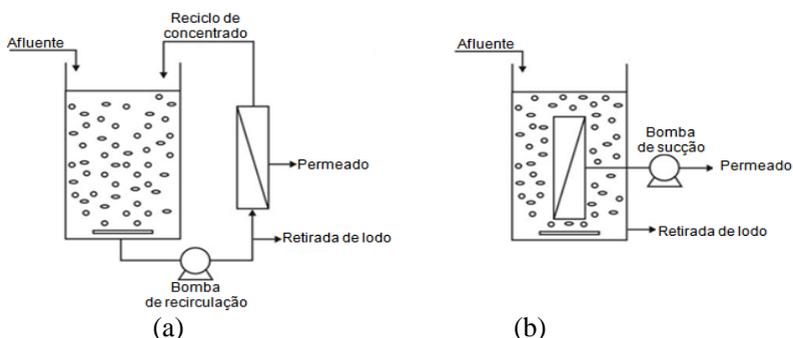


Figura 14: Configurações de biorreatores à membrana: (a) recirculação externa; (b) membrana submersa (VIERO, 2006).

As principais diferenças entre essas duas modalidades de biorreator à membrana estão expostas na Tabela 3.

Tabela 3 - Diferenças entre reatores do Tipo BRM.

BRM com membrana externa	BRM com membrana submersa
Baixos custos com aeração	Elevados custos com aeração
Elevados custos com bombeamento	Menor custo energético com bombeamento
Fluxo alto (menor área requerida)	Fluxo baixo (maior área requerida)
Baixos custos de capital	Elevado custo de capital
Limpezas frequentes	Limpezas menos frequentes
Maior controle hidrodinâmico	Baixo custo de operação

Fonte: TILL e MALIA (2001).

Os BRM com módulo de membrana externa apresentam maior flexibilidade operacional e permitem a aplicação de maiores fluxos em relação ao módulo submerso (MAESTRI, 2007). Nesta modalidade o efluente do tanque de aeração é bombeado em membranas usualmente tubulares, acopladas externamente ao reator, sendo os sólidos retidos pelas membranas devolvidos ao tanque aerado por bombeamento (METCALF & EDDY, 2003).

Vidal (2006) relata que os BRM com circulação externa são caracterizados por altas concentrações de biomassa floculada e são operados por filtração pressurizada. Segundo este autor, para que haja minimização da colmatação das membranas é necessário que os esgotos sejam bombeados através dos módulos com altas velocidades tangenciais, em geral acima de 1,5 m/s, o que confere a estes reatores elevados gastos energéticos. Em decorrência, Schneider e Tsuitya (2001) destacam que a aplicação dos BRM com membrana externa ainda se restringe a pequenas e médias instalações, sobretudo em ocasiões em que o reúso de águas é economicamente interessante, o que leva alguns autores a afirmarem que a sua substituição por membranas de sucção, instaladas no interior do reator, é uma questão de tempo.

Em BRM operando com membranas submersas, o permeado é recolhido por ação de pressão negativa, enquanto os sólidos são retidos dentro do reator, dispensando assim a necessidade de recirculação externa. Sob os módulos de membranas são instalados difusores de ar, que promovem a limpeza contínua destas e fornecem oxigênio para o processo biológico (VIERO, 2006)

A viabilização em nível comercial da operação de BRM com membranas submersas, de acordo com Judd (2005), só foi possível a partir da década de 1990. Isto se deve, segundo este autor, às limitações impostas pelo processo de colmatação observado sobre o módulo de membrana. Com o melhor entendimento desse mecanismo, o seu desenvolvimento comercial foi alavancado, e empresas como a Canadense Zenon e a Japonesa Kubota tornaram-se pioneiras nesse mercado.

Campello (2009) relata que os BRM que empregam membranas submersas são considerados mais vantajosos em relação à configuração com módulo de membrana externo, no que se refere ao fluxo, pois é possível mantê-lo estável por longos períodos de tempo sem que haja a necessidade de paradas para limpeza das membranas. Isto se deve, de acordo com o autor, ao fato da pressão transmembrana aplicada ser pequena, fazendo com que o fluxo de permeado dificilmente alcance o

seu nível crítico. A Tabela 4 traz uma comparação entre biorreatores à membrana submersa e externa, ambos fabricados pela Zenon.

Tabela 4 - Comparação entre biorreatores com membrana submersa e de recirculação externa.

Características	Unidades	Biorreator à membrana submersa	Biorreator à membrana com recirculação
Modelo	---	Zeewed ZW	PermaFlow Z –
		– 500	8
Área superficial	m ²	46	2
Fluxo	L/m ² .h	20 a 50	50 – 100
Pressão aplicada	kPa	20 a 50	400
Velocidade	m/s	---	3 a 5
Vazão de ar	Nm ³ /h	40	---
Energia consumida	kWh/m ³	0,3 a 0,6	4 a 12

Fonte: Vidal (2006)

Na sequência do texto, o termo BRM estará associado a sua operação com membranas submersa.

3.2.3 Aspectos Operacionais em BRM

3.2.3.1 Aeração

O sistema de aeração em BRM tem como objetivo principal o fornecimento de oxigênio aos microrganismos, mas também desempenha papel essencial na minimização do processo de colmatção das membranas.

A turbulência gerada pelas bolhas de ar na massa líquida é capaz de promover tensões de cisalhamento na superfície das membranas, que atua como mecanismo limitante à deposição de partículas sobre as mesmas. Por este motivo, é usual em BRM com membranas submersas a promoção de elevadas taxas de aeração, que resulta na remoção parcial ou mesmo total da torta (VIERO, 2006; CUI, CHANG e FANE, 2003). Silva (2009) comenta que, de maneira geral, quanto maior for a intensidade da aeração, maior será a turbulência promovida, e maior será a eficiência desse processo. Já Ueda *et al* (1997) reportam que o

fluxo de permeado aumenta linearmente com a taxa de aeração até um valor limite, acima do qual não mais se verifica melhoria na permeabilidade da membrana. Conforme pode ser observado na Figura 15, parece realmente existir uma tendência geral no aumento da permeabilidade com a aplicação de maiores taxas de aeração. Contudo, a relação entre a taxa de aeração e a permeabilidade ainda não está muito bem esclarecida, necessitando muitas vezes se basear em experiências de trabalhos anteriores e nas recomendações dadas pelos fornecedores de membranas (IVANOVIC e LEIKNES, 2008).

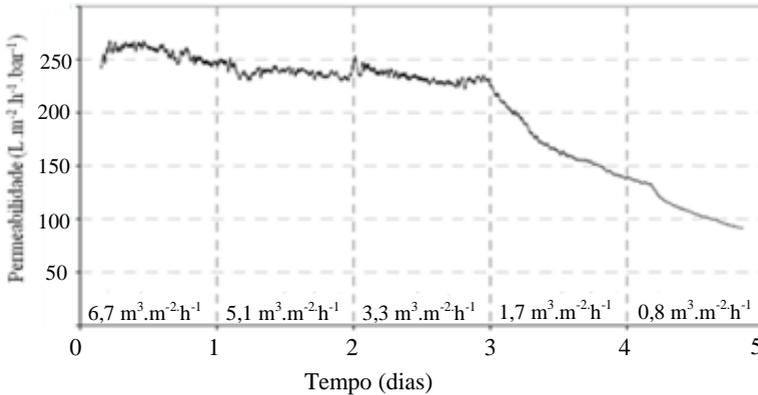


Figura 15: Taxa de aeração versus a permeabilidade em BRM (IVANOVIC e LEIKNES, 2008).

Sabe-se, no entanto, que o excesso de aeração também pode trazer prejuízos ao sistema, como danificar a estrutura dos flocos biológicos e liberar na massa líquida substâncias poliméricas extracelulares (EPS), relatada como uma das principais causas do processo de colmatção. Além disso, os gastos energéticos com aeração excessiva podem tornar a operação de BRM em escala real bastante onerosa, devendo, portanto, ser procedida uma análise mais criteriosa quanto à intensidade da aeração necessária.

Ratkovich (2009) relata que o tamanho das bolhas geradas pelos aeradores também devem ser consideradas importantes, e não apenas o fluxo de ar aplicado. O autor cita que para um mesmo fluxo de ar, a utilização de bolhas de menor diâmetro resultam em uma taxa de colmatção ligeiramente inferior. De acordo com Cui, Chang e Fane (2003), bolhas com diâmetro entre 2 e 5 mm em formato elipsoidal são as mais indicadas para BRM, pois estas ascendem mais rapidamente,

arrastando mais partículas consigo, além de resultar em uma melhor oxigenação da suspensão biológica.

3.2.3.1 Sólidos Suspensos

Usualmente, o teor de sólidos suspensos em BRM situa-se entre 8.000 e 15.000 mg.L⁻¹ tratando esgoto doméstico, podendo chegar a 40.000 mg.L⁻¹ para determinados efluentes industriais (STEPHENSON *et al.* 2000). Melin *et al.* (2006) reportam que tais concentrações permitem alcançar maiores eficiências de tratamento, se comparado ao sistema de lodos ativados convencional.

Por outro lado, Viero (2006) ressalta que a presença destes sólidos pode estar associado às incrustações verificadas sobre as membranas. Nesse sentido, é esperado que, com o aumento da concentração de sólidos no reator, uma diminuição do fluxo de permeação ocorra em decorrência do acúmulo de partículas sobre a membrana (MAESTRI, 2007).

O trabalho de Rosemberger & kraume (2002) revelou que tal relação não é via de regra sempre direta. Os autores não observaram impacto significativo no fluxo de permeado com concentrações de SST variando entre 2.000 e 24.000 mg.L⁻¹ em BRM tratando esgoto doméstico. Lubbecke, Vogelpohl e Dewjanin (1995) também não encontraram relações diretas entre esses parâmetros, exceto para concentrações de biomassa acima de 30 g.L⁻¹, no qual o fluxo de permeado decaiu com o aumento do teor de sólidos. Os autores sugerem que esta perda de fluxo pode estar relacionada ao aumento da viscosidade da suspensão biológica, uma vez que acima deste valor crítico a viscosidade aumentou de maneira exponencial. Assim, se outras características da biomassa não forem contabilizadas, o aumento no teor de sólidos parece não ter efeitos sobre o fluxo de permeado, especialmente no caso de BRM com membranas submersa (CHANG e KIM, 2005). Na verdade os estudos mais recentes tendem a apontar as substâncias poliméricas extracelulares (EPS), ao invés dos SST, como sendo os indicadores primários a propensão ao *fouling* (colmatação das membranas).

De modo geral, os EPS consistem de uma mistura complexa de proteínas, carboidratos, polissacarídeos, DNA, lipídeos e substâncias húmicas que são constituintes da matriz de flocos e de biofilmes (VIERO, 2006). Estes são associados à formação do *fouling* devido a

sua natureza agregativa e podem estar associados às células ou dissolvidos na suspensão biológica (Figura 16).

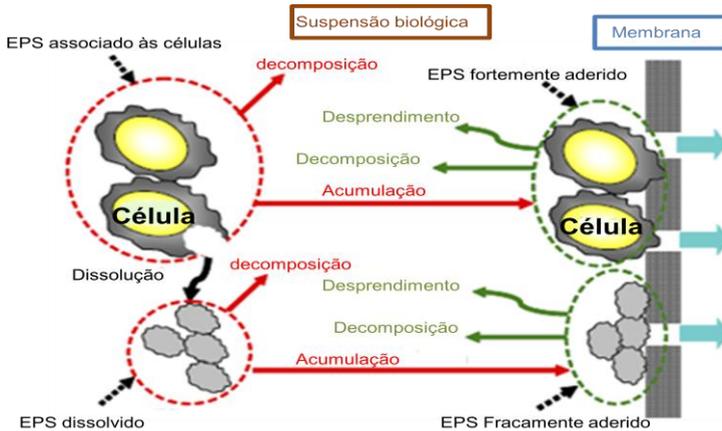


Figura 16: Comportamento do EPS na suspensão biológica e na superfície da membrana (NAGAOKA e AKOH, 2008).

Ambos os tipos de EPS podem acumular-se na superfície da membrana, porém os EPS associados às células fixam-se de maneira mais severa se comparado aos dissolvidos. Estes constituintes aderidos nas membranas sofrem continuamente processo de decomposição, transformando-se em moléculas de baixo peso molecular, como o dióxido de carbono, desprendendo-se da membrana e assim diminuindo a resistência ao fluxo de permeado (NAGAOKA e AKOH, 2008).

Quanto ao tempo de residência da biomassa no reator é bastante usual encontrar estudos nos quais a idade do lodo utilizada é infinita, ou seja, não se realiza a remoção de lodo e o teor de sólidos aumenta até que seja atingida a estabilidade perante as condições do processo. Embora a produção de lodo em BRM possa ser eliminada por completo, por meio da aplicação de baixa carga orgânica (SCHNEIDER e TSUTIYA, 2001), faz-se necessário, no entanto, a realização de purgas para remoção de pequenas quantidades da suspensão biológica devido ao acúmulo de substâncias inorgânicas no reator, que podem atingir níveis tóxicos aos microrganismos (SILVA, 2009).

3.2.3.2 Pressão Transmembrana (PTM)

Viana (2004) define pressão transmembrana (PTM) como sendo aquela obtida pela diferença da pressão negativa no interior da membrana (lado do permeado) gerada através bomba, pela pressão de coluna d'água sobre o módulo. A PTM pode ser dada em tor, bar, psi, kgf.cm^{-2} e Pascal (Pa), entre outras, sendo as unidades mais utilizadas, no entanto, o bar e o Pascal (CAMPELLO, 2009).

Gunder & Krauth (1998) relatam que quanto maior for a PTM aplicada, maior será o fluxo de permeado obtido, porém, em contrapartida, mais acelerada será a deposição de sólidos sobre as membranas. Dessa forma, a aplicação de pressões menores tendem a manter a filtração mais estável ao longo do tempo, sem grandes perdas de fluxo.

Petrus (1997) ressalta que além de um certo limite, que é específico para cada processo, o aumento da pressão pode não mais corresponder a um aumento de fluxo e, até mesmo reduzi-lo, com conseqüências adversas para a integridade da membrana. Provenzi (2005) acrescenta que o emprego de pressões elevadas além de resultar em maior consumo de energia, podem causar ainda lesões a membrana devido à ocorrência de *fouling* irreversível, comprometendo o seu funcionamento. Usualmente, para os processos de microfiltração e ultrafiltração são utilizadas pressões positivas que variam entre 0,5 a 3,0 kgf.cm^{-2} e 2,0 a 10,0 kgf.cm^{-2} , respectivamente.

3.2.3.3 Fluxo Crítico

O conceito de fluxo crítico foi originalmente apresentado por Fied *et al.* (1995). De acordo com esses autores, o fluxo crítico em processos de microfiltração/ultrafiltração refere-se ao fluxo abaixo do qual não é observado declino do fluxo com o tempo e acima do qual há ocorrência de *fouling* (colmatagem das membranas). Estes autores observaram que, quando o processo de filtração era realizado abaixo do fluxo crítico, a pressão transmembrana permanecia a um nível constante ou moderadamente crescente, o que possibilitava uma operação mais estável. O conceito de fluxo crítico é possivelmente o de maior importância na operação de biorreatores à membrana, pois está diretamente associado ao desempenho do processo de filtração.

A identificação do fluxo crítico tem sido usualmente obtida empiricamente, por meio de análises de fluxo e pressão transmembrana

aplicada (Figura 17). Experimentos envolvendo fluxo-pressão podem ser realizados pela imposição de um fluxo e monitoramento da pressão ou pela imposição de uma pressão e a monitoramento do fluxo. Em ambos os casos, o fluxo crítico refere-se ao ponto onde a relação fluxo – pressão se torna não-linear (AMARAL, 2009), e conforme a definição dada, onde se inicia a ocorrência de *fouling*.

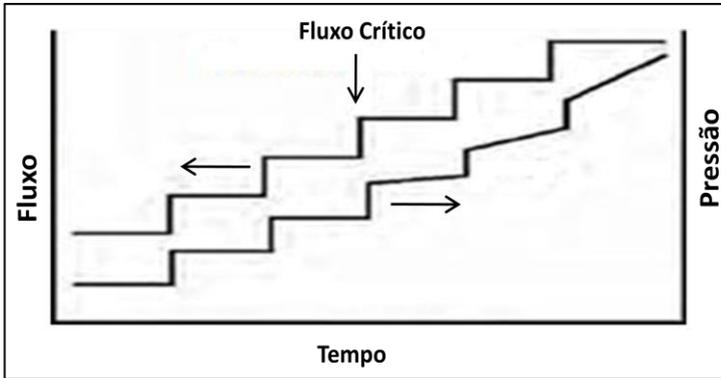


Figura 17: Determinação do fluxo crítico por meio de imposição de fluxo e monitoramento da pressão (AMARAL, 2009).

Defrance e Jaffrin (1999) citam os experimentos realizados por Madaeni *et al.* (1996) e Kwon *et al.* (1996) na investigação do fluxo crítico. No trabalho destes autores, o fluxo foi mantido constante por meio de bomba e o comportamento da PTM foi monitorado num período de 20 a 30 minutos para cada fluxo predeterminado. O fluxo foi sendo incrementado até o ponto no qual a PTM passou a se comportar de maneira instável, aumentando rapidamente com o tempo. O fluxo crítico foi então entendido como o menor fluxo de permeado em que esta instabilidade ocorria, devido ao surgimento do *fouling*. Van der Marel *et al.* (2009) comentam que acima deste limite a tendência de incrustações sobre a membrana é cada vez maior, uma vez que em fluxos mais elevados a atração de material em direção a membrana é também maior. Por fim Defrance e Jaffrin (1999) ressaltam que abaixo do fluxo crítico, a PTM também aumenta, mas de maneira moderada e logo tende a estabilidade, indicando assim que mesmo nessas condições o *fouling* ocorre, porém é de natureza diferente do que ao nível do fluxo crítico.

O fluxo crítico pode também ser identificado por meio de balanço de massa e por observações diretas através da membrana (AMARAL,

2009). No primeiro caso, a identificação do fluxo crítico envolve o monitoramento da concentração de partículas na fase líquida em diferentes condições de fluxo. Assim, a taxa de deposição de partículas sobre as membranas pode ser determinada. O maior valor de fluxo no qual a deposição de partículas não é observada, é tomado como o fluxo crítico (KWON *et al.* 2000). Já pelo método de observação direta da membrana, a deposição de partículas é avaliada por meio da observação da membrana por microscopia óptica. Nesse caso o fluxo crítico será o fluxo abaixo do qual a deposição de partículas na superfície da membrana é negligenciável e acima do qual a deposição de partículas é significativa. Em geral, o fluxo crítico determinado a partir da observação em microscópio vem a confirmar os resultados obtidos pelo método de análise fluxo – pressão, descrito anteriormente (LI *et al.* 1998).

A operação de BRM sob condições de fluxo crítico pode levar a um maior consumo de energia, tornando assim o processo mais oneroso. É possível também que nessas condições a colmatação nas membranas se torne irreversível, podendo causar sérios danos a mesma. Portanto, a determinação experimental do fluxo crítico é de grande importância para o bom desempenho da filtração (PROVENZI, 2005).

3.2.3.5 Colmatação das membranas (*fouling*)

Um dos grandes obstáculos que limitam a aplicação das membranas no tratamento de água e esgotos refere-se à perda de fluxo de permeado ao longo do tempo (KWON *et al.* 2000). Isto se deve a formação de *fouling* sobre a membrana, que limita a passagem do solvente pelos poros da mesma (BASSETI, 2002). O termo *fouling*, ou colmatação, é usado para descrever o potencial de deposição e acumulação dos constituintes da suspensão biológica sobre a membrana e pode interferir em diversos aspectos relativos ao desempenho do sistema, tais como: permeabilidade da membrana, vida útil das membranas, necessidade de pré-tratamento, métodos de limpeza, dentre outros (METCALF e EDDY, 2003). Nesse sentido, percebe-se que o controle deste fenômeno é de fundamental importância para o bom funcionamento dos biorreatores à membrana (MELIN *et al.*, 2006).

O *fouling* é basicamente causado pela formação de biofilme sobre a membrana e é composto por microcolônias e agregados de microrganismos unidos por uma matriz gelatinosa de polímeros extracelulares (EPS). Este biofilme, também conhecido como “*cake*” ou

torta, pode assumir a forma de diversas colônias ou formar camadas sobrepostas (CAMPELLO, 2009). Esse material, uma vez aderido às paredes da membrana, força o sistema a requerer um aumento da PTM com vistas a superar essa barreira e manter o fluxo de permeado constante. Tal condição acaba atraindo mais sólidos à sua superfície e culminando na formação de mais biofilme. Trata-se, portanto, de uma operação bastante delicada, que tem sido fonte de inúmeras pesquisas com vista à melhor compreender este fenômeno.

Conforme ilustra a Figura 18, o *Fouling* em BRM pode ser associado ao entupimento dos poros da membrana e/ou a deposição de lodo em sua superfície, que é geralmente o componente predominante desse processo (LEE *et al.*, 2001).

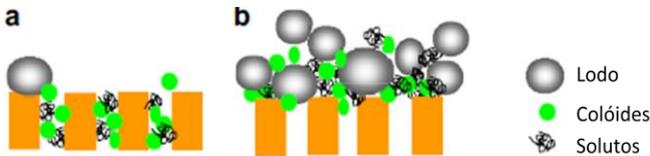


Figura 18: Colmatção das membranas em BRM: (a) bloqueio dos poros e (b) formação da torta (MENG *et al.*, 2009).

A dinâmica destas incrustações se dá através dos seguintes mecanismos: (1) adsorção de solutos ou colóides nos poros da membrana, (2) deposição de flocos de lodo em sua superfície; (3) formação da “torta” sobre a membrana; (4) desprendimento parcial do biofilme fracamente aderido às fibras atribuído principalmente as forças de cisalhamento. Em outras palavras, o processo de *fouling* nada mais é que a deposição indesejável e acúmulo de microorganismos, colóides, solutos e restos celulares sobre a membrana (MENG *et al.*, 2009)

Faz parte dessa dinâmica ainda o fenômeno conhecido como polarização por concentração, que é caracterizado como o primeiro efeito do acúmulo de partículas, macromoléculas e íons na superfície da membrana. Esse fenômeno se estabelece rapidamente durante os primeiros instantes da filtração e leva a uma queda acentuada do fluxo de permeado (BASSETI, 2002). Durante o processo de filtração, a concentração de macrossolutos na vizinhança imediata da membrana é superior à concentração da solução. Isto gera um gradiente de concentração que é compensado, em parte, por uma difusão destes solutos no sentido contrário ao do solvente que permeia pela membrana (PETRUS, 1997). Na Figura 19 pode-se perceber o efeito conjunto da

polarização por concentração e do *fouling* durante o processo de filtração. Observa-se inicialmente uma queda acentuada no fluxo de permeado, atribuída a polarização por concentração, seguida de um declínio gradual deste fluxo devido ao *fouling*, no qual preminam fenômenos de adsorção de partículas, bloqueamento de poros, formação de torta gel e deposição de partículas na superfície da membrana (BACCHIN, *et al* 2006).

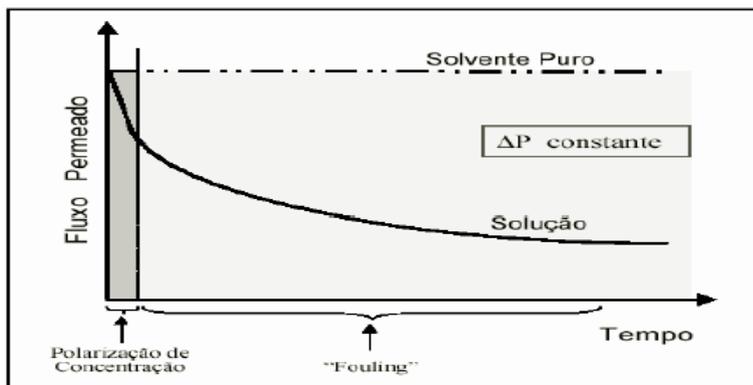


Figura 19: Efeito da polarização por concentração e *fouling* sobre o fluxo de permeado em função do tempo (NASCIMENTO, 2004).

O grau de *fouling* é determinado por três fatores básicos: características do esgoto; propriedades da membrana e hidrodinâmica do reator (Figura 20) (THOMAS, JUDD e MURRER, 2000).

Zhang *et al.* (2006) reportam que a composição do esgoto a ser tratado irá determinar as características da suspensão biológica dentro do reator, como a viscosidade, a concentração de EPS e de substâncias coloidais. Ainda segundo estes autores, tais parâmetros podem interagir com as membranas de diferentes maneiras, sendo muitas vezes utilizado produtos químicos, como o carvão ativado, por exemplo, na tentativa de controlá-los e minimizar o *fouling*.



Figura 20: Fatores que influenciam no *fouling* em biorreatores à membrana (LE-CLECH *et al.*, 2006).

Quanto às propriedades da membrana, Le-Clech *et al.* (2006) destacam o tamanho de poro, a porosidade, a hidrofobicidade e o material de fabricação como as principais características que podem influenciar no desenvolvimento de *fouling*. Para Zhang *et al.* (2006) a hidrofobicidade do material que compõe a membrana pode ter implicações direta nesse fenômeno. Isto se deve, de acordo com Fane e Chang (2002) ao fato de que solutos, colóides e microrganismos interagem preferencialmente com membranas mais hidrofóbicas, acarretando assim uma deposição mais severa destes componentes à parede da membrana com tal característica. De modo geral, Viero (2006) destaca que quanto maior for a hidrofobicidade maior será a deposição de matérias hidrofóbicas, como a biomassa, sobre as membranas.

De acordo com Liu *et al.* (2003), a hidrodinâmica do reator tem se mostrado como outro fator de grande importância no controle da colmatação em BRM. Shimazu *et al.* (1996) comentam que o fluxo de ar gerado pelos aeradores produz um gradiente de velocidades dentro do reator, que atua sobre as membranas removendo as partículas depositadas em sua superfície. A eficiência desse processo depende de fatores como velocidade das bolhas de ar, fluxo de permeação utilizado e concentração de sólidos da suspensão biológica. Diminuindo o teor de sólidos e o fluxo de permeação ou aumentando a taxa de aeração da massa líquida, espera-se que ocorra uma menor deposição de partículas sobre as paredes da membrana (LIU *et al.*, 2003).

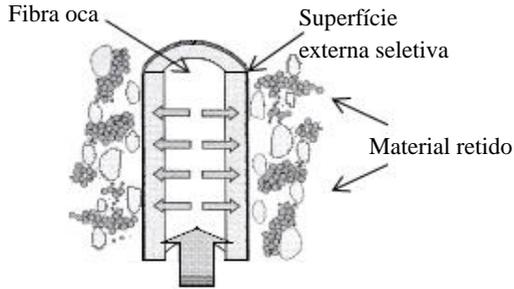
3.2.3.6 Controle da colmatação das membranas

Percebe-se que a colmatação das membranas em BRM é inevitável. Nesse sentido, Provenzi (2005) destaca que a limpeza das membranas torna-se uma prática indispensável para minimizar esta deficiência. De acordo com Viero (2006), as estratégias de controle e remoção de incrustações das membranas envolvem métodos físicos e químicos. De acordo com Yigidit *et al.* (2009) os métodos físicos são apropriados nos casos em que o *fouling* ocorre de maneira mais superficial na membrana, caracterizando o chamado *fouling* reversível, facilmente removido com retrolavagens. Por outro lado, caso se verifique uma incrustação mais severa, denominada de *fouling* irreversível, onde se tem o entupimento dos poros por adsorção de material coloidal e dissolvido faz-se necessário o emprego dos métodos químicos de limpeza para desobstruí-los.

O método de limpeza química da membrana consiste basicamente em uma reação físico-química entre o reagente químico de limpeza e o *fouling* (CAMPELLO, 2009). Nesse processo, podem ser utilizados diferentes produtos químicos, como agentes oxidantes (hipoclorito de sódio), solução ácida (ácido cítrico) e solução alcalina (hidróxido de sódio) que desempenharão diferentes funções na remoção do *fouling*. Kuzmenko *et al.* (2005) comentam que estes produtos agem quebrando as ligações formadas entre a superfície da membrana e os constituintes do *fouling* através de mudanças drásticas do pH, ou pela oxidação destas incrustações em resíduos mais hidrofílicos. Ainda segundo estes autores, a eficiência desse processo é fortemente influenciada pela concentração dos agentes de limpeza, implicando em que doses elevadas dos reagentes resulte em maior difusão destes em direção a superfície da membrana e, por conseqüência, em uma maior eficiência da limpeza. Para Liikanen, Yli-Kuivila e Laukkanen (2002), limpezas com altos gradientes de concentração dos agentes químicos, tais como NaOH 0,1% e cloro livre a 100 ppm resultam, geralmente, em uma restauração completa do fluxo inicial da membrana. No entanto, Vidal (2006) lembra que as soluções empregadas durante o procedimento de limpeza devem apresentar propriedades compatíveis com o material de fabricação das membranas, evitando assim que estas agridam e danifiquem a sua estrutura.

A Limpeza física das membranas, usualmente caracterizada pelos mecanismos de retrolavagens (Figura 21) é um processo utilizado para minimizar a formação da “torta”. Este processo pode fazer parte do ciclo

operacional do BRM ou ser acionado quando altos valores de PTM ou quedas no fluxo são verificados.



Fluxo de retrolavagem

Figura 21: Representação esquemática do processo de retrolavagem em membranas de fibra oca (NÓBREGA, 2009).

A retrolavagem tem sido considerada como um dos métodos mais efetivos para o controle do *fouling* em membranas do tipo fibra-oca, sendo capaz de remover com grande sucesso o *fouling* reversível e ainda desalojar parcialmente as partículas depositadas próxima a sua superfície (YIGIT *et al.*, 2009; LE-CLECH *et al.*, 2006).

Yigit *et al.* (2009) investigaram o efeito de diferentes cenários de retrolavagens sobre o grau de *fouling* em um BRM tratando esgoto doméstico. Ao total foram testados sete diferentes cenários, variando entre eles o tempo de filtração e retrolavagem, conforme Tabela 5.

Tabela 5 - Diferentes cenários de retrolavagens testados.

Cenário	Tempo de filtração (minutos:segundos)	Tempo de retrolavagem (minutos:segundos)	% de permeado em relação à filtração continua
C1	60:00 (contínuo)	---	100
C2	59:45	00:15	98,8
C3	24:45	00:15	97,2
C4	09:55	00:05	97,2
C5	09:45	00:15	92,7
C6	09:40	00:20	90,1
C7	04:45	00:15	85,3

Fonte: Yigit *et al.* (2009)

Como era esperado, a maior taxa de *fouling* foi observada durante a operação sem retrolagem (cenário 1), enquanto que no cenário 7, onde a retrolavagem era acionada em maior periodicidade este *fouling* foi menos intenso. De maneira geral os autores concluem que a taxa de *fouling* e a resistência total da membrana diminuem com a maior frequência das retrolavagens e que para biorreatores à membrana operando abaixo do fluxo crítico este método de limpeza se mostra ser bastante eficiente.

Além das limpezas químicas e físicas já mencionadas, Judd (2006) comenta que o controle de determinados parâmetros operacionais em BRM utilizando membranas submersas podem minimizar o processo de colmatção. O autor destaca que a taxa de aeração na membrana e fluxo de permeação aplicado são parâmetros de grande importância nesse processo. O aumento da aeração na membrana resulta na remoção de grande parte da matéria orgânica aderida a sua superfície, diminuindo assim a necessidade de limpezas periódicas. Da mesma forma, uma redução no fluxo de permeado implica em uma menor atração de sólidos em sua direção, minimizando assim a deposição deste material sobre as membranas.

3.3 REATOR EM BATELADA SEQUENCIAL

A tecnologia de reatores em batelada sequencial não é nova, mas foi só a partir de 1960, com melhorias tecnológicas no sistema de aeração e automação por microprocessadores, que o interesse nos reatores de enchimento e descarte sequencial foram reavivados. Tais acontecimentos estimularam uma maior aplicação desse processo, permitindo atingir eficiências de tratamento bastante competitiva em relação aos sistemas contínuos (METCALF & EDDY, 2003; OGERA, 1995)

O processo RBS (reator em batelada sequencial) se desenvolve em um tanque de volume variável, conforme ilustra a Figura 22. O volume total do reator (V_T) é composto por duas frações independentes. A primeira, chamada de volume estacionário (V_0), é composta basicamente pelo lodo sedimentado (V_S) mais o volume de efluente tratado não descartado, enquanto que a segunda compreende o volume de enchimento ou de retirada (V_F) a cada novo ciclo (ARTAN & ORHON, 2005; THANS 2008)

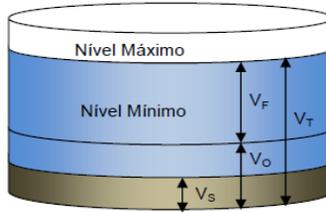


Figura 22: Representação esquemática de um reator em batelada sequencial (THANS, 2008).

A principal característica dos processos descontínuos para tratamento de esgotos, segundo Von Sperling (2005), é a habilidade inerente a esses reatores em promover a degradação da matéria orgânica e a clarificação do efluente, em termos de sólidos suspensos, em uma única unidade de tratamento. Isso é conseguido por meio do estabelecimento de ciclos de operação com durações definidas, alternado de forma sequencial etapas de alimentação, aeração, sedimentação e descarte do efluente tratado em um único tanque (Figura 23).

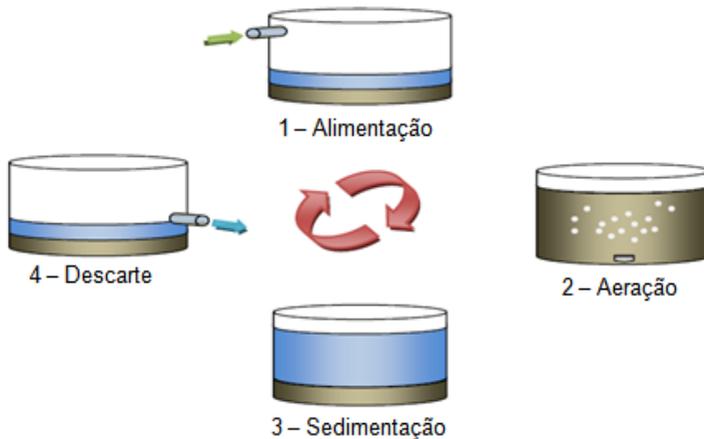


Figura 23: Ciclo operacional de um reator em batelada sequencial (THANS, 2008).

Essa configuração, de acordo com Costa (2005), propicia a permanência da biomassa dentro reator durante todos os ciclos, eliminando dessa forma a necessidade de decantadores secundários, bem como a recirculação de lodo. Tsilogorgis *et al* (2008) relatam que esses

ciclos podem ser facilmente modificados a qualquer momento para compensar eventuais alterações das condições do processo, características do afluente, ou objetivos do tratamento.

Segundo Kargi & Yugur (2002) os processos descontínuos se tornam ainda mais interessantes quando a etapa biológica de remoção de nutrientes é desejada. Estes autores relatam que um ajuste na alternância dos ciclos, de forma a promover no reator a existência de fases aeróbias e anóxicas, condicionam o desenvolvimento dos processos para a remoção biológica de nitrogênio, notadamente a nitrificação e a desnitrificação.

Embora o processo de lodos ativados em batelada sequencial tenha despertado grande interesse frente a sua flexibilidade operacional, sabe-se que a clarificação do efluente por meio da sedimentação gravitacional da biomassa é considerada hoje pouco eficiente, se comparada à clarificação obtida por meio da filtração em membranas. Nesse sentido, para se aumentar a remoção de sólidos do efluente tratado, e manter as vantagens do processo em batelada, tem-se observado grande importância em se associar a tecnologia de micro ou ultrafiltração aos reatores RBS, em substituição à sedimentação convencional (McAdam *et al*, 2005; Kim *et al*, 2007; Kaewsuk *et al*, 2010).

3.3.2 BRM em batelada sequencial (BRMBS)

A união da tecnologia de membranas ao sistema de lodos ativados em batelada sequencial, denominado aqui de BRMBS, se mostra uma alternativa bastante promissora na área de tratamento de esgotos, combinando a flexibilidade dos reatores RBS aos benefícios da separação física por membranas.

Sabe-se que a separação da biomassa do efluente tratado no processo de lodos ativados convencional baseia-se na sedimentação dos flocos de microrganismos. Nesses reatores, as condições operacionais devem favorecer a produção de flocos suficientemente grandes, para que estes possam, posteriormente, sedimentar com maior facilidade. Porém, se esta sedimentação for substituída por uma etapa de filtração por membranas, conforme ocorre nos BRMBS, a necessidade de formação adequada de flocos é eliminada e uma população altamente ativa de microrganismos pode ser mantida no reator, independentemente de sua capacidade de flocular e sedimentar (CERQUEIRA, MONTALVÃO e ROCHA, 2005). Assim, a separação da biomassa do efluente o tratado

passa a ocorrer sem a necessidade de um ambiente em repouso, característico da sedimentação gravitacional. Tal peculiaridade torna possível a retirada do efluente tratado simultaneamente a etapa de aeração, que, segundo McAdam *et al.* (2005), conduz a uma redução do tempo de ciclo do reator. Krampe & Krauth (2001) reportam que a operação de maneira conjunta das etapas de aeração e filtração nos BRMBS é possível sem trazer grandes prejuízos à qualidade do efluente final, uma vez que o fluxo de filtração empregado é bastante baixo. Assim, o processo RBS operando em associação com a tecnologia de membranas passa a ser composto por duas etapas sequencias, notadamente a alimentação e a aeração/filtração (Figura 24).

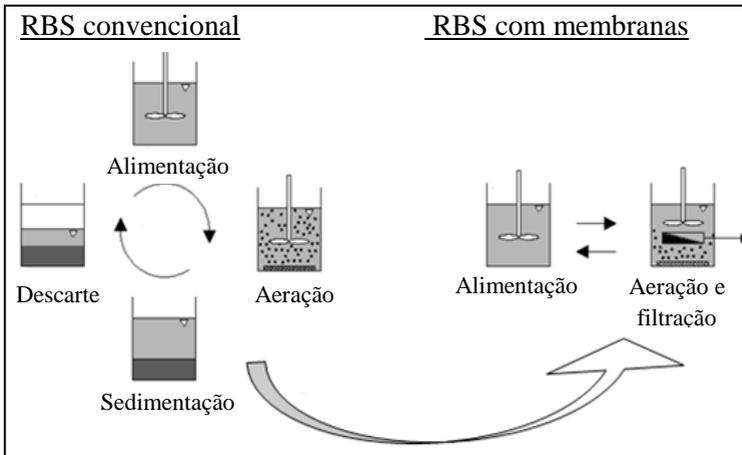


Figura 24: Junção das etapas de aeração, sedimentação e descarte do ciclo operacional de um RBS convencional em etapa única (aeração e filtração) em um BRMBS.

Bae, Han e Tak (2003) comentam que o tratamento de esgotos por processos descontínuos, como no caso dos BRMBS, permitem a inserção de uma etapa anóxica em seu ciclo operacional, fazendo com que o reator opere hora sob condições oxidantes e hora sob condições redutoras. Essa alternância, como se sabe, potencializa a remoção de nitrogênio total, uma vez que o nitrato produzido durante a oxidação da amônia pode ser reduzido a nitrogênio gasoso durante a fase anóxica, que acaba escapando para a atmosfera. A presença das membranas nesses reatores também contribui para o bom desempenho desse processo, uma vez que as mesmas são capazes de reter com grande

eficiência microrganismos específicos e de crescimento lento, como as nitrosomonas e nitrobacters, referenciadas na literatura como bactérias nitrificantes (LI *et al.* 2005). Assim, percebe-se que os BRMBS tornam-se uma opção interessante quando entre os objetivos do tratamento estiver a promoção das etapas de nitrificação e a desnitrificação do esgoto.

Yang *et al.* (2008) destaca que durante a fase anóxica do ciclo operacional destes reatores é importante que esteja disponível aos microorganismos uma fonte de matéria orgânica, uma vez que estes são heterotróficos e dependentes, portanto, de carbono orgânico para o desenvolvimento de suas funções metabólicas. Nesse sentido, o posicionamento da etapa anóxica logo após a alimentação do reator tem resultado em altas taxas de desnitrificação, já que desse modo as bactérias podem utilizar a matéria carbonácea presente no esgoto bruto como fonte energética durante a atividade desnitrificante. A Figura 25 traz a representação seqüencial deste processo.

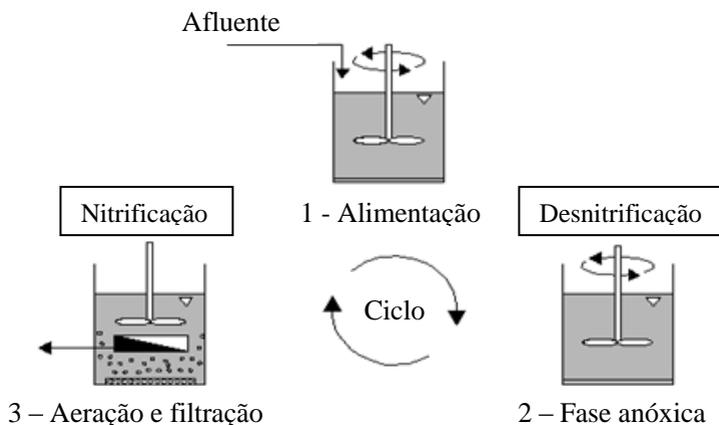


Figura 25: Representação esquemática do ciclo operacional de um BRMBS com etapa anóxica.

A eficiência desse processo quanto a remoção de nitrogênio estará diretamente associada à taxa de troca volumétrica (*VER*, *volumetric exchange ratio*, do inglês) empregada ao reator. Artan e Orhon (2005) definem este parâmetro como sendo a relação entre o

volume total do reator e o volume descartado por ciclo. Assim, quanto menor for este descarte, ou seja, quanto menor o volume filtrado no caso dos BRMBS, maior será a concentração de nitrato presente no início da fase anóxica do ciclo seguinte, e maior, portanto, será a sua remoção. Krampe e Krauth (2001) avaliaram o desempenho da desnitrificação em um BRMBS operando sob taxas de troca volumétrica de 10%, 20% e 30% e obtiveram como resultados eficiências de desnitrificação de 86,6%, 79,5% e 67,1%, respectivamente, em que se percebe um decaimento da eficiência com o aumento da taxa de troca volumétrica.

Conforme já comentado, a retirada do efluente tratado em BRMBS torna-se independente das condições hidrodinâmicas do reator. Assim, em BRMBS que contemplem a desnitrificação do esgoto, a etapa de descarte (filtração) poderia ocorrer, em princípio, tanto durante a fase anóxica, como durante a fase aeróbia. Nesse sentido, McAdam *et al.* (2005) citam alguns trabalhos pioneiros em que se tem investigado em qual momento do ciclo operacional a etapa de filtração seria mais vantajosa.

O trabalho de Shing e Kang (2002), por exemplo, revelou que a filtração durante a etapa anóxica poderia resultar em rápido aumento da pressão transmembrana e formação de incrustações mais severas, uma vez que inexitem nessa etapa do ciclo forças de cisalhamento suficientes para evitar a colmatação das membranas. Na tentativa de superar tal obstáculo, Kiso *et al.* (2000) impuseram à superfície da membrana forças de cisalhamento por meio de agitadores mecânicos, porém os autores concluíram que tal iniciativa poderia não ser suficiente para manter o fluxo estável com filtração ocorrendo durante a fase anóxica.

Por fim, resultados satisfatórios foram obtidos no trabalho de Krampe e Krauth (2001), em que a etapa de filtração foi conduzida durante a fase de aeração do reator, e nessas condições o fluxo de permeação se comportou de maneira mais estável. Em decorrência, na grande parte dos trabalhos mais recentes a filtração vem sendo realizada durante a etapa aeróbia do BRMBS, já que nessa fase do ciclo as bolhas de ar podem atuar como mecanismo de limpeza das membranas, diminuindo a deposição de sólidos sobre sua superfície e minimizando, assim, o aumento da PTM ao longo da operação do reator.

A seguir são apresentados alguns trabalhos realizados em BRMBS operando em escala piloto nos quais a etapa de filtração ocorria durante a aeração do reator.

Scheumann e Kraume (2009) estudaram a remoção de nitrogênio total em um BRMBS operando sob diferentes tempos de detenção

hidráulica (TDH). O reator, com volume de 500 litros e membrana tipo fibra oca de microfiltração foi alimentado com esgoto sintético e operado com TDH de 33, 24 e 12 horas. Essas reduções no TDH foram obtidas por meio de ajustes na permeabilidade da membrana, que passou dos iniciais $80 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$ para $100 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$. O ciclo operacional do reator era composto por quatro fases sequenciais: (1) fase de alimentação; (2) fase de anoxia; (3) fase de aeração e filtração conjunta e (4) fase de relaxamento. Cada uma dessas fases tiveram os tempos ajustados nos três cenários de TDH citados. Em todas as três condições foram obtidas eficiências de remoção de DQO e nitrogênio amoniacal acima de 90%. Já a eficiência na remoção de nitrogênio total passou a aumentar com a redução do TDH, atingindo 80% quando este foi de 12 horas.

Os autores associaram tal comportamento à baixa carga orgânica aplicada ao reator quando da operação com TDH de 33 horas. Com a redução deste parâmetro para 24 horas e posteriormente para 12 horas o BRMBS passou a tratar mais esgoto, e por consequência maior carga orgânica diária.

Sabe-se que a desnitrificação é executada por microorganismos heterótrofos, e, por consequência, a quantidade de matéria orgânica disponível torna-se um parâmetro limitante nesse processo. Assim, com a redução do TDH, passou-se a disponibilizar maior quantidade de matéria orgânica e melhorias na etapa de desnitrificação foram observadas. Em decorrência, maiores eficiências na remoção de nitrogênio total também foram alcançadas.

Tsilogeorgis *et al.* (2008) estudaram a eficiência de um BRMBS tratando lixiviado de aterro sanitário de elevada carga amoniacal. O BRMBS operou com membrana de ultrafiltração tipo fibra oca submersa num reator com volume útil de 5 litros. A seqüência operacional se dava da seguinte maneira: (1) fase de enchimento; (2) fase de reação, alternando momentos de aerobiose e anoxia; (3) fase de filtração e (4) fase de relaxamento. Como resultados, os autores encontraram durante os 120 dias de operação eficiência na remoção de DQO variando de 40 a 60%, nitrogênio amoniacal próximo a 100 %, que indica boa atividade nitrificante e nitrogênio total com eficiência de 88%.

Em relação a DQO, os resultados mostram-se pouco eficientes, uma vez que para esses reatores a remoção deste parâmetro geralmente fica acima de 90%. Os autores associaram esta aparente deficiência à baixa biodegradabilidade de certos compostos presentes em lixiviado de aterro sanitário, tais como ácidos húmicos e fúlvicos, que certamente contribuíram para a elevada DQO do efluente tratado. Esta

característica do lixiviado também teve impactos negativos na atividade dos microrganismos desnitrificantes, uma vez que estas bactérias demandam por carbono orgânico de fácil biodegradabilidade para executar a desnitrificação. Assim, para suprir as necessidades destes microrganismos e aumentar a eficiência na remoção de nitrogênio total, os autores passaram a adicionar etanol ao BRMBS durante a fase anóxica, e dessa forma, melhorias na remoção de nitrogênio total foram observadas.

Bae, Han e Tak (2003) utilizaram um BRMBS em escala piloto, para o tratamento de efluente de indústria de laticínio, tendo como objetivo a melhoria na remoção de nutrientes e dos sólidos em suspensão. Foram utilizadas nesta pesquisa membranas de microfiltração do tipo fibra oca submersa em um reator com volume útil de 60 litros. O teor de sólidos foi mantido em 8.000 mg.L^{-1} por meio de purgas do lodo em excesso. Para favorecer a remoção de nutrientes, o reator trabalhou com fases anóxicas, aeróbias e anaeróbias. O descarte do efluente tratado foi realizado por meio de filtração intermitente, com vistas a minimizar o *fouling* sobre as membranas. Excelentes resultados foram obtidos em relação a eficiência de remoção de DBO, nitrogênio total e fósforo total, sendo estas respectivamente 97%, 96% e 80%. Em relação aos sólidos em suspensão, os autores reportam que a presença deste parâmetro no permeado foi praticamente nula, comprovando assim a elevada eficiência da membrana como mecanismo de separação.

Kang, Lee e Kim (2003) avaliaram e compararam o desempenho de um reator RBS convencional e um BRMBS, ambos alimentados com esgoto sintético de mesma característica. O reator *SBR* foi operado com ciclos de 4 horas, dividido em cinco fases sequenciais: (1) alimentação, (2) aeração, (3) anoxia, (4) sedimentação e (5) descarte, com taxa de troca volumétrica de 50%. O BRMBS era constituído de um módulo de membranas de microfiltração de fibra oca, que operava submersa no reator com volume de 7 litros. Todas as condições operacionais aplicadas ao BRMBS foram às mesmas utilizadas para o reator RBS, ou seja, ciclos com duração de 4 horas divididos em 5 fases.

Sabe-se, no entanto que nos modernos BRMBS a etapa de sedimentação é eliminada, uma vez que o descarte ocorre simultaneamente à fase de aeração, por meio da filtração nas membranas. Contudo o BRMBS foi operado da mesma maneira que o processo convencional, para que fosse possível efetuar comparações entre ambos.

Segundo os autores, o BRMBS apresentou melhores resultados para todos os parâmetros analisados. A DQO, por exemplo, no efluente

do reator SBR variou entre 9 e 15 mg.L⁻¹, enquanto que no permeado do BRMBS este parâmetro foi 30% menor. Os autores entendem que tal diferença possa estar associada à retenção de macromoléculas pela filtração nas membranas. Em relação à remoção de nitrogênio amoniacal, ambos os sistemas se mostraram eficientes, ficando a concentração deste parâmetro no efluente do reator RBS em 0,3 mg.L⁻¹ e abaixo de 0,2 mg.L⁻¹ no permeado do BRMBS. Para a turbidez, encontrou-se para o reator SBR 11±5 NTU, enquanto que no permeado do BRMBS este parâmetro manteve-se sempre abaixo de 0,5 NTU

Tais pesquisas vêm demonstrando que a utilização dos BRMBS no tratamento de águas residuárias têm sido capaz de atingir elevados níveis de eficiência, muitas vezes acima dos valores encontrados nos processos convencionais. No Brasil, contudo, observa-se que ainda existem muitas dúvidas a respeito do funcionamento desses reatores, grande parte associado à carência de tecnologia nacional com aplicações em escala real e também ao reduzido número de pesquisas nessa área. No entanto, a ausência de tratamento terciário e a exigência cada vez maior dos órgãos ambientais por um efluente de melhor qualidade devem estimular a expansão da tecnologia de membranas filtrantes na área de tratamento de esgotos.

Cybis *et al.* (2003) acrescentam que a valorização das áreas urbanas e a crescente necessidade de redução nas dimensões de estações de tratamento de esgoto tendem a impulsionar a aplicação dos reatores em batelada no setor de saneamento. Assim, os BRMBS apresentam-se como uma alternativa bastante promissora, aliando os benefícios de uma solução compacta, versátil e eficiente do tratamento em batelada às vantagens da filtração por membranas.

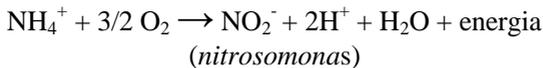
3.4 TRANSFORMAÇÕES BIOQUÍMICAS DA MATÉRIA NITROGENADA

O nitrogênio pode ocorrer de várias formas nos esgotos e também submeter-se a diversas transformações bioquímicas durante a sua passagem pela estação de tratamento (ETE). Estas transformações permitem a conversão do nitrogênio amoniacal (NH₄⁺-N) em produtos que podem ser mais facilmente removidos dos esgotos, seja por assimilação às células microbianas ou pela nitrificação seguida da desnitrificação (METCALF & EDDY, 2003, TAN e NG, 2008). De acordo com Artan & Orhon (2005), a quantidade de nitrogênio presente nos esgotos encontra-se bem acima do que é requerido pelos

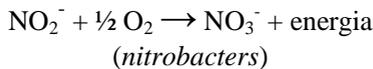
microrganismos para síntese celular, sendo, portanto, a remoção por assimilação considerada como secundária frente às etapas de nitrificação-desnitrificação. Não obstante, Stephenson *et al.* (2000) afirmam que para biorreatores à membrana é frequente a operação com elevada idade de lodo, usualmente acima de 20 dias, em que a produção de biomassa é bastante reduzida. Assim, a remoção de nitrogênio dos esgotos por incorporação a biomassa torna-se pouco significativa, sendo, portanto, o processo de nitrificação-desnitrificação de maior relevância em BRM

3.4.1 Nitrificação

A nitrificação pode ser entendida como o processo de conversão da amônia a nitrato, em duas fases subseqüentes: inicialmente tem-se a oxidação da amônia a nitrito, e em seguida a oxidação do nitrito a nitrato. Dois grupos de microrganismos nitrificantes autotróficos realizam este processo em presença de oxigênio dissolvido: as *nitrosomonas*, e as *nitrobacters* (JORDAO & PESSOA, 2005), de acordo com as seguintes equações:



Equação 3



Equação 4

Nesse processo, íons de hidrogênio são liberados no meio (Equação 3), e em decorrência uma diminuição do pH é esperado. Caso a alcalinidade do sistema não seja suficiente para tamponar o excesso de íons H^+ , pode então ocorrer uma redução na taxa de crescimento das bactérias nitrificantes, uma vez que o pH ótimo para estes microrganismos, segundo Metcalf & Eddy (2003), está entre 7,5 e 8,5.

De acordo com Magri (2009), diversos fatores exercem influência na taxa de nitrificação, entre os quais o autor destaca: elevadas cargas orgânicas aplicadas, curtos tempos de detenção hidráulica e celular, baixas temperaturas, valores de pH extremos, baixas concentrações de

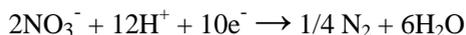
oxigênio dissolvido e deficiências de alguns nutrientes essenciais como interferências que podem inibir o processo.

Ao contrário das bactérias heterotróficas, as autotróficas são incapazes de utilizar o carbono presente na matéria orgânica em seus processos metabólicos. Elas utilizam o dióxido de carbono, os bicarbonatos ou carbonatos como fonte de carbono para síntese de material celular, o oxigênio como receptor final de elétrons, e obtém energia para o metabolismo pela oxidação de compostos inorgânicos reduzidos, como os compostos nitrogenados (GRAY, 2004).

Von Sperling (2005) relata que a taxa de crescimento das bactérias nitrificantes é inferior a das bactérias heterotróficas, impondo a necessidade de se trabalhar com maior idade de lodo nos reatores biológicos para se ter uma nitrificação estável. No caso dos BRM, a presença das membranas impede a perda destes microrganismos, favorecendo a sua permanência no reator por mais tempo, e por consequência, uma idade de lodo bastante elevada.

3.4.2 Desnitrificação

A desnitrificação é definida como a redução desassimilativa do nitrato a nitrogênio molecular (KRAUME, 2005). Esta é possível de ser realizada por diversos organismos, em sua maioria heterotróficos, e se dá por meio de várias etapas (CAMPELO, 2009), sendo os produtos finais apresentados na Equação 5.



Equação. 5

Pela equação, percebe-se que a desnitrificação envolve, então, a redução de nitrato e/ou nitritos a nitrogênio gasoso (N_2), no qual os primeiros atuam como aceptores finais de elétrons durante o metabolismo bacteriano.

Metcalf & Eddy (2003) reportam que para o bom desempenho da desnitrificação, deve-se ter no ambiente o predomínio de condições anóxicas (ausência de oxigênio e presença de nitrato) em que gêneros de bactérias como as *Achromobacter*, *Aerobacter*, *Alcaligenes*, *Bacillus*, *Brevibacterium*, *Flavobacterium*, *Micrococcus*, *Proteus*,

Pseudomonas e *Spirillum* atuarão convertendo o nitrato a nitrogênio gasoso.

Jordao & Pessoa (2005) lembram que os microrganismos responsáveis pela desnitrificação existem normalmente nos esgotos domésticos, e requerem uma fonte de carbono orgânico disponível, que pode ser adicionado externamente, como o metanol, ou pode estar presente no próprio esgoto. Magri (2009) cita os carboidratos, álcoois orgânicos, aminoácidos e ácidos graxos como os compostos de carbono orgânico normalmente utilizado pelas bactérias desnitrificantes.

Nos sistemas de desnitrificação, a concentração de oxigênio dissolvido é um parâmetro crítico. A presença de OD inibe o sistema enzimático responsável pela desnitrificação. Dessa forma, Von Sperling (2005) relata que a ausência de oxigênio é um pré-requisito fundamental para a ocorrência da desnitrificação. O autor relata ainda que a temperatura e o pH também afetam diretamente as taxas de desnitrificação. Para a temperatura, a faixa ótima é de 35 °C a 50 °C, enquanto que para o pH, o autor comenta que existem muitas divergências e sugere valores próximo a neutralidade (entre 6 e 8).

Além de propiciar a remoção de nitrato, e respeitar a legislação quanto a parâmetros de lançamento, a inclusão da etapa de desnitrificação nos sistemas de tratamento de esgoto traz outros benefícios ao processo, como a recuperação da alcalinidade, redução da DBO a ser tratada e economia de oxigênio (ACHARYA, NAKHLA & BASSI, 2006).

Embora o resultado predominante do processo nitrificação-desnitrificação seja a formação do N₂, uma parte do nitrogênio pode ser emitida na forma de óxido nitroso (N₂O) (BARTON E ATWATER, 2002). O N₂O é conhecido por apresentar elevado potencial de aquecimento global, sendo, por molécula, cerca de 300 vezes superior ao CO₂ (BROTO, KLIGERMAN E PICCOLI, 2010). Apesar de ser um grande contribuinte ao efeito estufa, a origem e magnitude das emissões de N₂O em estações de tratamento de esgoto são relativamente desconhecidas e os poucos estudos existentes apresentam grandes discrepâncias entre os resultados obtidos. O que se sabe é que baixas concentrações de oxigênio dissolvido na suspensão biológica pode levar a maiores taxas de emissão de N₂O para a atmosfera. Diante disso, o processo de desnitrificação, que se desenvolve em condições de baixo oxigênio dissolvido, apresenta-se como o principal contribuinte para a formação do óxido nitroso gasoso (KAMPSCHREUR, TEMMINK E KLEEREBEZEM, 2009). Devido à peculiaridade deste composto em relação ao efeito estufa, maiores estudos deveriam ser desenvolvidos

nessa temática, visando a melhor compreensão da formação do óxido nítrico em ETEs.

3.5 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE FÓSFORO

O lançamento de esgotos com elevada carga de nutrientes, tais como o fósforo e o nitrogênio têm sido comumente associados a fenômenos de eutrofização de corpos hídricos. Destes nutrientes, o fósforo é considerado o mais crítico. Assim, tem-se observado nos últimos 30 anos um interesse crescente em se remover nas estações de tratamento não mais apenas o nitrogênio, mas também o fósforo (Seviour, Mino e Onuki, 2003).

Sarioglu (2005) reporta que o fósforo presente nos esgotos pode ser removido por meio da precipitação química ou através de processo biológico. Devido ao menor custo operacional, a última opção vem ganhando força frente ao processo químico.

O processo de remoção biológica de fósforo dos esgotos envolve a incorporação do fosfato solúvel pela biomassa, seguida da remoção destes biosólidos do processo de tratamento (Metcalf e Eddy, 2003). Assim, para se ter uma remoção eficiente de fósforo faz-se necessário o emprego do descarte periódico do lodo. Outra característica essencial para o bom desempenho deste processo, conforme destaca Von Sperling (2005), é a necessidade da alternância de zonas anaeróbias e zonas aeróbias ao longo da linha de tratamento. Tal condição é capaz de gerar um estresse sobre um determinado grupo de bactérias, referenciados na literatura como Organismos Acumuladores de Fósforo (OAP), que resulta na liberação e acúmulo de fosfato conforme tais etapas vão se sucedendo (Figura 28). Dessa maneira, a remoção de fósforo via processo biológico é dividida em duas etapas:

Etapa anaeróbia: sob condições anaeróbias, os OAP iniciam a acumulação de Ácidos Graxos Voláteis (AGV), previamente disponibilizados no meio líquido pelo metabolismo de bactérias facultativas. Uma vez assimilado e armazenado dentro da célula, estes ácidos graxos são rapidamente transformados em produtos metabólicos orgânicos, tal como o PHB (poli-b-hidroxibutirato), visando a sua posterior oxidação durante a etapa aeróbia. Concomitantemente, os OAP passam a liberar em solução grandes quantidades de fosfato, através da quebra das ligações da molécula de ATP (adenosina-trifosfato) e dessa maneira produzir energia para célula, que poderá então ser utilizada durante a execução dos processos metabólicos descrito anteriormente.

Assim, tem-se resumidamente ao longo da etapa anaeróbia o consumo de matéria orgânica facilmente biodegradável, por meio da assimilação dos AGV e a liberação de fosfato para o meio líquido, através da quebra da molécula de ATP (VON SPERLING, 2005; METCALF e EDDY, 2003; ARTAN e ORHON, 2005)

Etapa aeróbia: Em condição aeróbia, os OAP passam a metabolizar o PHB e assim disponibilizar energia para que o processo de acumulo do fosfato no interior de suas células seja executado. Dessa maneira, a molécula de ATP é reconstruída e a remoção do fósforo dos esgotos é efetuada. Nesse processo, chama a atenção o fato dos OAP serem capazes de acumular em suas células maiores quantidades de fósforo do que haviam liberado na etapa anaeróbia, ou seja, utilizam todo o fosfato previamente liberado mais o adicional que está presente no esgoto bruto, mecanismo este conhecido na literatura como *Luxury uptake* (consumo de luxo, do inglês) (METCALF e EDDY, 2003; ARTAN e ORHON, 2005, MARCHETTO, CAMPOS e REALI, 2003).

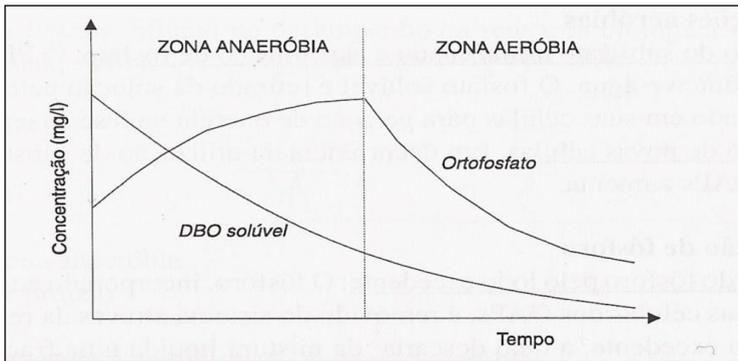


Figura 28 – Variação das concentrações de DBO solúvel e ortofosfato nas zonas anaeróbia e aeróbia de um sistema de lodos ativados para remoção biológica de fósforo (EPA, 1987 citado por VON SPERLING, 2005).

Akin e Ugurlu (2004) comentam que a remoção de fósforos dos esgotos é possível de ser realizada em um único reator quando este é operado em batelada seqüencial (RBS). De acordo com Sarioglu (2005), a alternância de ambiente anaeróbio-aeróbio, requerida para se alcançar a remoção de fósforo, pode ser facilmente obtida nesses reatores por meio do ajuste no seu ciclo operacional. Wilderer *et al.* (2001) comentam que o seguinte arranjo seqüencial tem sido utilizado com grande sucesso no processo RBS: enchimento, etapa anaeróbia, etapa anóxica, etapa aeróbia, sedimentação e descarte do efluente tratado.

Dessa maneira, a remoção de fósforo ocorre sem que haja a necessidade de se recircular o efluente para uma câmara anaeróbia, evitando assim gastos com bombeamento.

Askin e Ugurlu (2004) salientam que a atividade de microrganismos desnitrificantes pode afetar negativamente a eficiência da remoção biológica de fósforo. Isto ocorre devido à assimilação do substrato por tais microrganismos, que antes estaria disponível aos organismos acumuladores de fósforo. Dessa maneira, para evitar tal interferência, faz-se necessário que o sistema de tratamento seja contemplado por uma etapa de desnitrificação bastante eficiente, de maneira a evitar a transferência de nitrato para a etapa anaeróbia. Caso isso não ocorra, o metabolismo dos OAP será inibido e a remoção de fósforo prejudicada (EPA, 1992).

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 MATERIAIS

4.1.1 Unidade Piloto

O sistema experimental em escala piloto foi instalado no campus universitário da Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC) junto ao Laboratório de Experimentação de Tecnologias Avançadas – LETA, pertencente ao Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental desta Universidade.

A representação esquemática do piloto de biorreator à membrana (BRM) utilizado na presente pesquisa é apresentada na Figura 26. A unidade experimental foi concebida para operar com volume útil de 30 litros, constituída de um reservatório de acrílico em forma elíptica e provida de um extravasor central de segurança também em forma elíptica. O biorreator é equipado ainda de um misturador, para manter homogênea a biomassa no tanque, dois difusores de ar para injeção de oxigênio na massa líquida e duas bombas peristálticas (*Watson Marlow 505S*), sendo uma para alimentação e outra pra retirada de permeado.

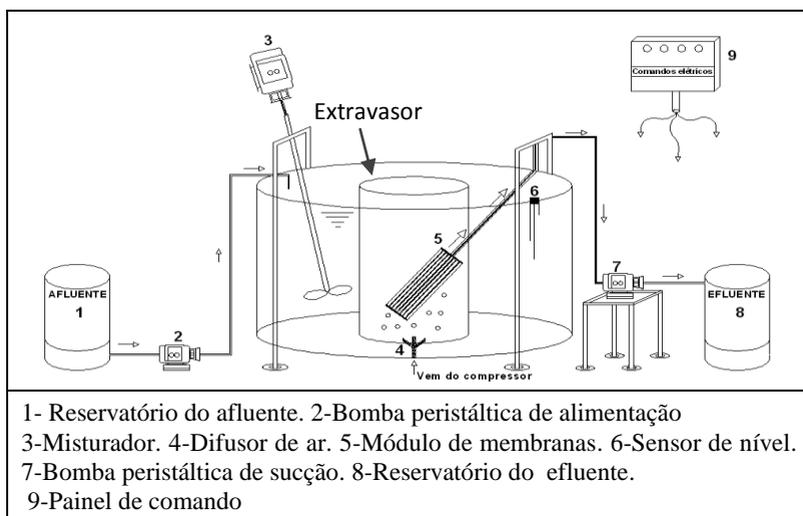


Figura 26: Representação esquemática da unidade experimental.

O módulo de membranas (Figura 27), do tipo fibra oca, foi instalado no BRM com inclinação de 60° acima de um dos difusores de ar (Figura 28). Tal inclinação se mostra favorável ao arraste dos sólidos pelas bolhas de ar que fluem a partir do difusor, dificultando a deposição destas partículas sobre as membranas (PROVENZI, 2005). Esta unidade trabalhou em condição submersa no biorreator e tinha conexão com a bomba peristáltica de sucção. Na Tabela 6 são apresentadas as características do referido módulo de membranas.



Figura 27: Módulo de membranas utilizado (Imagem frontal e lateral).

Tabela 6 - Características do módulo de membranas(*).

Material da Membrana	Polisulfona
Diâmetro dos poros	0,08 μm
Superfície filtrante	0,09 m^2
Número de fibras no módulo	72
Conformação	Fibra Oca
Comprimento das fibras	20 cm
Comprimento do módulo	25 cm
Diâmetro externo das fibras	2,52 mm
Diâmetro interno das fibras	1,40 mm
Espaçamento entre as fibras	2 mm
Fabricante	Société Polymem

(*)Dados do fabricante

Um sensor de pressão, localizado na tubulação de saída do permeado foi utilizado para se obter periodicamente dados da pressão transmembrana (PTM). Este sensor era conectado a um vacuômetro digital (VDR 920) que apresentava continuamente valores da PTM. A análise dos valores desse parâmetro é importante para o monitoramento do grau da colmatção das membranas, servindo assim como indicativo da necessidade de limpeza destas unidades.

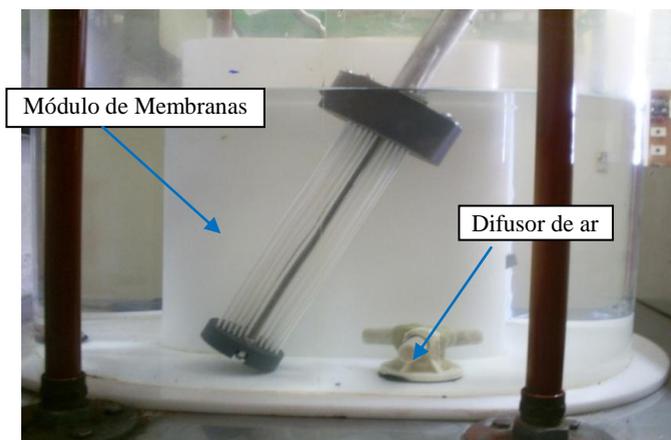


Figura 28: Módulo de membranas instalado sobre o difusor de ar

A operação do biorreator foi controlada por meio de um painel de comandos elétricos, munido de temporizadores e reles, automatizando o sistema de aeração, bomba de alimentação e bomba de sucção. O fluxo de ar através dos difusores era ajustado pelo painel de controle, onde também constava um dispositivo para ajuste da intensidade de rotação (RPM) do misturador. O sistema de aeração foi alimentado por um compressor de ar equipado de válvula solenóide que operava ligada ao painel de comandos elétricos. Na Figura 29 pode-se visualizar os componentes da unidade piloto.

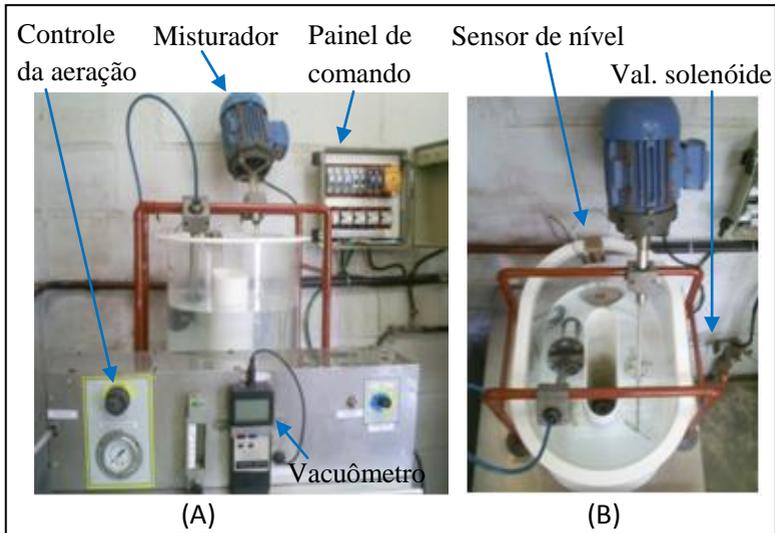


Figura 29: Biorreator à Membrana: Vista (A) frontal e (B) superior

4.1.2 Inóculo e Substrato

4.1.2.1 Inóculo

Para dar a partida no sistema, o biorreator à membrana foi inoculado com lodo proveniente do tanque de aeração da estação de tratamento de esgoto (ETE) Insular da cidade de Florianópolis – SC, do tipo lodos ativados de aeração prolongada, pertencente à Companhia Catarinense de Águas e Esgotos (CASAN). Foram adicionados 8 litros de lodo para 22 litros de água, completando assim o volume de 30 litros do reator. A proporção adotada resultou em um teor de SST no início da operação de 1.350 mg.L^{-1} .

4.1.2.2 Substrato

Para alimentação do biorreator, foi produzido esgoto sintético simulando esgoto doméstico. O objetivo de se trabalhar com este tipo de efluente está relacionado com a maior facilidade de se controlar a carga de poluentes que adentra ao reator, permitindo assim trabalhar em condições reprodutivas e arbitrárias.

O esgoto sintético utilizado era composto de uma solução de acetato de sódio e de macronutrientes, conforme Tabela 7.

Tabela 7 - Composição básica do esgoto sintético.

<i>Composto</i>	<i>Fórmula</i>	<i>Concentração (g.L⁻¹)</i>
Acetato de sódio	CH ₃ COONa	1,63
Dihidrogenio Fosfato de potássio	KH ₂ PO ₄	0,065
Sulfato de magnésio	MgSO ₄ .7H ₂ O	0,09
Cloreto de cálcio	CaCl ₂ .2H ₂ O	0,014
Cloreto de amônia	NH ₄ Cl	0,114

Fonte: adaptado de Terada *et al* (2006)

Para cada litro de esgoto produzido, eram adicionados 0,3 ml de uma solução de micronutrientes, constituída pelos compostos apresentados na Tabela 8.

Tabela 8 - Composição da solução de micronutrientes.

<i>Composto</i>	<i>Fórmula</i>	<i>Concentração (g.L⁻¹)</i>
Cloreto Férrico	FeCl ₃ .6H ₂ O	1,5
Ácido bórico	H ₃ BO ₃	0,15
Sulfato de cobre	CuSO ₄ .5H ₂ O	0,03
Iodeto de potassio	KI	0,18
Cloreto de manganês	MnCl ₂ .4H ₂ O	0,12
Molibidato de sódio	Na ₂ MoO ₄ . 2H ₂ O	0,06
Sulfato de zinco	ZnSO ₄ .7H ₂ O	0,12
Cloreto de cobalto	CoCl ₂ .6H ₂ O	0,15
Ácido Etilenodiamino tetra-acético	C ₁₀ H ₁₆ N ₂ O ₈	10

Fonte: adaptado de Terada *et al* (2006)

A partir do esgoto produzido, alimentava-se o reservatório do afluente em volume suficiente para dois dias de operação do reator.

4.2 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

4.2.1 Permeabilidade Hidráulica e Determinação do Fluxo Crítico

A avaliação da permeabilidade hidráulica (L_p) do módulo de membranas utilizado foi realizada em filtração com água destilada. Inicialmente, o módulo foi submetido à filtração em fluxo constante durante 1 hora para compactação das membranas. Em seguida, o fluxo foi ajustado em $2,7 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ e iniciou-se o teste para avaliação da permeabilidade hidráulica. O método empregado consistiu no monitoramento da PTM enquanto o fluxo de filtração era gradualmente aumentado. O comportamento da PTM foi monitorado durante 15 minutos para cada fluxo aplicado.

Após a avaliação da L_p , buscou-se então identificar o fluxo crítico do módulo utilizado. A determinação do fluxo crítico tem sido relatada na literatura como parâmetro de grande importância para o bom desempenho de biorreatores à membrana (VIERO, 2006). Nesse sentido, para identificar o fluxo crítico, foram realizados ensaios de filtração no BRM, filtrando os constituintes da suspensão biológica. O teste foi realizado com teor de sólidos suspensos no reator próximo a $8.000 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

O método empregado foi o mesmo utilizado na avaliação da permeabilidade hidráulica da membrana, apresentado anteriormente. A cada novo incremento no fluxo, a PTM aumentava rapidamente, porém logo tendia a estabilidade. O ponto em que esta estabilidade não mais se observou, após novo incremento do fluxo, foi definido como fluxo crítico.

4.2.2 Operação do reator

O ciclo operacional do biorreator à membrana em batelada sequencial (BRMBS) era composto por três fases distintas: alimentação, fase anóxica e fase aeróbia e de filtração, conforme descrito abaixo.

Fase de Alimentação: O reator era alimentado com esgoto sintético até que o seu nível máximo fosse atingido. Durante esta etapa

apenas o misturador era mantido funcionando, estando, portanto, desligados o sistema de aeração e de filtração.

Fase anóxica: Terminada a etapa de alimentação, o reator permanecia sem aeração e com o misturador ligado para que a desnitrificação fosse favorecida durante a etapa anóxica.

Fase aeróbia e filtração: Finalizada a etapa anóxica, o sistema de aeração era acionado, promovendo a oxigenação do licor misto. Simultaneamente, a bomba de filtração era ligada, dando início à produção do permeado (retirada do efluente). A filtração perdurava até que o nível mínimo do reator fosse atingido. Krampe & Krauth (2001) reportam que a operação de maneira conjunta das etapas de filtração e aeração em reatores tipo BRMBS torna possível maximizar a produção de permeado sem trazer grandes prejuízos a sua qualidade. Nesta fase ocorria, portanto, a oxidação da matéria carbonácea, a nitrificação e o descarte de parte do efluente (no mesmo volume adicionado durante a alimentação). Ao final, a bomba de alimentação era acionada, enchendo novamente o reator, iniciando um novo ciclo. A representação sequencial do tratamento é apresentada na Figura 30.

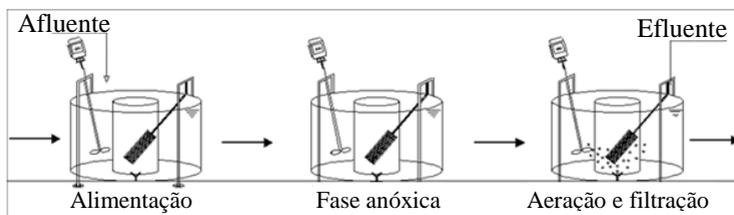


Figura 30: Seqüência operacional do BRMBS

O BRMBS foi operado no período de fevereiro a outubro de 2010, totalizando 241 dias de operação. Ao longo do monitoramento, Foram utilizadas duas estratégias operacionais, distribuídas em três etapas, conforme apresentado na Tabela 9.

Tabela 9 - Período de operação de cada etapa e estratégia utilizada

Etapa	Período (dias)	Estratégia operacional
1	1 – 154	E – 1
2	158 – 213	E – 2
3	214 – 241	E – 1

A Tabela 10 apresenta os diferentes tempos utilizados em cada fase operacional do reator para as duas estratégias utilizadas.

Tabela 10 - Tempo empregado em cada fase operacional do reator.

Estratégia	Alimentação (minutos)	Fase anóxica (minutos)	Aeração e filtração (minutos)	Tempo total (minutos)
E - 1	5	55	180	240
E - 2	1	19	220	240

Os fluxos de permeação empregados nas estratégias E-1 e E-2 foram de $5,55 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ e $11,11 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, respectivamente, resultando nas vazões diárias de tratamento de 9 e 18 L.dia^{-1} (E-1 e E-2, respectivamente). Em decorrência, a unidade piloto operou com duas taxas de troca volumétrica (*VER*), 5 e 10%, ou seja, descartando respectivamente 1,5 e 3,0 litros de permeado por ciclo. As condições adotadas conduziram a diferentes cargas orgânicas e nitrogenadas aplicadas ao reator (Tabela 11).

Tabela 11 – Condições operacionais aplicadas ao reator decorrentes das duas estratégias utilizadas.

Estratégia	J ($\text{L}/\text{m}^2.\text{h}$)	<i>VER</i> (%)	$Q^{\text{diária}}$ (L.dia^{-1})	COV ($\text{kgDQO}.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$)	CNV ($\text{kgNH}_4^+.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$)
E - 1	5,55	5	9	0,380	0,045
E - 2	11,1	10	18	0,760	0,090

J – Fluxo de filtração. *VER* - taxa de troca volumétrica. Q – Vazão. COV - carga orgânica volumétrica aplicada e CNV – carga nitrogenada volumétrica aplicada.

Os valores da CNV aplicadas durante o monitoramento enquadram-se na faixa utilizada por diferentes autores em reator em batelada seqüencial tratando esgoto doméstico (BORTOLOTTI, 2004; CAMPOS, 2006; LAMEGO NETO, 2008). Os valores referentes às COVs aplicadas condizem com a faixa de 0,3 a $3 \text{ kgDQO}/\text{m}^3.\text{dia}$ citada por Metcalf & Eddy (2003), e testada por Provenzi (2005).

Foi empregado durante a segunda estratégia (etapa 2), o regime de filtração intermitente. Nesta modalidade a retirada do efluente durante a etapa de aeração/filtração era realizada de maneira descontínua, com períodos de filtração e relaxamento das membranas (Tabela 12). Tal procedimento foi adotado para minimizar os efeitos sobre a PTM decorrentes do aumento de fluxo para $11,11 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$. A utilização de períodos de relaxamento durante a etapa de filtração, também dominada de filtração intermitente, tem se mostrado uma saída interessante para minimizar o decréscimo da permeabilidade em biorreatores à membrana (McAdam, *et al.* 2005).

Tabela 12 - Regime de filtração para cada fluxo aplicado.

J ($\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	Regime de filtração	Tempo de filtração (minutos)	Tempo de relaxamento (minutos)
5,55	Contínuo	-	-
11,1	Intermitente	4	1

J – Fluxo de filtração

Devido ao emprego da filtração intermitente, o tempo total destinado a etapa de aeração/filtração teve de ser aumentado para compensar os períodos de relaxamento, ou seja, para compensar aqueles períodos em que a filtração era interrompida. Dessa maneira, o tempo total da etapa de aeração/filtração, que antes era de 180 minutos, foi aumentado para 220 minutos. Para manter o mesmo tempo total de ciclo nas duas estratégias (240 minutos para filtração contínua e intermitente) o período destinado a alimentação do reator e da etapa anóxica também tiveram de ser ajustados.

4.2.3 Monitoramento do reator

Para monitoramento do sistema, foram coletadas amostras em 3 pontos distintos da unidade piloto: reservatório do esgoto sintético (ponto 1), licor misto (ponto 2) e reservatório do permeado (ponto 3), conforme ilustra a Figura 31.

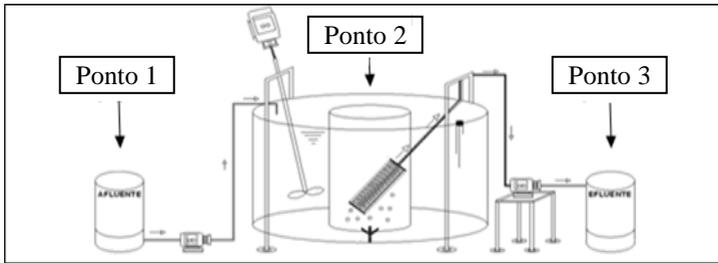


Figura 31: Pontos amostrados na unidade piloto BRMBS.

Do ponto 2 foram coletadas três amostras, sendo cada uma destas referente ao final das fases de alimentação, anoxia e aeração, conforme Tabela 13. As amostras referentes ao ponto 2 foram filtradas em membrana de acetato 0,45 μm (exceto para análises de alcalinidade e pH) e devidamente preservadas para posteriores análises no laboratório integrado de meio ambiente (LIMA) do departamento de engenharia sanitária e ambiental da UFSC. Já as amostras referentes ao esgoto sintético e permeado foram analisadas sem filtração prévia devido à ausência de sólidos suspensos nesse material. As coletas para monitoramento do sistema eram realizadas duas vezes por semana.

Tabela 13 - Parâmetros analisados em diferentes pontos amostrados.

Pontos amostrados	Parâmetros analisados
1 – Reservatório do Esgoto	DQO, NH_4^+ , NO_2^- , NO_3^- , PO_4^- , alcalinidade e pH
2 – Licor misto (Reator)	
Final da alimentação	DQO, NH_4^+ , NO_2^- , NO_3^- , PO_4^{3-} , pH e alcalinidade
Final da Anoxia	DQO, NH_4^+ , NO_2^- , NO_3^- , PO_4^{3-} , pH e alcalinidade
Final da aeração	DQO, NH_4^+ , NO_2^- , NO_3^- , PO_4^{3-} , pH e alcalinidade
3 – Reservatório do Permeado	DQO, NH_4^+ , NO_2^- , NO_3^- , PO_4^{3-} , tubidez, pH e alcalinidade

Adicionalmente às amostragens apresentadas na Tabela 13, foram realizadas também análises de monitoramento do ciclo, que consistiam em uma série de amostragem e análises no decorrer de cada fase

operacional do reator. Dessa maneira, era possível acompanhar ao longo de um ciclo completo do BRMBS as transformações da matéria nitrogenada, o comportamento do oxigênio dissolvido e do fosfato solúvel na suspensão biológica.

4.2.4 Limpeza das Membranas

O procedimento para a limpeza química intensiva foi adotado de trabalhos anteriores desenvolvidos no LaRA – Laboratório de Reuso de Águas (PROVENZI, 2005; MAESTRI, 2007; CAMPELLO, 2009), os quais descrevem um protocolo de limpeza baseado nas instruções dadas pelo fabricante das membranas por eles utilizadas. No procedimento de limpeza química, o módulo de membranas era submetido à filtração de soluções alcalinas, ácidas e desinfetantes, conforme será descrito a seguir.

Quando a PTM alcançava o valor crítico de 0,7 bar, a operação do BRMBS era paralisada e se iniciava a limpeza química intensiva das membranas.

O módulo de membranas era retirado do BRMBS e drenado, durante 30 minutos. A seguir pesava-se o módulo com toda biomassa aderida às fibras, que posteriormente era cuidadosamente removida com um pincel para não danificar as membranas. Essa biomassa retornava para dentro do reator e o módulo de membranas era submetido à filtração e retrolavagem com água de torneira e água destilada, por uma hora cada, registrando os respectivos valores da PTM. Em seguida, o módulo de membranas era imerso em uma solução alcalina de NaOH (4g.L^{-1}), iniciando novamente a lavagem e retrolavagem, por 3 horas cada etapa, com o devido registro dos valores da PTM. Para remover os resíduos da solução anterior, o módulo era novamente submetido à lavagem e retrolavagem com água destilada por uma hora cada. Na sequência, o módulo era imergido em uma solução de ácido cítrico (a 2%), onde passava por lavagem e retrolavagem também por 3 horas cada. Por fim, o módulo era lavado e retrolavado com água destilada. O processo todo perdurava por cerca de dois a três dias.

Durante a execução da limpeza das membranas, a alimentação do reator foi realizada manualmente, assim como o controle do sistema de aeração. Tais providências foram tomadas para manter a atividade microbiológica no reator durante a sua paralisação

4.2.5 Cálculo experimental das resistências

Para o cálculo das resistências foi empregada a Equação 6. Conforme já discutido na revisão bibliográfica, essa equação segue os princípios da lei de Darcy para descrição de fluxo em capilares ou meios porosos.

$$F = \frac{PTM}{\mu \cdot R_{total}} = \frac{PTM}{\mu \cdot (R_{interna} + R_{torta} + R_{membrana})}$$

Equação 6

Expressando a Equação 6 em função da resistência total, tem-se:

$$R_{total} = \frac{PTM}{\mu \cdot F}$$

Equação 7

Em que:

R_{total} : Resistência total;

PTM: Pressão transmembrana;

μ : Viscosidade da suspensão biológica;

F: Fluxo de permeação.

O cálculo da resistência total (R_{total}) foi obtido experimentalmente, aplicando à Equação 7 os valores da PTM registrados durante a filtração da suspensão biológica, ou seja, sem limpeza prévia das membranas. Os valores de R_{total} puderam ser calculados ao longo da operação do BRMBS, pois a medida da PTM era registrada continuamente.

O cálculo experimental das resistências: R_{torta} , $R_{interna}$ e $R_{membrana}$, foram realizados durante o processo de limpeza das membranas.

A R_{total} foi obtida empregando-se a Equação 8. A soma da resistência interna mais a resistência da membrana ($R_{interna} + R_{membrana}$) pode ser obtida experimentalmente através dos valores da PTM verificados durante a primeira etapa do procedimento de limpeza, ou seja, durante a filtração em água após a retirada da biomassa da superfície das membranas.

$$R_{torta} = R_{total} - (R_{interna} + R_{membrana})$$

Equação 8

A $R_{interna}$ foi calculada experimentalmente aplicando-se a Equação 9.

$$R_{interna} = R_{total} - (R_{torta} + R_{membrana})$$

Equação 9

A $R_{membrana}$ foi obtida experimentalmente através valores da PTM observados durante a última etapa de limpeza das membranas, ou seja, durante a última etapa filtração do módulo quando imerso em água.

4.3 METODOS ANALÍTICOS

4.3.1 Análises físico-químicas

A avaliação da eficiência do tratamento foi procedida a partir da análise dos seguintes parâmetros: demanda química de oxigênio (DQO), nitrogênio amoniacal ($N-NH_4^+$), nitrogênio nitrito ($N-NO_2^-$), nitrogênio nitrato ($N-NO_3^-$), ortofosfato ($P-PO_4^{3-}$), sólidos suspensos totais (SST) e, sólidos suspensos voláteis (SSV), alcalinidade e pH. Estes parâmetros foram analisados duas vezes por semana no Laboratório de Reuso de Águas (LaRA) da UFSC. Já as medidas de oxigênio dissolvido (OD), temperatura e a pressão transmembrana (PTM) foram obtidas no local por meio de sonda e leitores digitais a cada dois dias. A Tabela 13 resume os parâmetros analisados, a frequência de análise e a metodologia empregada.

Tabela 14 - Métodos analíticos e frequência das análises.

Parâmetro	Metodologia	Frequência
Demanda química de Oxigênio	Método colorimétrico de refluxo fechado, utilizando Kit Hach e leitura em espectrofotômetro Hach modelo DR/2010.	2 vezes por semana
Nitrogênio amoniacal	Método de Nessler com kit Hach e amostras lidas em espectrofotômetro Hach modelo DR/2010.	2 vezes por semana
Nitrito	Método da Alfaftilamina e leitura em espectrofotômetro Hach modelo DR/2010.	2 vezes por semana
Nitrato	Método da Brucina e leitura em espectrofotometro Hach modelo DR/2010.	2 vezes por semana
Fósforo dissolvido reativo	Método colorimétrico do ácido vanadomolibdofosforico com kit Hach e amostras lidas em espectrofotometro Hach modelo DR/2010.	2 vezes por semana
Sólidos (SST e SSV)	Método gravimétrico.	2 vezes por semana
pH	Método potenciométrico e leitura em pHmetro Thermo Scientific Orion.	2 vezes por semana
Alcalinidade	Medido pela modificação de pH através da adição de acido sulfúrico 0,02 N.	2 vezes por semana
Turbidez	Método Nefelométrico em turbidímetro Hach 2100P.	2 vezes por semana
Temperatura	Termômetro de mercúrio	Diária
Pressão Transmembrana	Diferença da pressão atmosférica pela pressão na	Diária

	membrana (vacuômetro digital VDR/920).	
Oxigênio Dissolvido	Oxímetro portátil YSI-55, faixa de leitura -5 a 45°C.	2 vezes por semana

4.3.2 Microscopia óptica da suspensão biológica

Ao longo do experimento, foram realizadas análises de microscopia ótica para caracterização da microfauna da suspensão biológica.

A metodologia adotada para realização da microscopia consistia na coleta de uma pequena amostra do licor misto do BRMBS (0,1 mL) e posterior transferência desta para uma lâmina, que era coberta por lamínula. A visualização era realizada em microscópio óptico triocular invertido (Coleman, modelo XDP-I) com aumento de 100 a 400 vezes no laboratório integrado de meio ambiente (LIMA).

4.3.3 Granulometria por difração a laser

A análise granulométrica da suspensão biológica foi determinada por meio do granulômetro à laser Mastersizer modelo 2010 da fabricante Malvern. O princípio da análise baseia-se na emissão de um raio laser e análise de sua difração após a passagem por uma lente contendo o fluido com material em suspensão.

Para realização da análise granulométrica, foi coletado um volume de 50 mL da suspensão do BRMBS e enviado para o Laboratório de Caracterização Tecnológica (LCT), pertencente à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo (USP), que dispõem do equipamento necessário a análise. Devido à dificuldade de localizar este aparelho, com o limite de detecção desejado, a determinação granulométrica da suspensão biológica não pode ser realizada em maior periodicidade.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 APRESENTAÇÃO

Neste capítulo serão apresentados os resultados referentes aos parâmetros físico-químicos e operacionais monitorados neste trabalho de dissertação. Conforme descrito na metodologia, a operação do reator foi realizada no período de fevereiro a outubro de 2010, empregando-se dois fluxos de filtração: $5,55 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ e $11,1 \text{ L.m}^{-2}.\text{dia}^{-1}$. Exceto para os valores de pressão transmembrana, os demais parâmetros monitorados não apresentaram diferenças significativas sob a aplicação dos distintos fluxos, e, portanto, serão apresentados neste capítulo de maneira conjunta.

5.2 CARACTERIZAÇÃO DO AFLUENTE E EFLUENTE

As médias e os respectivos desvios-padrão dos parâmetros físico-químicos monitorados nesta pesquisa são apresentados na Tabela 15. Pode-se perceber o elevado desempenho do reator quanto à remoção de DQO, nitrogênio amoniacal e nitrogênio total, com eficiência média para estes parâmetros acima de 95%. Quanto ao fósforo, o reator apresentou menor habilidade na remoção deste parâmetro, atingindo uma eficiência média próxima a 45%. Excelentes resultados foram obtidos em relação à turbidez do permeado, indicando a elevada capacidade das membranas em barrar a passagem de sólidos suspensos para o efluente tratado.

Tabela 15 - Valores médios e desvio padrão dos parâmetros físico-químicos monitorados.

Parâmetros	N¹	Afluente	Efluente	Ef (%)
DQO total (mg.L ⁻¹)	63	1264,4 ± 32,8	12,1 ± 5,6	99,1
Nitrogênio Amoniacal (mg.L ⁻¹)	63	147,8 ± 4,9	0,9 ± 0,7	99,3
Nitrogênio Nitrito (mg.L ⁻¹)	63	0,03 ± 0,05	0,25 ± 0,2	-
Nitrogênio Nitrato (mg.L ⁻¹)	63	0,16 ± 0,13	4,8 ± 1,9	-
Nitrogênio total (mg.L ⁻¹)	63	148,05 ± 4,9	6,1 ± 2,3	95,9
Fosfato Dissolvido (mg.L ⁻¹)	63	26,8 ± 7,4	17,3 ± 13,7	44,6
Turbidez (NTU)	63	-	0,65 ± 0,3	-
pH	63	6,72 ± 0,1	8,24 ± 0,1	-
Alcalinidade (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	63	568,5 ± 35,9	475,3 ± 25,1	-

1: Número de análises

A seguir, serão apresentados em maiores detalhes os resultados relativos aos parâmetros físico-químicos monitorados ao longo da pesquisa.

5.2.1 Resultados dos Parâmetros Físico-Químicos

5.2.1.1 Temperatura

A temperatura no reator variou conforme a oscilação da temperatura ambiente onde o experimento foi realizado. Considerando-se que este desenvolveu-se entre os meses de fevereiro e outubro de 2010, então a temperatura no reator esteve sujeita a variações sazonais ao longo do ano.

A Figura 32 apresenta os valores de temperatura observados no reator durante o monitoramento. Percebe-se uma tendência de queda na temperatura ao longo dos dias de operação, que pode ser justificada

pelas características climáticas de cada estação do ano. A temperatura média obtida foi de $20,4 \pm 3,6$ °C, com mínima de 10,4 °C verificada durante o período de inverno e máxima de 27,2 °C ocorrida durante o verão.

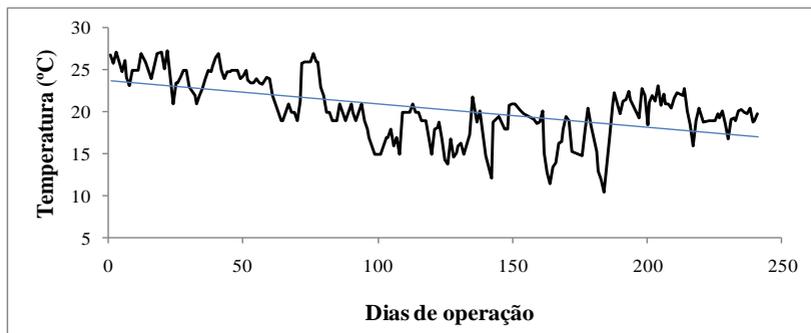


Figura 32: Variação da temperatura no licor misto ao longo dos dias de operação.

As reações biológicas envolvidas no processo de tratamento de esgotos normalmente se desenvolvem em uma faixa ótima de temperatura, para além da qual a atividade dos microrganismos é progressivamente reduzida (SAAD e CONRAD, 1993). Além do efeito sobre a atividade metabólica dos microrganismos, a temperatura está também fortemente associada a outros fatores, como a taxa de transferência de gases na suspensão biológica e as características de sedimentabilidade da biomassa (METCALF e EDDY, 2003). Assim, entende-se que o desempenho de um sistema biológico de tratamento de esgotos está diretamente associado a temperatura em que este opera.

O crescimento e a atividade dos organismos nitrificantes, por exemplo, é significativamente influenciado pela temperatura a que estes estão expostos (FREITAS, VON SPERLING E OLIVEIRA FILHO, 2007). Santiago *et al.* (1997) reportam que o processo de nitrificação se desenvolve na faixa de 4 a 45 °C, sendo que para o gênero *Nitrosomonas*, a temperatura ótima é de 35 °C e para as *Nitrobacters*, o ideal situa-se entre 35 e 42 °C.

A ocorrência da atividade desnitrificante, por sua vez, tem sido reportada na literatura em uma faixa de 0 a 50 °C (TEIXEIRA, 2006). No entanto, Coelho (1987) comenta que para o bom desempenho desse processo é interessante que a temperatura seja mantida entre 20 e 30 °C.

De maneira geral, observa-se que as temperaturas verificadas ao longo do monitoramento foram favoráveis ao crescimento e atividade dos microrganismos envolvidos no tratamento do esgoto.

5.2.1.2 pH

A Tabela 16 apresenta os valores médios do pH de amostras referentes ao esgoto sintético e permeado (afluente e efluente, respectivamente) e de amostras do licor misto relativas ao final das fases anóxica e aeróbia.

Tabela 16 - Valores médios e desvio padrão do pH referente ao afluente e efluente e do final das fases anóxica e aeróbia.

Afluente	Final da fase anóxica	Final da fase aeróbia	Efluente
6,7 ± 0,1	8,5 ± 0,1	8,2 ± 0,1	8,2 ± 0,1

Nota-se que o pH nas amostras do esgoto sintético manteve-se próximo a 6,7 ± 0,1, estando assim dentro da faixa de 6 a 9 indicada por Metcalf e Eddy (2003) para sistemas de tratamento biológico. Já nas amostras do permeado, o pH apresentou em média o valor de 8,2 ± 0,1, enquadrando-se portanto na faixa admissível de lançamento de 6,0 a 9,0 para águas doces estipulada pela Resolução CONAMA 357/2005. Para as amostras do licor misto, referentes neste caso ao final das fases anóxica e aeróbia, os valores médios encontrados foram 8,5 ± 0,1 e 8,2 ± 0,1, respectivamente.

Na Figura 33 são apresentados as variações temporais nos valores do pH de amostras relativas ao licor misto. Percebe-se que a linha do pH registrado no final da fase anóxica está situada sempre acima da linha que descreve o comportamento do pH ao final da fase aeróbia. Tais resultados estão associados às diferentes reações bioquímicas que se desenvolve em cada um destes ambientes. Sob condições anóxicas, ou seja, em ausência de oxigênio molecular, o processo de desnitrificação é favorecido e em consequência tem-se o consumo dos íons H⁺ do meio, resultando assim no aumento do pH. Por outro lado, sob condições aeróbias, o processo de desnitrificação é interrompido, dando início agora as reações bioquímicas de oxidação, seja da matéria carbonácea ou do nitrogênio amoniacal, que leva a liberação de íons H⁺ ao meio,

abaixando novamente o pH. Nesse sentido, os sistemas que congregam etapas aeróbias e anóxicas na linha de tratamento tornam-se auto reguláveis nos valores de pH, por meio das reações de oxidação-redução, ou seja, devido a produção e consumo de alcalinidade associado a capacidade de tamponamento do sistema.

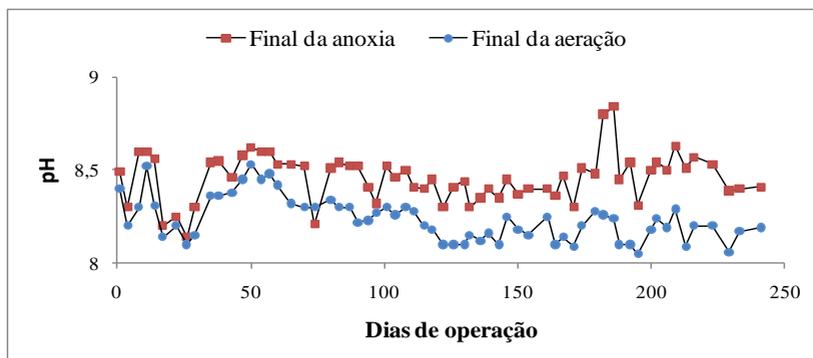


Figura 33: Variação temporal do pH em amostras do licor misto referente ao final da fase anóxica e final da fase aeróbia.

5.2.1.3 Alcalinidade

A alcalinidade pode ser entendida como a capacidade das águas em neutralizar compostos ácidos devido à presença de bicarbonatos, carbonatos e hidróxidos em solução (NBR 9896/1993). O monitoramento da alcalinidade encontra importante aplicação em sistemas de tratamento destinados a nitrificação e desnitrificação do esgoto. Ferreira (2000) comenta que durante a nitrificação é verificado o consumo de alcalinidade, com o equilíbrio químico tendendo a formação de ácido carbônico, ao passo que durante a desnitrificação se observa a produção de alcalinidade e diminuição nas concentrações de ácido carbônico. Percebe-se então que o monitoramento da alcalinidade pode servir de indício a ocorrência desses dois processos voltados à remoção de nitrogênio dos esgotos. Nesse sentido, foram monitorados nesta pesquisa a alcalinidade referente à entrada e saída do reator (esgoto sintético e permeado, respectivamente) e do licor misto, referente ao final da etapa anóxica e final da etapa aeróbia. Os resultados são apresentados na Tabela 17 e na Figura 41, respectivamente.

Tabela 17 - Valores médios e desvio padrão da alcalinidade referente ao afluente e efluente e do licor misto (final das fases anóxica e aeróbia).

Afluente (mg.L ⁻¹ CaCO ₃)	Final da fase anóxica (mg.L ⁻¹ CaCO ₃)	Final da fase aeróbia (mg.L ⁻¹ CaCO ₃)	Efluente (mg.L ⁻¹ CaCO ₃)
576,1 ± 20,9	556,9 ± 42,1	516,9 ± 34,1	475,4 ± 25,2

Nota-se que os maiores valores de alcalinidade foram encontrados em amostras referentes ao esgoto sintético, com valor médio de 576,1 mg.L⁻¹CaCO₃. O valor obtido situa-se acima do mencionado por Von Sperling (2005), que cita para águas residuárias de origem doméstica a faixa entre 110 e 170 mg.L⁻¹CaCO₃. É provável que a elevada alcalinidade encontrada se deva a presença do acetato de sódio no esgoto utilizado, que por ser um sal de caráter básico, pode ter conferido uma alcalinidade superior ao que se verifica usualmente no esgoto doméstico.

Percebe-se ainda pela Tabela 17 a ocorrência de uma redução na alcalinidade no final da fase aeróbia em relação ao valor encontrado no final da fase anóxica. Tal comportamento era esperado, conforme ressaltado anteriormente, pois sob condições aeróbias predomina o processo bioquímico de nitrificação, que resulta na liberação de íons H⁺ ao meio, reduzindo assim a sua alcalinidade (MAGRI, 2009).

Pela Figura 34, é possível acompanhar a variação temporal nos valores de alcalinidade em relação ao afluente e efluente (esgoto sintético e permeado, respectivamente) e de amostras coletadas no final das fases anóxica e aeróbia. Percebe-se que a linha da alcalinidade relativa à fase anóxica mantém-se sempre acima da linha que descreve o comportamento da alcalinidade ao final da fase aeróbia. Isto indica que a presença da etapa anóxica possibilitou a recuperação da alcalinidade do meio durante todo o monitoramento, a qual é atribuída às reações bioquímicas de desnitrificação. Assim, a desnitrificação, além de ser uma etapa necessária à remoção de nitrogênio total, pode ser interessante do ponto de vista da economia de energia e de produtos químicos destinados ao controle da alcalinidade (FERREIRA, 2000).

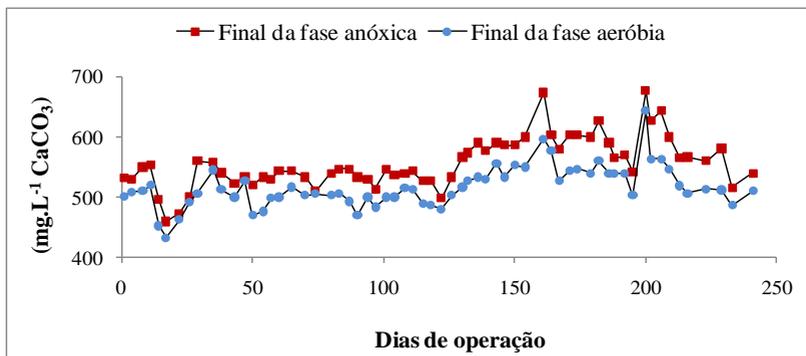


Figura 34: Variação da alcalinidade em amostras do esgoto sintético, final da etapa anóxica, final da aeração e permeado ao longo dos dias de operação.

Maia (2008) lembra que o monitoramento da alcalinidade é considerado mais relevante que o monitoramento do pH, pois enquanto o primeiro varia em escala linear, o segundo se dá em escala logarítmica. Dessa maneira, pequenas quedas nos valores de pH implica em consumo de alcalinidade, e portanto em diminuição significativa da capacidade de tamponamento da amostra.

5.2.1.4 Oxigênio Dissolvido

A Figura 35 apresenta as variações do oxigênio dissolvido (OD) no licor misto verificadas em dois momentos distintos do ciclo operacional do reator: final da fase anóxica e final da fase de aeração. Os valores de OD encontrados para o final da fase de aeração mantiveram-se sempre acima de 6 mg.L^{-1} , com média de $7,7 \text{ mg.L}^{-1}$. Já para a fase anóxica, em que o sistema de aeração permanecia desligado, os valores de OD estiveram sempre abaixo de $0,04 \text{ mg.L}^{-1}$, com média de $0,01 \text{ mg.L}^{-1}$.

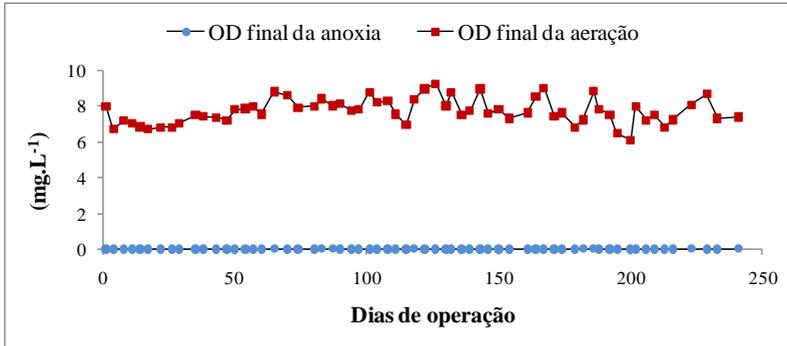


Figura 35: Variação dos valores de oxigênio dissolvido nas fases anóxica e aeróbia do ciclo operacional do reator.

As concentrações de OD observadas em cada uma das fases demonstram a capacidade do reator em impor as diferentes condições ambientais requeridas para se alcançar as etapas de nitrificação e desnitrificação. Jordão e Pessoa (2005) recomendam valores de OD acima de 2 mg.L^{-1} para o bom desempenho da nitrificação, sendo que abaixo de $0,5 \text{ mg.L}^{-1}$ este processo pode não mais ocorrer. Já para a etapa de desnitrificação, o mesmo autor sugere o valor máximo de $0,1 \text{ mg.L}^{-1}$ de OD para que a remoção de nitrato não seja prejudicada. Assim, diante dos valores citados pela literatura, percebe-se que o parâmetro oxigênio dissolvido mostrou-se sempre favorável à ocorrência das etapas de nitrificação e desnitrificação do esgoto, foco da presente pesquisa.

Vale salientar que os elevados valores de OD verificados ao final da etapa de aeração do BRMBS estão de fato acima do que é requerido pelos microrganismos para executar a oxidação da matéria nitrogenada e carbonácea. No entanto, estes valores mais elevados de OD surgem como uma consequência da necessidade de um ambiente com grande turbulência na suspensão biológica para minimizar o depósito de partículas na superfície das membranas e evitar, dessa maneira, a sua rápida colmatação. Entende-se que um estudo mais criterioso deve ser realizado quanto à taxa de aeração empregada, visando com isso atender a turbulência necessária ao processo e evitar um consumo energético em demasia que possa encarecer a operação do reator em escala real.

5.2.1.5 Sólidos Suspensos Totais e Voláteis

As análises de sólidos realizadas durante o monitoramento do reator diziam respeito aos sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV) de amostras da suspensão biológica. Devido à elevada qualidade do permeado e também por ter sido utilizado esgoto sintético, não foram realizadas análises de sólidos em amostras nesses pontos, uma vez que os mesmos eram caracterizados pela ausência de material em suspensão. O monitoramento dos sólidos, por meio de análises de SST e SSV da suspensão biológica, tinha por objetivo acompanhar o crescimento da biomassa no reator e também verificar um possível efeito desse material na filtrabilidade das membranas.

A evolução no teor de sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV) da suspensão biológica é apresentada na Figura 36. Percebe-se a ocorrência de um progressivo aumento no teor destes sólidos, uma vez que não foram realizadas purgas para remoção de lodo ao longo dos dias de operação. O teor de SST, que no momento da partida do reator era de 1.350 mg.L^{-1} aumentou para 8.100 mg.L^{-1} na parte final do monitoramento, enquanto que o teor de SSV partiu dos iniciais 1.040 mg.L^{-1} para 6.953 mg.L^{-1} , valores estes condizentes com a literatura no que se refere à concentração de sólidos suspensos em BRM.

Os valores observados demonstram a habilidade do reator em operar com concentrações de biomassa superior ao que se verifica no processo de lodos ativados convencional, no qual o teor de SST dificilmente supera o valor de 5.000 mg.L^{-1} (SUN, HAY e KHOR, 2006). A presença das membranas garante, dessa maneira, a completa retenção dos sólidos dentro do reator, que resulta em uma concentração de biomassa mais elevada e contribui assim para uma maior eficiência do tratamento e uma menor produção global de lodo, uma vez que grande parte é consumida no próprio reator devido às elevadas idades de lodo características destes sistemas (LORAIN *et al.*, 2010).

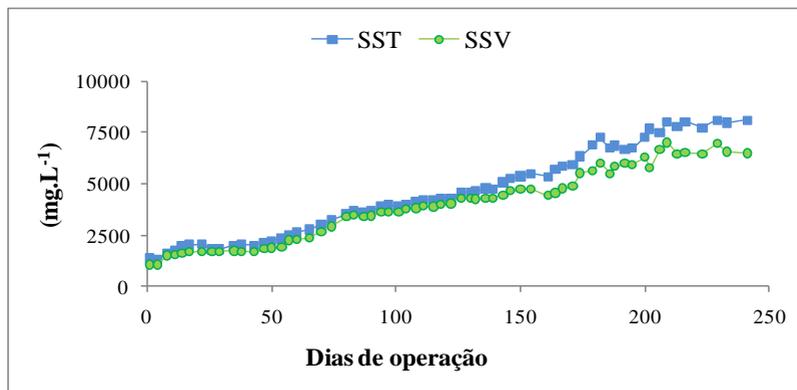


Figura 36: Evolução no teor de SST e SSV ao longo dos dias de operação.

Stephenson *et al* (2000) comentam que o teor de sólidos suspensos em BRM situa-se usualmente entre 8000 e 15000 mg.L⁻¹ no tratamento de esgoto doméstico. Khongnakorn e Wisniewski (2007), por sua vez, afirmam que o teor de SST nesses reatores é da ordem de 2 a 5 vezes maior que o verificado em sistemas de lodos ativados. Lousada-Ferreira *et al.* (2010), por exemplo, observaram um teor de SST de 18.300 mg.L⁻¹ na suspensão biológica de um BRM tratando esgoto doméstico. Sun *et al* (2007) verificaram um crescimento de SST até 14.500 mg.L⁻¹ a partir de um valor inicial de 4.500 mg.L⁻¹, tratando efluente industrial.

Ainda pela Figura 36, pode-se observar que a tendência no crescimento referente ao SST foi bastante similar ao crescimento observado para o SSV. Sun *et al.* (2007) reportam que a relação entre SSV/SST é de grande importância para reatores que operam com elevada idade de lodo, uma vez que nessas condições é possível que ocorra no reator um acúmulo de compostos inorgânicos, que a determinados níveis podem se tornar tóxicos aos microrganismos e prejudicar dessa maneira a eficiência do tratamento.

A relação SSV/SST, obtida na presente pesquisa, manteve-se sempre próxima a 0,9 ao longo dos 241 dias de monitoramento, indicando, segundo Sun *et al* (2007), a não ocorrência de acúmulo de compostos inorgânicos, mesmo tendo sido o reator operado sem descarte de lodo, ou seja, com idade de lodo infinita. A utilização de esgoto sintético pode ter contribuído para a similaridade dos valores de SST e SSV da suspensão biológica, uma vez que este tipo de esgoto não apresentava material em suspensão. Em decorrência, o aumento no teor de sólidos dentro do reator pode ser associado basicamente ao

crescimento da biomassa, na qual a fração volátil (SSV) predomina frente à fração inerte.

A operação de biorreatores à membrana com idade de lodo infinita tem apresentado grande eficiência na remoção de matéria orgânica, uma vez que praticamente todo o substrato é consumido para assegurar a manutenção e síntese de produtos de armazenamento à biomassa (JUDD, 2006). Por outro lado, Le-Clech *et al.* (2005) reportam que a operação com elevada idade de lodo leva a um grande teor de SST no reator, que pode resultar em problemas associados a incrustação da membrana por material inerte e também prejudicar a transferência de oxigênio em BRM operando em escala real. No entanto, Khongnakorn e Wisniewski (2007) encontraram excelentes resultados em BRM com completa retenção de lodo, obtendo neste caso elevada remoção de compostos orgânicos e produção de lodo extremamente baixa. Segundo estes autores, a operação nestas condições não induziu a má filtrabilidade do licor misto pelas membranas. Contudo, a suspensão biológica apresentou elevada viscosidade e alto teor de SST, que os autores entendem ser prejudicial a sua aeração e mistura. Na prática, a idade do lodo tende a não ser rigidamente controlada em biorreatores à membrana. Além disso, o impacto associado a este parâmetro é provavelmente de menor importância para a etapa de filtração frente as características do esgoto a ser tratado (JUDD, 2006).

5.2.1.6 Turbidez

Na Figura 37 são apresentados os valores de turbidez referentes a amostras da suspensão biológica e do permeado, bem como a sua respectiva eficiência de remoção. Por ter sido utilizado esgoto sintético durante o experimento, não foram realizadas análises de turbidez nessas amostras, uma vez que nesse material os constituintes estavam todos solubilizados, conferindo, portanto, ausência de turbidez. Nesse sentido, a turbidez do permeado leva como referência a turbidez da suspensão biológica. No entanto, sabe-se que na prática, em sistemas de lodos ativados convencional, por exemplo, o cálculo da eficiência na remoção de turbidez é realizado a partir de amostras do esgoto bruto.

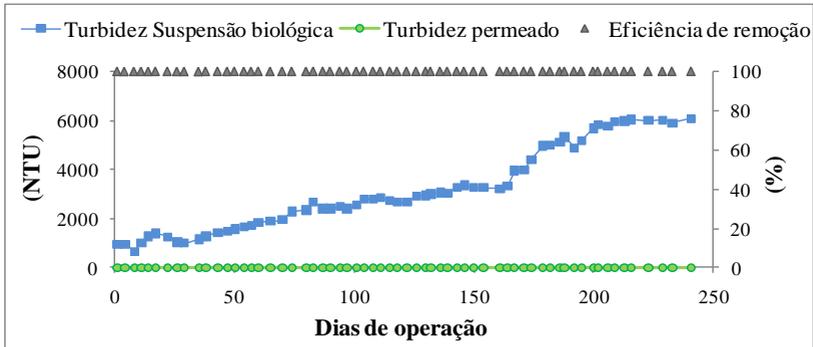


Figura 37: Turbidez referente a amostras da suspensão biológica e permeado e sua respectiva eficiência de remoção.

Observa-se que, independentemente dos valores de turbidez apresentados pela suspensão biológica, a turbidez referente ao permeado manteve-se sempre abaixo de 1,0 NTU. Assim, apesar dos elevados valores de turbidez verificados na suspensão biológica, as membranas de ultrafiltração foram capazes de manter uma eficiência de remoção bastante elevada, sempre acima de 99,9%. Viero (2006) também alcançou excelentes resultados na remoção deste parâmetro, obtendo em amostras do permeado turbidez sempre próxima a 0,2 NTU, com teor de SSV na suspensão biológica de até 18.000 mg.L^{-1} . Provenzi (2005) obteve turbidez inferior a 1,0 NTU em permeado produzido em membrana de microfiltração, com teor de SST no biorreator variando entre $8.000 - 12.000 \text{ mg.L}^{-1}$.

Na Figura 38 é possível visualizar o aspecto límpido do permeado produzido frente a aparência bastante turva da amostra da suspensão biológica. Percebe-se a ausência de material em suspensão no efluente gerado pelo BRMBS.

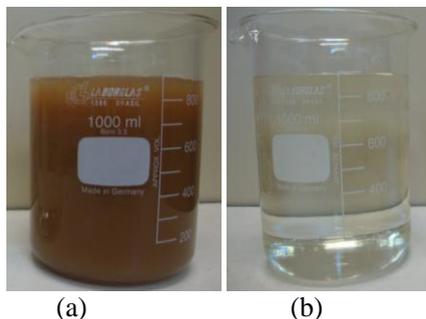


Figura 38: Suspensão biológica (a) e permeado (b).

5.2.1.7 Demanda Química de Oxigênio – DQO

Os resultados referentes à DQO total (DQOt) em amostras do esgoto sintético (afluente) e permeado (efluente) obtidos durante o monitoramento da unidade piloto são apresentados na Tabela 18.

Tabela 18 - Resultados do monitoramento da DQOt em relação ao esgoto sintético (afluente) e permeado (efluente).

	Unidade	N ¹	Média	DP ²	Máx	Mín
Afluente	mg.L ⁻¹	63	1.264,4	32,8	1322,0	1.189
Efluente	mg.L ⁻¹	63	12,1	5,6	19,0	3,0
Eficiência	%	-	99,04	0,4	99,8	98,3

1: Número de análises. 2: Desvio padrão

A Figura 39 apresenta as variações nas concentrações de DQOt no afluente (esgoto sintético) e efluente (permeado) e sua respectiva eficiência de remoção ao longo dos dias de operação do reator.

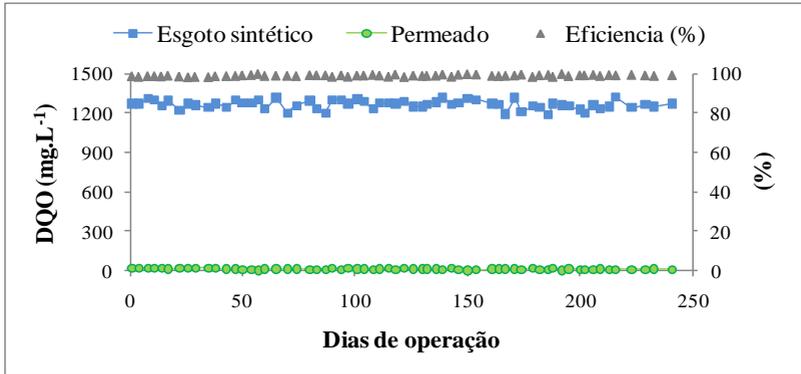


Figura 39: DQOt afluente (esgoto sintético) e efluente (permeado) e respectiva eficiência de remoção ao longo dos dias de operação.

Verifica-se que o BRMBS apresentou excelente desempenho quanto à remoção de matéria orgânica durante todo o período de monitoramento, com concentração de DQOt no permeado sempre abaixo de 20 mg.L⁻¹ e eficiência média de remoção de 99,1 %.

Pela análise da Figura 40, pode-se visualizar a capacidade do reator em resistir à variação de carga orgânica aplicada. O aumento no fluxo através das membranas para 11,1 L.m⁻².h⁻¹, promovido entre os dias 158 e 213, conforme será descrito no item 5.4.2, conduziu a um aumento na carga orgânica volumétrica aplicada ao reator (COV) de 0,38 kg.DQO.m⁻³.dia⁻¹ para 0,76 kg.DQO.m⁻³.dia⁻¹. No entanto, este aumento não resultou em comprometimento da qualidade do permeado quanto à presença de matéria orgânica, uma vez que os valores da DQOt em tais amostras continuaram sempre abaixo de 20 mg.L⁻¹, conforme observado anteriormente.

Rosemberger *et al* (2002) também não encontraram variação significativa na qualidade do permeado com o aumento da COV aplicada de 1.1 kg.DQO.m⁻³.dia⁻¹ para 1.8 kg.DQO.m⁻³.dia⁻¹, obtendo uma concentração média de DQOt no permeado de 35 mg.L⁻¹.

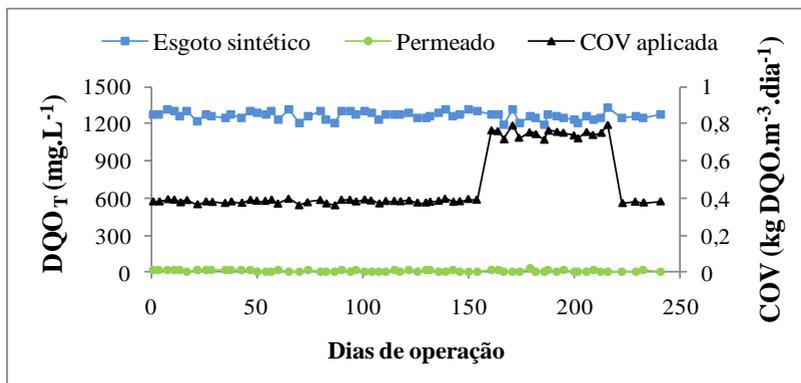


Figura 40: Comportamento da DQO após o aumento na carga orgânica volumétrica aplicada.

Uma das razões para o alto rendimento do reator na remoção de DQO, observado mesmo após o aumento na COV aplicada deve-se, em parte, aos baixos valores das taxas de troca volumétrica (*VER*, *volumetric exchange ratio*, do inglês) utilizadas ao longo da pesquisa, ou seja, ao baixo volume de efluente trocado em cada novo ciclo frente ao volume total do reator. Em decorrência, a unidade piloto operou com elevados tempo de detenção hidráulica (*TDH*), de 80 e 40 horas, respectivamente. Tais valores contribuíram para a manutenção na eficiência de remoção de matéria orgânica sempre constante e elevada, conforme observado na Figura 40. A Tabela 19 apresenta um resumo dos parâmetros operacionais adotados que conduziram aos *TDH* utilizados.

Tabela 19 - Taxa de troca volumétrica (*VER*) e tempo de detenção hidráulica (*TDH*) em função do fluxo e vazão de permeação utilizados.

Fluxo ($L.m^{-2}.h^{-1}$)	Vazão ($L.dia^{-1}$)	VTC^1 (L)	VER^2 (%)	<i>TDH</i> (horas)
5,55	9,0	1,5	5	80,0
11,1	18,0	3,0	10	40,0

1: Volume trocado em cada ciclo. 2: Taxa de troca volumétrica

Nota-se que o reator operou sob as taxas de troca volumétrica de 5% e 10%, em função dos fluxos aplicados. Tais valores podem ser

considerados baixos quando comparado a taxa de 40% geralmente utilizada em reatores em batelada convencionais no tratamento de esgoto doméstico (NI *et al*, 2009). Em se tratando de biorreatores à membrana operados em batelada sequencial, as taxas de troca volumétricas utilizadas na presente pesquisa se aproximam das que vem sendo empregadas por diferentes autores, conforme pode-se observar pela Tabela 20.

Tabela 20 - Taxa de troca volumétrica empregada em BRMBS por diferentes autores.

Taxa de troca volumétrica utilizada (%)	Referência
12 a 15,3	Yang <i>et al</i> (2010)
25	Scheumann e Kraume (2009)
25	Lobos <i>et al</i> (2008)
9,1 a 36,4	Zhang <i>et al</i> (2006)

Na realidade, a taxa de troca volumétrica em BRMBS está associada à área de membrana disponível ao processo de filtração. Maiores áreas de membrana naturalmente possibilitam maiores fluxos de permeado, que levam a maiores volumes de efluente descartado em cada ciclo do reator.

Na Figura 41 são apresentados os perfis da DQO solúvel (DQOs), obtida ao final da etapa de aeração (dentro do reator) e os respectivos valores de DQO total (DQOt) encontrados no permeado. Os valores de DQOs relativa ao final da etapa de aeração foram obtidos através da filtração a vácuo de amostras da suspensão biológica em membrana Millipore 0,45 µm para posterior análise de DQO em laboratório.

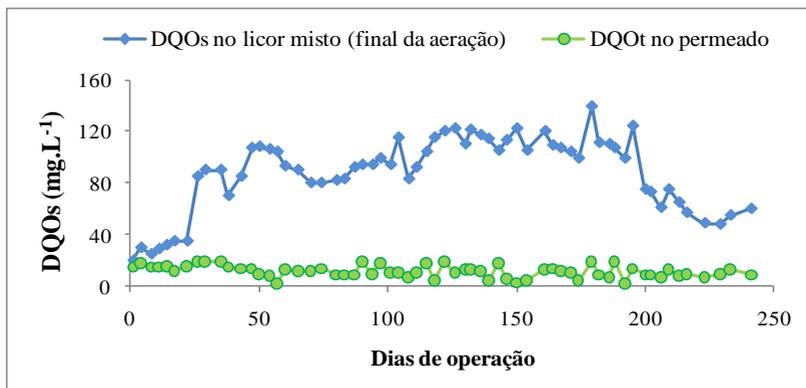


Figura 41: DQO solúvel obtida ao final da etapa aeróbia e os respectivos valores de DQO total no permeado.

Nota-se que a DQOt referente as amostras do permeado mantiveram-se bem abaixo dos valores de DQOs encontrados ao final das três horas da etapa de aeração. Tal comportamento sugere que grande parte da matéria orgânica solúvel não metabolizada pelos microrganismos tenha sido removida através da filtração pelas membranas. Sun, Hay e Khor (2006) reportam que o mecanismo de separação por membranas contribui significativamente para a manutenção de elevados níveis de remoção de DQO, se comparado à sedimentação gravitacional, praticada em reatores de lodos ativados convencional. De acordo com esses autores, as membranas agem como uma barreira à passagem de partículas e componentes macromoleculares ao efluente tratado, e garantem, dessa maneira, baixa concentração de matéria orgânica no permeado. Assim, o alto desempenho do reator quanto à remoção de DQO teve grande contribuição do processo de separação promovido pelas membranas, conferindo um polimento adicional ao efluente final em termos de DQO. Comportamento semelhante foi encontrado por Lobos *et al* (2008), em que se verificou uma DQO total no permeado bem abaixo da DQO solúvel de amostras do licor misto referente ao final da etapa aeróbia. Os autores entendem que tais resultados estejam associados à elevada seletividade das membranas microporosas presente no BRM, que impediram a passagem de compostos solúveis macromoleculares e coloidais ao efluente tratado.

Na Figura 42 é possível acompanhar a variação na relação A/M (Alimento/Microrganismo) ao longo dos 241 dias de monitoramento. Tal relação fornece a disponibilidade de alimento aos microrganismos,

em termos de carga de DQO aplicada por massa de sólidos suspensos voláteis (METCALF e EDDY, 2003).

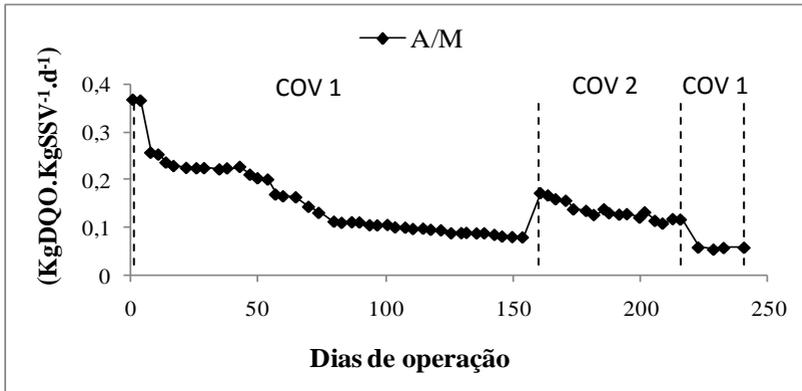


Figura 42: Variação na relação A/M ao longo do tempo de operação do BRMBS. COV 1: 0,38 Kg.DQO.m⁻³.dia⁻¹ e COV 2: 0,76 kg.DQO.m⁻³.dia⁻¹.

Observa-se que a relação A/M decresce com o tempo de operação do BRMBS em cada uma das COVs aplicadas. Tal comportamento se deve a constância nos valores de COV aplicado em cada um desses intervalos (COV 1 e COV 2), que aliado ao progressivo crescimento dos sólidos suspensos voláteis, acabou resultando em um contínuo decaimento na relação A/M. Nota-se pela Figura 42 que a relação A/M era de 0,36 kgDQO.KgSSV⁻¹.dia⁻¹ momento da partida do reator e, devido ao maior teor de SSV, decaiu para 0,058 kgDQO.KgSSV⁻¹.dia⁻¹ na parte final do monitoramento. Exceto para a partida do reator, os demais valores de A/M mantiveram-se abaixo daqueles observados em sistemas de lodos ativados convencional, usualmente compreendidos entre 0,3 e 0,6 kgDQO.kgSSV⁻¹.dia⁻¹, conforme cita Metcalf e Eddy (2003).

Bertolino, Carvalho e Aquino (2008) comentam que quanto menor a relação A/M, mais rapidamente se desenvolve o processo de degradação da matéria orgânica presente no esgoto pelos microrganismos. Von Sperling *et al.* (2006) reportam que em condições de baixo A/M os microrganismos podem vir a consumir praticamente toda a matéria orgânica do esgoto afluente, bem como a própria matéria orgânica de constituição celular, resultando em lento crescimento da biomassa devido a respiração endógena. Os mesmos autores destacam ainda que elevadas idades do lodo conduzem a baixos valores de A/M. Como os biorreatores à membrana são conhecidos por operarem com

idade do lodo mais elevada, se comparado ao processo de lodos ativados convencional, é esperado então que nos primeiros tenha-se, de fato, valores de A/M mais baixos (WAN *et al*, 2011), conforme observado na presente pesquisa. Brown, Ong e Lee (2010) comentam que tais condições permitem aos BRM operar de maneira mais eficiente e a lidar com maiores cargas de DQO do que o verificado num sistema convencional.

Em relação ao processo de filtração, Judd (2006) comenta que é interessante a existência de relações A/M mais baixas, uma vez que nestas condições a produção de SMP (*Soluble microbial product*) é minimizada, o que pode levar a uma redução na formação do *biofouling* na superfície da membrana.

Diversos trabalhos têm reportado eficiências de remoção de matéria orgânica em BRM variando entre 90 e 99% (LIU *et al*, 2008; MONCLÚS *et al*, 2010 a.; DI BELLA, TORREGROSSA e VIVIANI, 2011). A elevada capacidade de remoção de DQO tem sido considerada como uma das principais vantagens dos biorreatores à membrana frente aos sistemas convencionais de tratamento de esgoto.

5.2.1.8 Série nitrogenada – $N-NH_4^+$, $N-NO_2^-$ e $N-NO_3^-$

Na Tabela 21 são apresentados os resultados do monitoramento quanto à presença de nitrogênio amoniacal ($N-NH_4^+$) no esgoto sintético (afluente) e no permeado (efluente).

Tabela 21 - Resultados do monitoramento de $N-NH_4^+$ em relação ao esgoto sintético (afluente) e permeado (efluente)

	Unidade	N ¹	Média	DP ²	Máximo	Mínimo
Afluente	mg.L ⁻¹	63	147,9	4,9	155,3	130,0
Efluente	mg.L ⁻¹	63	0,97	0,7	2,74	0,11
Eficiência	%	-	99,3	0,4	99,9	98,1

1: Número de análises. 2: Desvio padrão

A Figura 43 apresenta a variação temporal nas concentrações de N-NH_4^+ em amostras do esgoto sintético e do permeado, e as respectivas eficiências de remoção deste parâmetro.

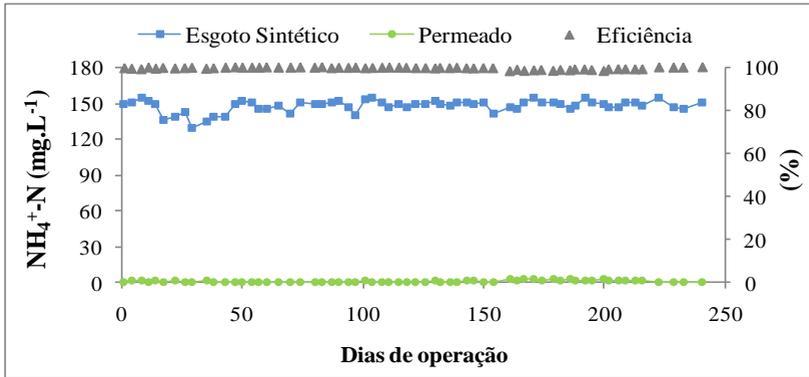


Figura 43: Concentração de N-NH_4^+ no afluente (esgoto sintético) e efluente (permeado) e respectiva eficiência de remoção ao longo dos dias de operação.

Nota-se que o BRMBS apresentou elevado desempenho quanto à remoção de nitrogênio amoniacal, alcançando eficiência média de 99,3%, com concentrações máxima e mínima no permeado de 2,74 e 0,11 mg.L^{-1} , respectivamente. Tais resultados indicam uma elevada atividade nitrificante, que garantiu a baixa concentração de N-NH_4^+ no permeado (WAN *et al.*, 2011).

Na Figura 44 pode-se acompanhar a variação nas concentrações efluentes de nitrogênio amoniacal em função da carga nitrogenada volumétrica aplicada (CNV).

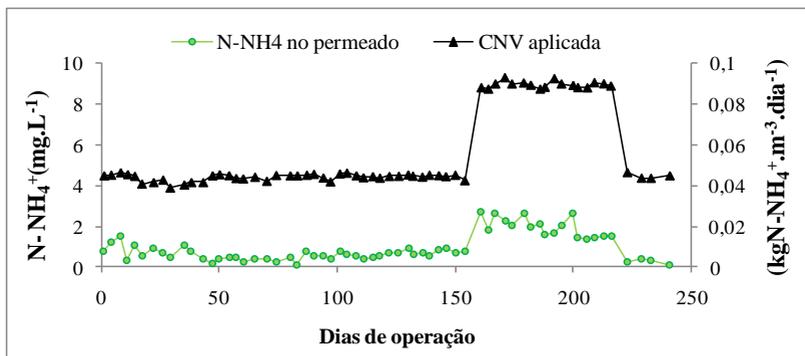


Figura 44: Concentração de N-NH_4^+ no permeado em função da carga nitrogenada volumétrica (CNV) aplicada.

Percebe-se que o aumento da CNV de $0,045 \text{ kgN-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$ para $0,09 \text{ kgN-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$, promovido entre os dias 158 e 214, refletiu em ligeiro aumento nas concentrações de N-NH_4^+ nas amostras do permeado. No entanto, mesmo sob condições de CNV mais elevada, as concentrações de N-NH_4^+ observadas no efluente mantiveram-se sempre abaixo de 3 mg.L^{-1} . Resultados semelhantes foram obtidos por Lee *et al.* (2010), em que os autores encontraram em amostras do permeado concentrações de N-NH_4^+ também abaixo de 3 mg.L^{-1} , com CNV aplicada de até $0,4 \text{ kgN-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$. Os autores comentam que a completa retenção das bactérias nitrificantes pelas membranas resulta em uma maior densidade desses microrganismos no licor misto, que explica, em parte, a elevada capacidade nitrificante dos biorreatores à membrana.

A Tabela 22 e a Figura 45 trazem os resultados do monitoramento de N-NH_4^+ no licor misto em relação às amostras do final da alimentação do reator, final da fase anóxica e final da fase aeróbia.

Tabela 22 - Resultados do monitoramento de $N-NH_4^+$ no licor misto em relação a amostras do final da alimentação, final da anoxia e final da aeração.

	Unidade	N ¹	Média	DP ²	Máximo	Mínimo
Final alimentação	mg.L ⁻¹	63	7,7	2,7	13,2	5,0
Final anoxia	mg.L ⁻¹	63	7,3	2,6	13,1	4,7
Final aeração	mg.L ⁻¹	63	0,27	0,3	1,4	0,05

1: Número de análises. 2: Desvio padrão

Nota-se pela Figura 45 que a linha relativa à concentração de $N-NH_4^+$ obtida no final da fase anóxica esteve sempre próxima dos valores de $N-NH_4^+$ encontrados ao final da alimentação do reator. Já a linha relativa ao final da fase de aeração apresenta-se bem abaixo das demais, com os menores valores de nitrogênio amoniacal durante o ciclo operacional do reator. Tal comportamento era esperado, uma vez que com o início da fase aeróbia tem-se a oxigenação da suspensão biológica, em que a concentração de oxigênio dissolvido se eleva e torna possível então a remoção de $N-NH_4^+$ pelo processo de nitrificação. Observa-se ainda pela Figura 45 que as concentrações de $N-NH_4^+$ no licor misto estiveram sempre abaixo de 15 mg.L^{-1} , mesmo tendo o afluente (esgoto sintético) uma concentração próxima a 150 mg.L^{-1} . Os baixos valores de $N-NH_4^+$ do licor misto se devem a taxa de troca volumétrica utilizadas ao longo da pesquisa (5 e 10 %), que levaram a uma diluição do esgoto ao final do enchimento do reator.

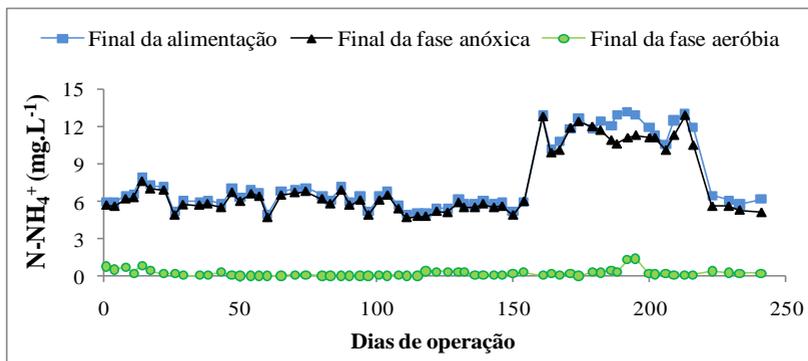


Figura 45: Concentração de N-NH_4^+ em amostras do licor misto relativas ao final da alimentação, final da fase anóxica e final da fase aeróbia.

A Figura 46 apresenta a série temporal das concentrações de nitrogênio oxidado ($\text{N-NO}_2^- + \text{N-NO}_3^-$) registradas no esgoto sintético e no permeado. Ao se comparar os valores de entrada e saída (esgoto sintético e permeado), percebe-se a formação destes compostos nitrogenados no efluente final. Campello (2009) comenta que o aumento nas concentrações de nitrato no efluente está usualmente associado ao processo de nitrificação, em que se tem a oxidação do nitrogênio amoniacal presente no esgoto a compostos oxidados de nitrogênio. Devido ao processo de nitrificação, verificou-se então a formação de nitrito e nitrato, que apresentaram concentrações médias no permeado de $4,86 \pm 1,87 \text{ mg.L}^{-1}$ e $0,25 \pm 0,21 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente.

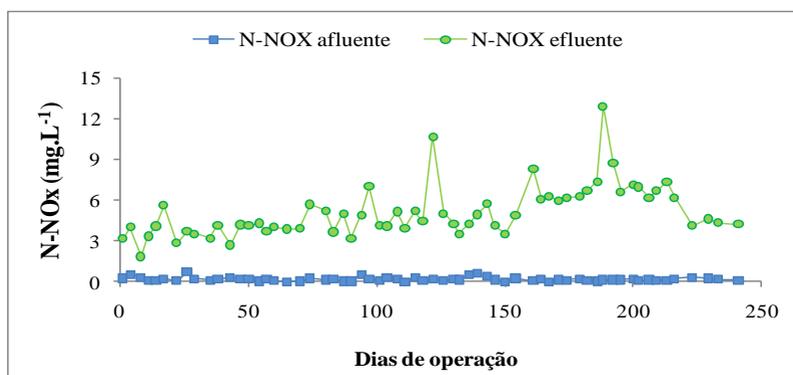


Figura 46: Série temporal das concentrações de N-NO_x no afluente e efluente.

O processo de nitrificação ao longo de todo o período de operação do reator pode ser acompanhado por meio da análise da Figura 47. Nesta são apresentadas as concentrações de N-NH_4^+ e N-NO_3^- de amostras do licor misto relativas ao início e ao final da etapa de aeração. Nota-se que ao final dessa etapa, as concentrações de N-NH_4^+ aproximam-se de zero, ao passo que as concentrações de N-NO_3^- assumem os seus valores máximos, evidenciando dessa maneira a elevada atividade nitrificante do BRMBS. Os picos observados nas linhas que descrevem as concentrações de N-NO_3^- estão associadas a uma desnitrificação deficiente nos ciclos anteriores, que elevaram as concentrações destes compostos no licor misto em determinadas situações.

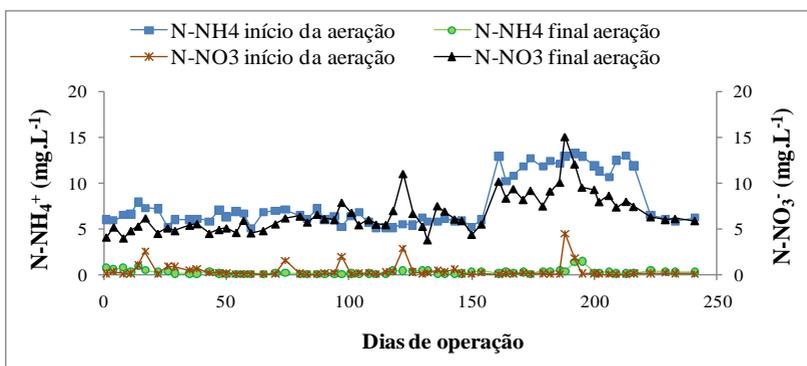


Figura 47: Série temporal das concentrações de N-NH_4^+ e N-NO_3^- em amostras do licor misto relativas ao início e ao final da etapa de aeração.

Na Figura 48, pode-se acompanhar as variações nas concentrações de N-NO_3^- no permeado em função da CNV aplicada. Percebe-se que o incremento da CNV de $0,045 \text{ kgN-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$ para $0,09 \text{ kgN-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$ levou a um aumento nas concentrações de N-NO_3^- no permeado, passando de $4,3 \text{ mg.L}^{-1}$ para $7,2 \text{ mg.L}^{-1}$ no período de CNV mais elevada (valores médios).

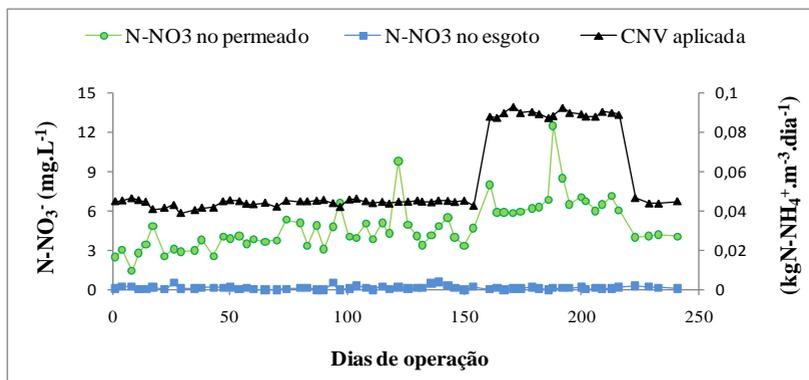


Figura 48: Concentração de nitrato no permeado em função da CNV aplicada.

As baixas concentrações de nitrato verificadas no permeado do BRMBS durante o monitoramento indicam a ocorrência do processo de desnitrificação. Ferreira (2000) define a desnitrificação como uma série de reações bioquímicas que se processam sob condições anóxicas e que resultam na conversão das formas oxidadas de nitrogênio (N-NO_2^- e N-NO_3^-) em nitrogênio gasoso, que escapa então da fase aquosa para a atmosfera. Para melhor visualização do processo de remoção de nitrato, são apresentadas na Figura 49 as concentrações deste composto em amostras do licor misto relativas ao início e no final da fase anóxica.

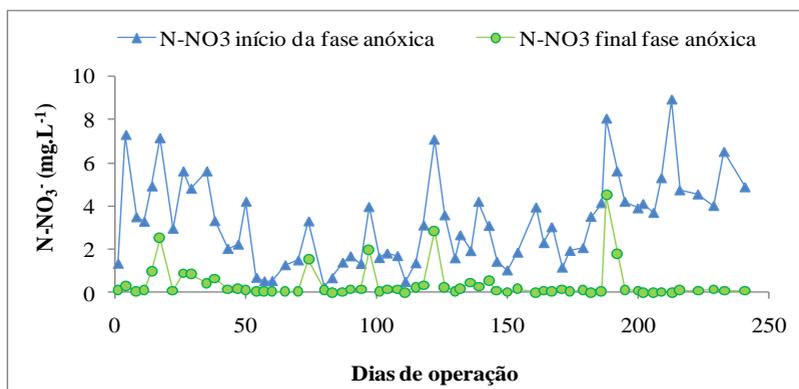


Figura 49: Concentrações de nitrato no início e no final da fase anóxica.

Verifica-se para todas as situações uma redução nas concentrações de N-NO_3^- no licor misto ao final da etapa anóxica, com

valor médio $0,4 \pm 0,7 \text{ mg.L}^{-1}$ e concentrações máximas e mínimos de 4,5 e $0,01 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente. Tais resultados evidenciam a importância da etapa anóxica para a remoção deste contaminante.

Maestri (2007), por exemplo, operou o mesmo piloto utilizado nesta pesquisa, com fluxos de filtração de $5 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ e $15 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, alimentando-o neste caso com esgoto doméstico real, porém sem a presença da etapa anóxica durante a operação do reator. Em consequência, o autor observou maiores concentrações de nitrato no permeado, apresentando, em média, valores próximos a $20,5 \pm 8,04 \text{ mg.L}^{-1}$. O autor entende que a elevada concentração de nitrato no efluente final esteja associada a não ocorrência do processo de desnitrificação, devido à ausência de uma etapa anóxica/anaeróbia na linha de tratamento.

Campello (2009), por sua vez, inseriu um tanque anóxico neste mesmo BRM, posicionando-o antes do tanque aeróbio. Nessa configuração, o esgoto afluente entrava em contato primeiramente com o tanque anóxico, sendo depois encaminhado ao tanque aeróbio. A partir deste último, procedia-se a recirculação de parte do efluente tratado para a câmara anóxica, onde o processo de desnitrificação era favorecido. De fato, a remoção de nitrato foi potencializada e processo de desnitrificação foi verificado, com concentrações médias de N-NO_3^- no permeado variando entre $13,1 \text{ mg.L}^{-1}$ e $7,92 \text{ mg.L}^{-1}$ em diferentes etapas ao longo da pesquisa. No entanto, este autor observou que a recirculação do efluente visando a sua desnitrificação resultava na transferência de oxigênio dissolvido para o tanque anóxico, que em determinado período do monitoramento apresentou média de OD igual a $4,64 \text{ mg.L}^{-1}$. Como resultado, o autor observou certa deficiência do reator em executar o processo de desnitrificação devido à presença em excesso de OD no tanque anóxico.

Diante desses resultados, verifica-se o melhor desempenho do reator, quanto à remoção de nitrato, quando este foi operado em regime de batelada sequencial.

A Tabela 23 apresenta um resumo das concentrações de N-NH_4^+ e de N-NO_x^- ($\text{N-NO}_2^- + \text{N-NO}_3^-$) verificadas nas amostras do esgoto sintético e do permeado ao longo dos 241 dias de operação do BRMBS.

Tabela 23 - Concentrações de $N-NH_4^+$ e $N-NO_x^-$ no afluente e efluente.

	Unidade	N ¹	Média	DP ²	Máx	Mín
$[N-NH_4^+]$ Afluente	mg.L ⁻¹	63	147,9	4,9	155,3	130,0
$[N-NH_4^+]$ Efluente	mg.L ⁻¹	63	0,9	0,7	2,7	0,1
$[N-NO_x^-]$ Efluente	mg.L ⁻¹	63	5,1	1,8	12,9	1,8

Ao se aplicar a Equação 10 aos resultados amostrados na Tabela 23, obtém-se uma eficiência média de desnitrificação de $96,5 \pm 1,28$ %.

$$Ef = \frac{[N - NH_4^+]_A - [N - NH_4^+]_E - [N - NO_x^-]_E}{[N - NH_4^+]_A - [N - NH_4^+]_E}$$

Equação 10

Em que:

$[N - NH_4^+]_A$: Concentração de nitrogênio amoniacal no afluente;

$[N - NH_4^+]_E$: Concentração de nitrogênio amoniacal no efluente;

$[N - NO_x^-]_E$: Concentração de óxidos de nitrogênio ($N-NO_2^- + N-NO_3^-$) no efluente.

Os resultados indicam que a unidade piloto foi capaz de realizar eficiente nitrificação e desnitrificação do esgoto, com efetiva remoção de nitrato durante a etapa anóxica. Em decorrência, registrou-se no permeado baixas concentrações de nitrogênio total ao longo dos 241 dias de monitoramento, conforme pode-se visualizar na Figura 50.

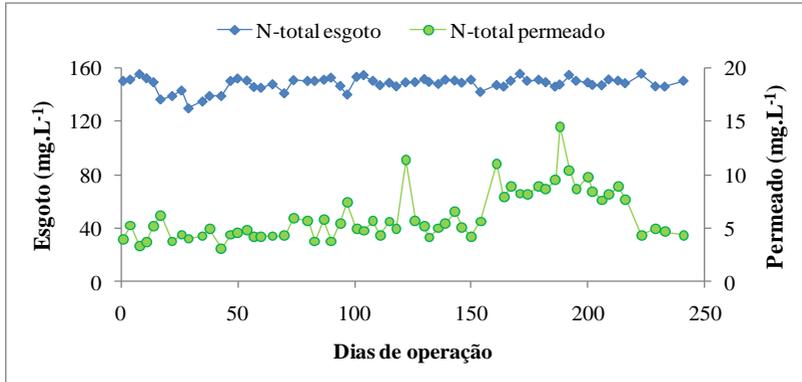


Figura 50: Nitrogênio total no permeado ao longo dos dias de operação.

Nota-se que as concentrações de nitrogênio total no permeado mantiveram-se sempre abaixo de 15 mg.L^{-1} , com média de $6,1 \pm 2,3 \text{ mg.L}^{-1}$ e valores máximos e mínimos de $14,5$ e $3,1 \text{ mg.L}^{-1}$. Os resultados obtidos enquadram-se dentro do valor máximo de 15 mg.L^{-1} de nitrogênio total estipulado pela Comunidade Europeia (*Commission Directive*, 1998) para efluentes de estações de tratamento de esgotos. O Brasil não possui regulamentação quanto ao lançamento de nitrogênio total em efluentes de ETEs, sendo mencionado apenas o parâmetro nitrogênio amoniacal na Resolução 357/05 do CONAMA, que estipula limite de 20 mg.L^{-1} para o lançamento de efluente de ETEs em corpos d'água, sendo, ainda assim, este valor suspenso temporariamente pela Resolução nº 397/2008 do CONAMA (BRASIL, 2008).

A seguir são apresentados os resultados relativos ao monitoramento do ciclo operacional do reator, operando com CNV aplicada de $0,045 \text{ kgN-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$ e $0,09 \text{ kgN-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$.

É possível acompanhar por meio das análises de ciclo as variações nas concentrações de N-NH_4^+ , N-NO_2^- e N-NO_3^- ao longo das fases operacionais do reator. Yang *et al.* (2010) comentam que esse tipo de análise fornece informações importantes para o ajuste de determinados parâmetros operacionais visando ao melhor desempenho do reator na remoção desses contaminantes.

A Figura 51 apresenta os resultados relativos à operação do BRMBS com CNV aplicada de $0,045 \text{ kgN-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$ referente ao 153º dia de operação.

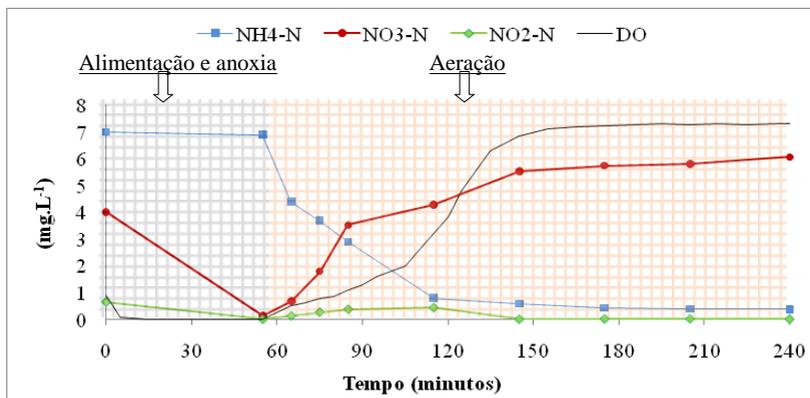


Figura 51: Perfil do OD e compostos nitrogenados no licor misto ao longo de um ciclo operacional do reator com CNV aplicada de $0,045 \text{ kgN-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$ referente ao 153º dia de operação.

Observa-se que a concentração de nitrogênio amoniacal ($\text{NH}_4^+\text{-N}$) permanece praticamente constante ao longo da etapa anóxica (7 mg.L^{-1}), uma vez que durante essa fase o teor de oxigênio dissolvido (OD) encontra-se abaixo de 1 mg.L^{-1} , o que dificulta a oxidação da matéria nitrogenada. Por outro lado, o reduzido teor de OD verificado condiciona o surgimento da atividade desnitrificante, na qual ocorre a redução do nitrato a nitrogênio gasoso, que apresenta baixa solubilidade e escapa para atmosfera. Assim, o nitrato remanescente do ciclo anterior passa a ser reduzido a nitrogênio gasoso, tendo a sua concentração neste ciclo diminuída de 4 mg.L^{-1} para $0,1 \text{ mg.L}^{-1}$. Com o início da etapa aeróbia, o teor de oxigênio dissolvido aumenta progressivamente na suspensão biológica, e o decaimento do nitrogênio amoniacal pelo processo de nitrificação é verificado, levando novamente a formação de íons nitrito e nitrato na suspensão biológica. Ao final dessa etapa, a concentração de $\text{NH}_4^+\text{-N}$, que antes era de 7 mg.L^{-1} reduz para $0,3 \text{ mg.L}^{-1}$, enquanto que a de nitrato aumenta para 6 mg.L^{-1} . Tais resultados indicam elevada atividade nitrificante, com eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal ao final do ciclo de 99,5%.

Na Figura 52 é apresentado o perfil dos compostos nitrogenados ao longo de um ciclo operacional, com CNV aplicada de $0,09 \text{ kgN-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$ e relativo ao 213º dia de operação. De modo semelhante à situação anterior, também se verifica a completa nitrificação e desnitrificação do esgoto. Neste caso, após o enchimento do reator, a concentração de N-NH_4^+ na suspensão biológica atinge 12 mg.L^{-1} e

passa a decrescer rapidamente com o início da aeração, alcançando ao final dessa etapa o valor de $0,15 \text{ mg.L}^{-1}$. Já a concentração de N-NO_3^- aproxima-se de zero no decorrer da fase anóxica e volta a crescer com o início da fase aeróbia, atingindo o valor máximo de $8,6 \text{ mg.L}^{-1}$. Os resultados obtidos ao final deste ciclo levam a uma eficiência de remoção de N-NH_4^+ e de nitrogênio total de 98,9% e 94,8%, respectivamente. Yang *et al.* (2010) obtiveram para os mesmos parâmetros eficiências de remoção de 87,7% e 73,5%, respectivamente, com TDH de 26 horas e VER de 15,3%. É provável que o menor tempo de detenção hidráulica e a maior taxa de troca volumétrica utilizadas por esses autores tenham influenciado na capacidade do reator em remover compostos nitrogenados, quando comparado as eficiências obtidas na presente pesquisa.

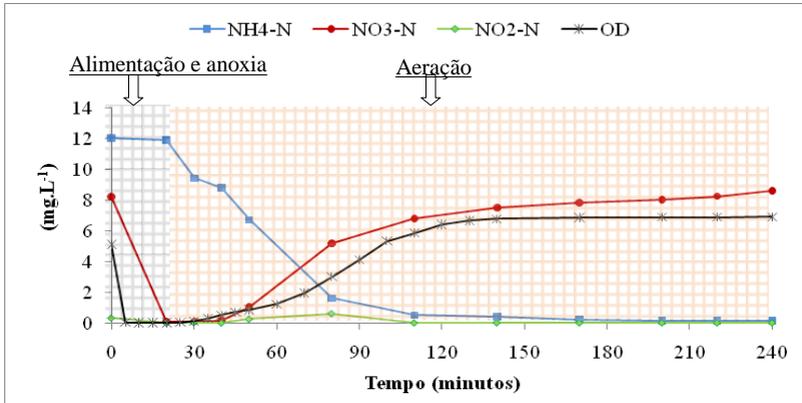


Figura 52: Perfil do OD e compostos nitrogenados de amostras do licor misto ao longo de um ciclo operacional do reator com CNV aplicada de $0,09 \text{ kgN-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$ referente ao 213º dia de operação.

5.2.1.9 Ortofosfato – P-PO_4^{3-}

A Tabela 24 apresenta os resultados do monitoramento do afluente e efluente quanto à presença de ortofosfato dissolvido (P-PO_4^{3-}).

Tabela 24 - Resultados do monitoramento de P-PO₄³⁻ em relação ao esgoto sintético (afluente) e permeado (efluente).

	Unidade	N ¹	Média	DP ²	Máximo	Mínimo
Afluente	mg.L ⁻¹	63	26,8	7,4	34,3	13,2
Efluente	mg.L ⁻¹	63	17,3	13,7	52,3	0,12
Eficiência	%	-	45	33,8	99	0,0

1: Número de análises. 2: Desvio padrão

O perfil da remoção de P-PO₄³⁻ e suas respectivas concentrações no afluente e efluente ao longo dos 241 dias de operação são apresentados na Figura 53.

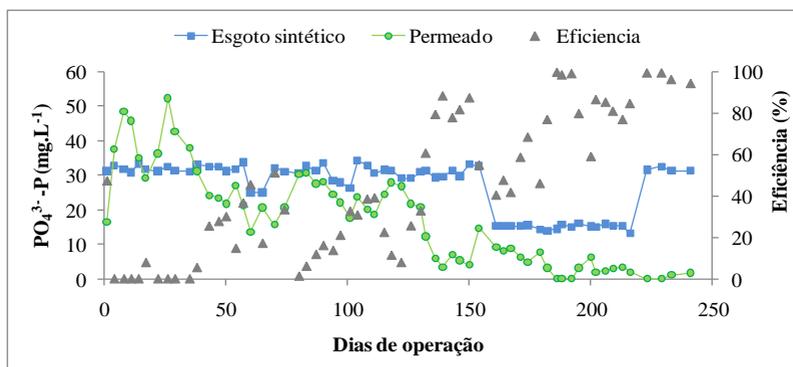


Figura 53: Variação temporal na concentração de P-PO₄³⁻ em amostras do esgoto sintético (afluente) e permeado (efluente) e respectivas eficiências de remoção.

Nota-se que a concentração de P-PO₄³⁻ no esgoto sintético, inicialmente próxima a 31 mg.L⁻¹, foi reduzida pela metade no período compreendido entre os dias 158 e 213, apresentando então valores próximos a 15 mg.L⁻¹. Tal procedimento foi realizado para compensar o aumento do fluxo promovido naquele período, e manter assim a mesma carga de fósforo no afluente ao longo de toda a pesquisa, fixada em 0,0093 Kg.P-PO₄³⁻ m⁻³.dia⁻¹

Verifica-se na Figura 53 grandes oscilações nas concentrações de P-PO_4^{3-} no permeado, sobretudo nos primeiros 120 dias de operação. Observa-se que neste período ocorreram situações em que a concentração de P-PO_4^{3-} no efluente superou o valor encontrado no afluente, indicando assim um possível acúmulo de fosfato dentro do reator. Tais condições resultaram em uma eficiência de remoção de P-PO_4^{3-} bastante baixa para este período, com média de $18,1 \pm 16,2$ % e concentrações máximas e mínimas no permeado de 52,3 e 13,6 mg.L^{-1} , respectivamente. Após este período, observou-se uma tendência de melhora na capacidade do reator em remover P-PO_4^{3-} , elevando sua eficiência média de remoção para $73,8 \pm 21,8$ %, sendo observadas concentrações máximas e mínimas no permeado de 21,7 e 0,12 mg.L^{-1} , respectivamente.

Dabert *et al.* (2001) comentam que a biomassa responsável pela remoção de P-PO_4^{3-} dos esgotos, referenciadas na literatura como organismos acumuladores de fósforo (OAP) requerem um período de 40 a 100 dias para se aclimatar e a partir de então passam a acumular maiores quantidades de fosfato em suas células. Nesse sentido, a melhoria na remoção de P-PO_4^{3-} observada após os 120 dias (Figura 53) pode estar associada a uma biomassa mais aclimatada, em que os OAP estão mais capacitados a acumular quantidades em excesso de fosfato em suas células. É provável que tais condições tenham contribuído para a elevação da eficiência média de remoção 18% para 74%, conforme discutido anteriormente. Considerando a baixa eficiência que é usualmente verificada em sistemas de tratamento de esgotos na remoção de fósforo, entende-se que os resultados obtidos na presente pesquisa quanto à remoção deste parâmetro foram bastante positivos, apresentando valores inclusive acima de 90% entre os dias 214 e 241 (Figura 53).

Metcalf e Eddy (2003) reportam que o processo de remoção biológica de fósforo envolve a incorporação do fosfato solúvel pelos OAP, seguido da remoção desses biosólidos do sistema de tratamento. Estes autores destacam ainda a necessidade da alternância de ambientes aeróbios e anaeróbios na linha de tratamento para que ocorra efetiva acumulação de fósforo nas células dos OAP. Essa alternância, de acordo com Artan e Orhon (2005), gera um estresse neste grupo de microrganismos e faz com que durante a fase anaeróbia ocorra a liberação de P-PO_4^{3-} que havia sido previamente acumulado na etapa aeróbia. Este mecanismo pode ser melhor visualizado por meio da análise da Figura 54, a qual apresenta as variações nas concentrações de

$P-PO_4^{3-}$ na suspensão biológica durante um ciclo operacional do BRMBS, referente ao 213º dia de operação.

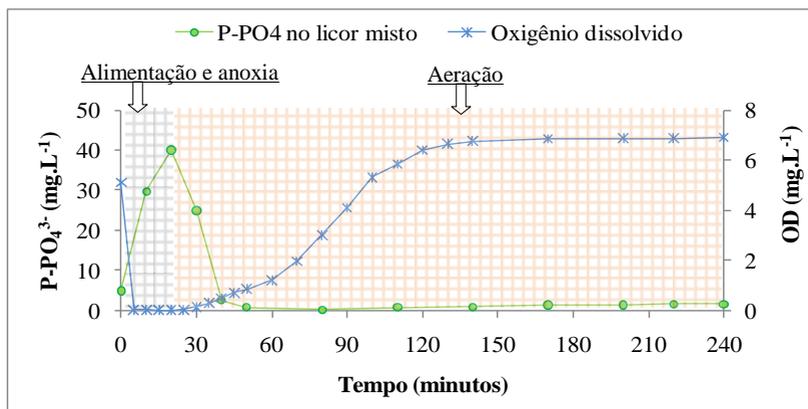


Figura 54: Perfil do oxigênio dissolvido (OD) e variação nas concentrações de $P-PO_4^{3-}$ no licor misto ao longo de um ciclo operacional do reator referente ao 213º dia.

Nota-se que a concentração de $P-PO_4^{3-}$ no licor misto apresentou comportamento inverso ao da concentração de oxigênio dissolvido, tal qual é reportado pela literatura. Observa-se que a concentração máxima de $P-PO_4^{3-}$ é atingida ao final da fase anóxica, enquanto que a mínima foi verificada durante a fase aeróbia, com valores de $40,1 \text{ mg.L}^{-1}$ e $0,2 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente. Tais resultados indicam a ocorrência do processo de acumulação e liberação de fosfato mesmo na ausência de uma etapa estritamente anaeróbia durante o ciclo operacional do reator.

Comportamento semelhante foi observado por Lim *et al.* (2007), em que se verificou o processo de acumulação e liberação de $P-PO_4^{3-}$ durante as fases aeróbia e anóxica de um BRMBS, alcançando eficiência máxima de remoção para este parâmetro de 46 %. Os autores entendem que a adição de um tanque anaeróbio na linha de tratamento poderia resultar em melhores resultados quanto à remoção de $P-PO_4^{3-}$. Yang *et al.* (2010) obtiveram eficiência média de remoção de fósforo total de até 84 % em biorreator à membrana em batelada seqüencial contemplado por etapa anaeróbia.

Ao contrário dos processos que empregam sedimentação, a fase de separação final em um BRM ocorre sob constante aeração, e nessas condições a remoção de fósforo se torna mais eficiente, já que a etapa filtração se desenvolve em ambiente predominantemente aeróbio, e

consequentemente a liberação de fosfato para o efluente final não ocorre, tal qual se verifica em decantadores secundários (MONCLUS, 2010 b). Outra vantagem dos BRM diz respeito a completa retenção dos sólidos em suspensão no reator, fazendo com que a densidade dos organismos acumuladores de fósforo no licor misto se torne superior ao que é observado em reatores de lodos ativados convencionais.

5.3 PARÂMETROS OPERACIONAIS RELATIVOS À MEMBRANA

5.3.1 Determinação da permeabilidade hidráulica e fluxo crítico

O ensaio de permeabilidade hidráulica (L_p) das membranas tem como objetivo avaliar o fluxo de permeado através das membranas em função da pressão aplicada, sendo expressa em $L.m^{-2}.h^{-1}.bar^{-1}$ (CORAL, 2009). Uma redução significativa da L_p durante a operação do BRM, em relação a filtração com água, pode indicar a necessidade da realização de limpeza química das membranas.

O comportamento da PTM versus o fluxo aplicado em permeação com água é apresentado na Figura 55. A permeabilidade hidráulica neste caso pode ser obtida por meio do coeficiente angular da reta ajustada aos pontos experimentais (Figura 55). Portanto, a permeabilidade hidráulica do módulo de membranas utilizado corresponde a $107,28 L.m^{-2}.h^{-1}.bar^{-1}$.

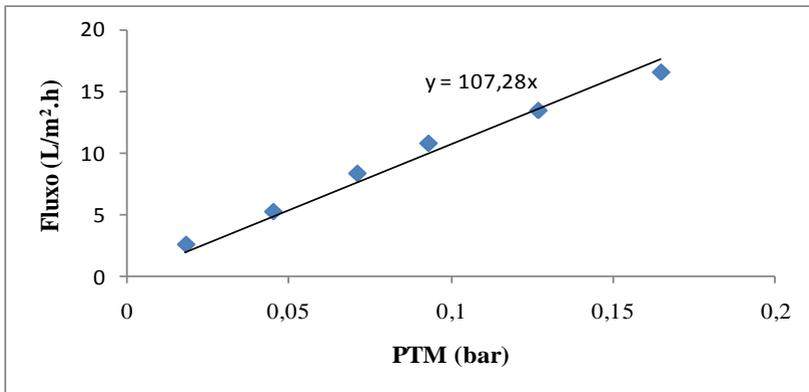


Figura 55: Permeabilidade hidráulica do módulo de membranas.

Após a avaliação da permeabilidade hidráulica (L_p) das membranas, buscou-se determinar experimentalmente o fluxo de permeação correspondente ao fluxo crítico, filtrando agora os constituintes da suspensão biológica.

Na Figura 56 pode-se visualizar o comportamento da PTM em função do fluxo aplicado, bem como o ponto em que o fluxo crítico é identificado. Para os primeiros incrementos no Fluxo, observa-se um crescimento súbito da PTM, mas que logo se estabiliza num mesmo patamar. No entanto, após o incremento do fluxo de $8,4 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ para $11,1 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ a PTM não mais se estabiliza, apresentando uma tendência de crescimento o tempo. Conforme definição dada por Field (1995), este crescimento constante da PTM se deve a operação das membranas em condições de fluxo crítico. Dessa maneira, considera-se que o fluxo crítico referente ao módulo de ultrafiltração utilizado é de $11,1 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$.

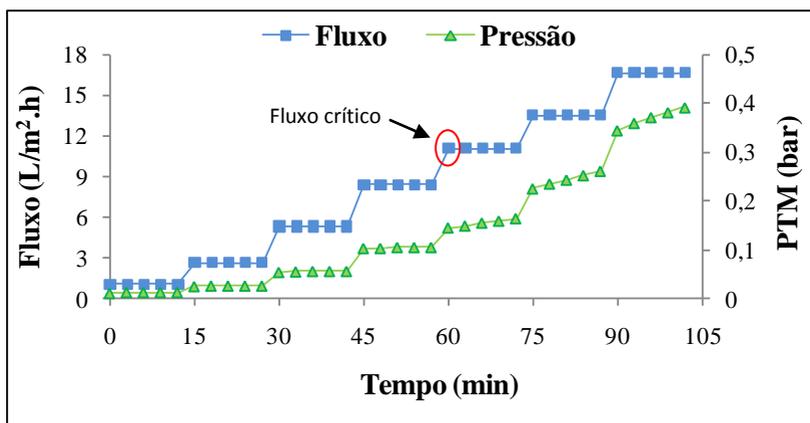


Figura 56: Determinação do fluxo crítico do módulo de membranas utilizado.

A Figura 57 apresenta as respectivas permeabilidades das membranas filtrando água e os constituintes da suspensão biológica. Pode-se visualizar a redução da permeabilidade das membranas ao filtrar os constituintes da suspensão biológica em relação à operação com água. Nota-se uma queda na L_p das membranas para $49,67 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$. Tal comportamento se deve ao processo de colmatação que se desenvolve nas membranas durante a filtração de fluidos com material em suspensão. Amaral (2009), operando com módulo de microfiltração, encontrou uma redução na permeabilidade hidráulica de $120,67 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$.

$^1 \cdot \text{bar}^{-1}$, em filtração com água, para $50,44 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ ao filtrar os constituintes do efluente de indústria de papel e celulose. Assim, entende-se que a redução na permeabilidade apresentada na Figura 57 é operacionalmente aceitável, sobretudo por se tratar nesse caso de um módulo de ultrafiltração, no qual a resistência à permeação é naturalmente superior que em membranas de microfiltração.

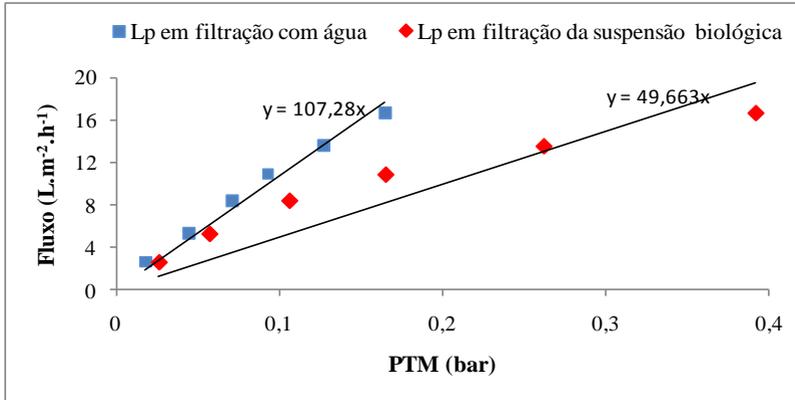


Figura 57: Permeabilidade hidráulica (L_p) das membranas em filtração com água e suspensão biológica.

5.3.2 Pressão Transmembrana (PTM)

O comportamento da pressão transmembrana (PTM) ao longo dos 241 dias de operação é apresentado na Figura 58. Pode-se observar a ocorrência de quatro picos na linha da PTM durante esse período, indicando que o limite da pressão de 0,7 bar foi atingido por quatro vezes ao longo do monitoramento.

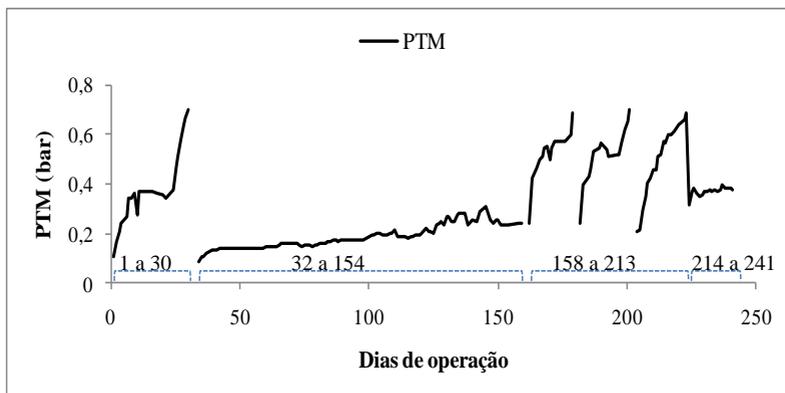


Figura 58: Comportamento da PTM ao longo dos dias de operação.

Conforme descrito na metodologia, foram testados durante o experimento dois fluxos de permeação: $5,55 L.m^{-2}.h^{-1}$ e $11,1 L.m^{-2}.h^{-1}$. Observa-se pela Figura 59 que a PTM apresentou maior instabilidade entre os dias 158 e 213, em que o fluxo aplicado era de $11,1 L.m^{-2}.h^{-1}$ (estratégia 2). Durante este período, ao total de 56 dias, a PTM atingiu o limite de 0,7 bar por três vezes, enquanto que durante a operação com fluxo de $5,55 L.m^{-2}.h^{-1}$ (estratégia 1), entre os dias 1 e 154 e 214 e 241, totalizando 181 dias, este valor crítico foi atingido apenas uma vez. Percebe-se, então, que a operação do reator no fluxo mais elevado resultou em maior instabilidade no que se refere à PTM, mesmo tendo sido utilizado neste período o regime de filtração intermitente (Tabela 25).

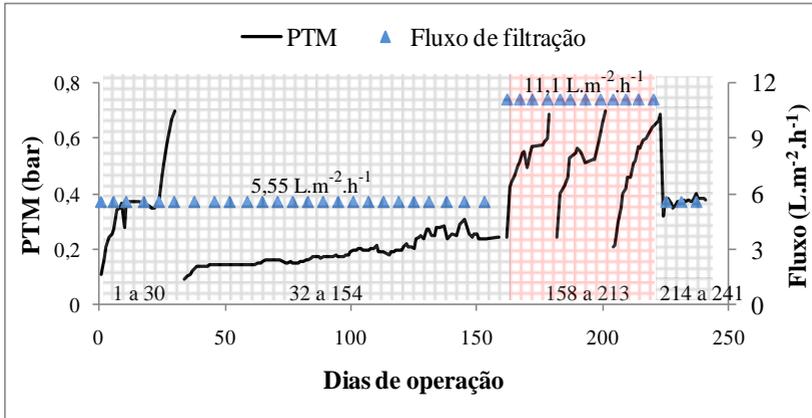


Figura 59: Comportamento da PTM em função do fluxo aplicado.

Tabela 25 - Fluxo de permeação e regime de filtração empregados ao longo da pesquisa.

Período (dias)	Fluxo (L.m. ⁻² .dia ⁻¹)	Regime de filtração
1 - 154	5,55	Contínuo
158 - 213	11,1	Intermitente
214 - 241	5,55	Contínuo

Sabe-se que a imposição de maiores fluxos de permeação para uma mesma área de membrana naturalmente conduz a um aumento da PTM. Nesse sentido, o emprego da filtração em regime intermitente tinha por objetivo minimizar o impacto negativo sobre a PTM associado ao aumento do fluxo para $11,1 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$. No entanto, como pôde-se observar na Figura 59, tal iniciativa não surtiu efeito, já que a PTM atingiu o limite de operação por três vezes num período de apenas 56 dias.

A estabilidade operacional de biorreatores à membrana está intimamente relacionada à sua operação abaixo do denominado fluxo crítico (HOWELL, 1995; YU *et al.*, 2003). Conforme apresentado no item 5.4.1 deste capítulo, o fluxo crítico referente ao módulo de membranas utilizado na presente pesquisa era de $11,1 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$. Portanto, a instabilidade da PTM verificada entre os dias 158 e 213 se deveu a operação exatamente no fluxo crítico deste módulo de membranas, que levou o mesmo a colmatar rapidamente e a atingir a PTM limite por três vezes neste curto intervalo de tempo (56 dias). O retorno do fluxo para $5,55 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, promovido entre os dias 214 e 241,

demonstra que a instabilidade verificada anteriormente se devia, de fato, a operação em condições de fluxo crítico, uma vez que após redução no fluxo para $5,55 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ a PTM diminui significativamente, sem que fosse realizada a limpeza química das membranas.

É possível perceber ainda pela Figura 59 que, mesmo no período em que o reator foi operado abaixo do fluxo crítico, ou seja, com fluxo de $5,55 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, a PTM ainda assim atingiu o valor limite de 0,7 bar no 30º dia de operação. Tal comportamento não era esperado, uma vez que nessas condições de fluxo a pressão transmembrana deveria se comportar de maneira constante, ou moderadamente crescente, com mínima colmatagem das membranas (FIELD, 1995). Acredita-se que, neste caso, o rápido aumento da PTM se deva ao mal posicionamento do módulo em relação ao difusor de ar, que por não ter recoberto toda a superfície filtrante das membranas, acabou permitindo uma grande deposição de sólidos sobre as suas fibras, resultando assim na rápida colmatagem das mesmas. Tal hipótese é confirmada quando comparado o aspecto visual das membranas referente à primeira limpeza (após 30 dias de operação) e a segunda limpeza (após os 154 dias de operação), conforme pode-se observar na Figura 60.

Percebe-se, pela Figura 60a, uma deposição de sólidos por toda a estrutura do módulo de membranas, ao passo que, pela Figura 60c, pode-se observar que esta deposição concentrou-se apenas em sua parte inferior. As imagens sugerem que no primeiro caso (Figura 60a) o sistema de aeração funcionou de maneira deficiente como mecanismo de limpeza das membranas, permitindo a fixação da biomassa ao longo de todas as fibras.



Figura 60: Aspecto visual do módulo de membranas (a) após 30 dias de operação; (b) após a realização de limpeza química e (c) após 154 dias de operação.

Após a realização da limpeza química, o módulo foi novamente introduzido no reator e este foi operado por mais 122 dias com o mesmo fluxo de permeação empregado anteriormente ($5 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$). Pôde-se observar durante este segundo momento um comportamento mais estável da PTM, alcançando o valor máximo de 0,24 bar, ou seja, bem inferior ao limite de 0,7 bar atingido anteriormente. Tais resultados ratificam a hipótese de que no primeiro caso a PTM alcançou o valor limite devido ao mal posicionamento das membranas em relação ao difusor de ar, que nessas condições acabou colmatando rapidamente. Torna-se evidente, portanto, que a operação abaixo do fluxo crítico não garante por si só a estabilidade deste processo, podendo assim outros fatores se tornarem limitantes ao bom desempenho destes reatores.

A Figura 61 apresenta a evolução no teor de SST da suspensão biológica durante os dias de operação e o respectivo comportamento da PTM no mesmo período.

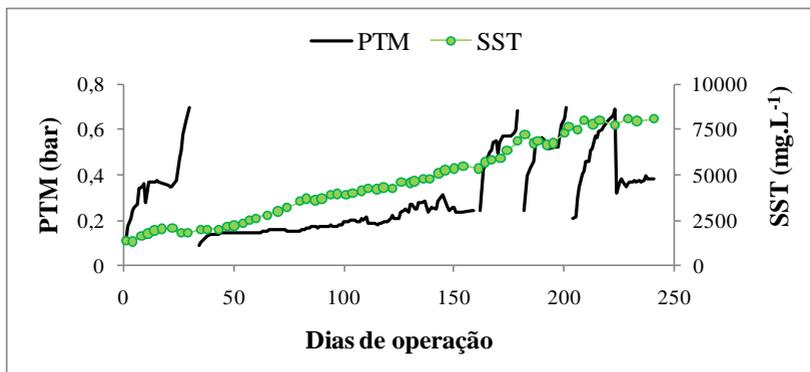


Figura 61: Comportamento da PTM frente à evolução no teor de SST da suspensão biológica.

Percebe-se que o aumento no teor de SST resultou em ligeiro aumento nos valores da pressão transmembrana, mais facilmente observado naquele período em que o fluxo empregado era de $5,55 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, em que se verifica uma leve tendência no aumento da PTM.

Chang e Kim (2005) reportam que o aumento no teor de SST na suspensão biológica pode resultar em elevação da resistência ao processo de filtração, uma vez que um maior teor deste parâmetro acarretará em uma maior formação de torta sobre a superfície da membrana, dificultando assim a passagem do permeado. No entanto, encontra-se na literatura muita divergência quanto ao efeito real do teor de SST sobre a filtrabilidade em BRM (LOUSADA-FERREIRA *et al*, 2010), existindo trabalhos que demonstram a ocorrência de uma relação direta entre SST e a PTM (KATAYON *et al*, 2004; MENG *et al.*, 2006), bem como estudos nos quais não foram encontradas grandes evidências entre tais parâmetros (ROSEMBERGER E KRAUME, 2002; LOBOS *et al*, 2007) ou até mesmo trabalhos em que se verificou uma redução na PTM com maiores teores de SST (DEFRANCE e JAFFRIN, 1999, LE-CLECH, JEFFERSON e JUDD, 2003).

Kim *et al* (2008) atribuem tais divergências as diferentes condições operacionais adotadas em cada trabalho, tais como distintas relações A/M, características do esgoto, taxa de aeração e tempo de retenção hidráulica, que podem alterar as características da suspensão biológica e por conseqüência, influenciar na resistência da membrana à filtração, e assim afetar a PTM.

Nesse sentido, percebe-se que além do teor de SST presente no reator, outros fatores também devem ser considerados. No caso

específico de biorreatores à membrana que empregam baixos fluxos de filtração, como no caso da presente pesquisa, o aumento no teor SST parece não trazer grandes prejuízos a permeabilidade das membranas, conforme pôde ser observado entre os dias 32 e 154. É provável que as pequenas oscilações da PTM verificadas neste período se devam também às variações de temperatura, que por estarem mais baixas (período de inverno), acabaram interferindo na viscosidade da suspensão biológica e dessa maneira influenciando negativamente sobre os valores da pressão transmembrana.

As Figuras 62 e 63 apresentam o comportamento da PTM ao longo da etapa de filtração/aeração do ciclo operacional do reator.

Na Figura 62 são apresentadas os perfis da PTM em filtração contínua com fluxo a $5,55 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ em três momentos distintos: (1) PTM com membrana limpa; (2) PTM antes da primeira limpeza e (3) PTM antes da segunda limpeza química, todos referentes à filtração da suspensão biológica.

Para as três ocasiões, verifica-se um aumento inicial da PTM, seguida de uma tendência a estabilidade até o final da etapa de filtração, quando se inicia um novo ciclo do reator. Tardieu *et al* (1998) reportam que tal comportamento é natural em BRM que operam com baixo fluxo de permeação. Os autores comentam que ao se iniciar o processo de filtração é esperado que ocorra um acúmulo de biopartículas na superfície da membrana, elevando a sua resistência hidráulica. Como resultado, tem-se o aumento súbito da PTM, que, no entanto, logo tende a estabilidade.

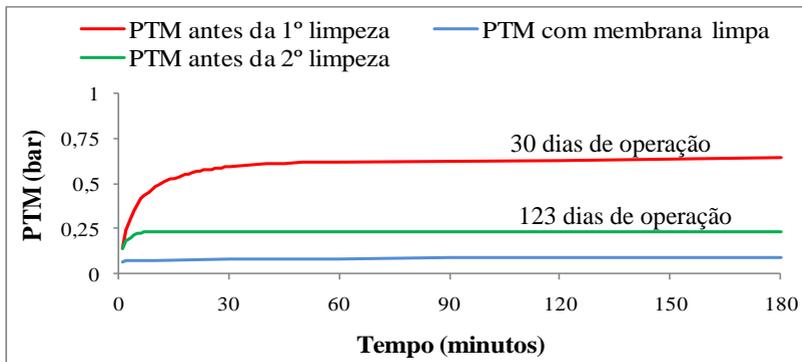


Figura 62: Comportamento da PTM ao longo da etapa de filtração com fluxo de $5,55 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ em regime contínuo.

Observa-se pela linha vermelha (Figura 62) um crescimento acentuado da PTM no início da filtração, que atinge a estabilidade já no limite de 0,7 bar, indicando a necessidade de limpeza. Com a realização da primeira limpeza química, a PTM retorna a um patamar mais baixo (0,087 bar), sem variação significativa durante a etapa de filtração, conforme pode-se acompanhar pela linha azul. Devido ao processo de colmatagem das membranas, a PTM tende a aumentar paulatinamente com o tempo de operação BRMBS, assumindo após 123 dias os valores descritos pela linha verde. Observa-se que a PTM está, de fato, acima dos valores encontrados após a realização da limpeza, conforme se esperava devido ao processo de colmatagem. Porém, as pressões registradas encontraram-se bem abaixo do patamar verificado nos primeiros 30 dias de operação (linha vermelha), atingindo a estabilidade, neste caso, em 0,24 bar (linha verde).

Na Figura 63 são apresentados os perfis da PTM em regime de filtração intermitente e fluxo a $11,1 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ com módulo de membranas limpo e antes da terceira limpeza química.

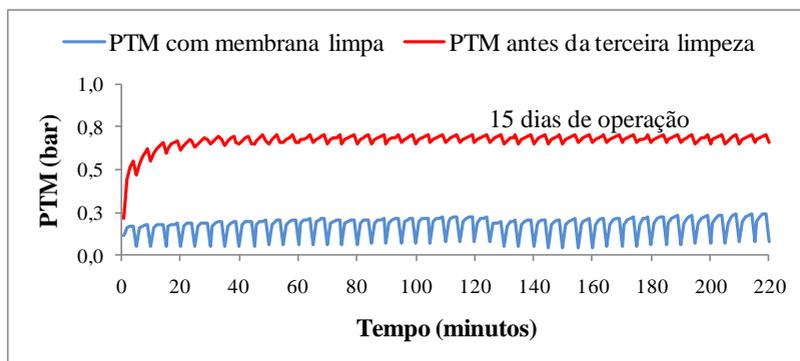


Figura 63: Comportamento da PTM ao longo de uma etapa de filtração com fluxo de $11,1 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ e em regime intermitente.

Conforme verificado durante a operação com filtração contínua, a PTM neste caso também aumentava inicialmente e logo tendia a valores constantes. No entanto, observa-se que a intermitência na filtração conduziu a um comportamento oscilante da PTM, alternando valores máximos e mínimos ao longo do tempo. Defrance e Jaffrin (1999 b) reportam que a oscilação da PTM sob filtração intermitente está associada ao mecanismo de fixação e desprendimento da torta na superfície da membrana como resultado da alternância das etapas de filtração e relaxamento ao longo do tempo. Em decorrência, a PTM

passou a oscilar com tempo, apresentando valores máximos durante a filtração e valores mínimos durante o relaxamento. Apesar do emprego desta modalidade de filtração, a PTM ainda assim crescia diariamente, não sendo capaz de minimizar os efeitos decorrentes do aumento do fluxo para $11,1 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$. Tais condições levaram à rápida colmatação das membranas, sendo necessária a realização de nova limpeza química em apenas 15 dias.

A seguir serão descritos em maiores detalhes as limpezas químicas das membranas realizadas ao longo dos 241 dias do monitoramento.

5.3.3 Limpeza das membranas

A realização das limpezas químicas do módulo de membranas visava à recuperação de sua permeabilidade hidráulica em duas situações: quando o limite de 0,7 bar da PTM era atingido (chamado aqui de limpeza corretiva) ou quando se encerrava um período de testes no BRMBS.

Foram realizadas ao total cinco limpezas químicas, sendo a 1^o, a 3^o e a 4^o decorrentes do limite de 0,7 bar atingido pelo sistema e a 2^o e 5^o limpezas devido, respectivamente, a mudança no fluxo e encerramento de operação. Na Figura 64 é possível acompanhar a distribuição temporal dessas limpezas e na Tabela 26 são apresentados alguns parâmetros de controle associado a cada uma das cinco limpezas.

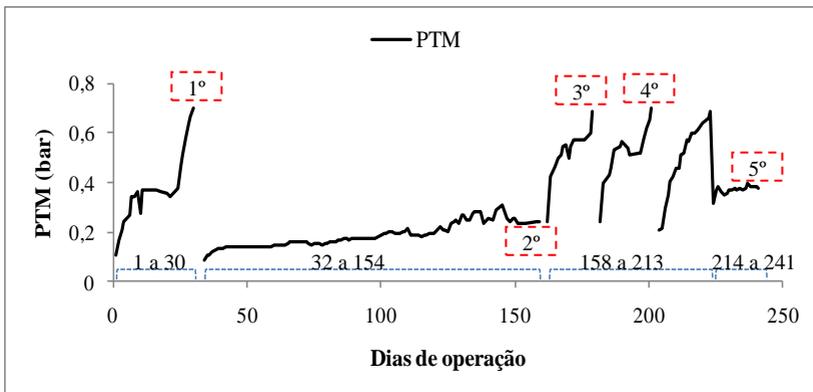


Figura 64: Distribuição dos cinco procedimentos de limpeza química realizados ao longo dos dias de operação.

Tabela 26 - Limpeza química das membranas e parâmetros associados.

Limpeza	Antes da limpeza (dias) ¹	Entre as limpezas (dias) ²	SST no reator (mg.L ⁻¹)	Fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)	
1°	30	30	1800	5,55	
2°	154	123	4595	5,55	
3°	172	15	6326	11,1	
4°	193	18	6733	11,1	
5°	241	46	18	7800	11,1
			28	8100	5,55

1: Dias de operação antes de cada limpeza. 2: Dias de operação entre as limpezas

Verificou-se que o emprego do fluxo de permeação de 11,1 L.m⁻².h⁻¹ acabou levando o sistema a requerer um maior número de limpezas químicas corretivas em um curto intervalo de tempo. Já o emprego do fluxo a 5,55 L.m⁻².h⁻¹, conduziu a uma operação mais estável, com a realização de apenas uma limpeza química corretiva (1° limpeza), que ainda assim esteve associada a outros fatores que não propriamente ao fluxo, conforme já discutido no item 5.4.2.

Pela análise da Figura 64 e Tabela 26, observa-se que a operação com fluxo de 11,1 L.m⁻².h⁻¹ levou a paralisação do reator por duas vezes em apenas 33 dias de operação (15 + 18 dias, entre os dias 158 e 193) para realização do procedimento de limpeza química das membranas (3° e 4° limpezas). Nota-se que após a realização dessas duas limpezas corretivas, a PTM novamente atinge o valor limite de 0,7 bar no 213° dia de operação. Nessa ocasião, ao invés de se realizar novo procedimento de limpeza das membranas, decidiu-se retornar o fluxo de permeação para 5,55 L.m⁻².h⁻¹ devido à grande instabilidade da PTM com fluxo de 11,1 L.m⁻².h⁻¹.

A Figura 65 apresenta as imagens do módulo de membranas antes da realização de cada uma das cinco limpezas, com vistas frontais e laterais do módulo. Percebe-se em todas as imagens um maior acúmulo de biomassa em sua parte inferior. A intensa formação de biofilme nessa região está associada à conformação do módulo utilizado, em que sua

estrutura suporte (lúmen) acabou barrando o acesso das bolhas de ar a essa região periférica, facilitando assim a fixação de biomassa em sua extremidade inferior. Verifica-se, então, que o módulo utilizado apresenta uma condição limitante a um melhor desempenho das membranas quanto à deposição de sólidos e conseqüente formação da torta.

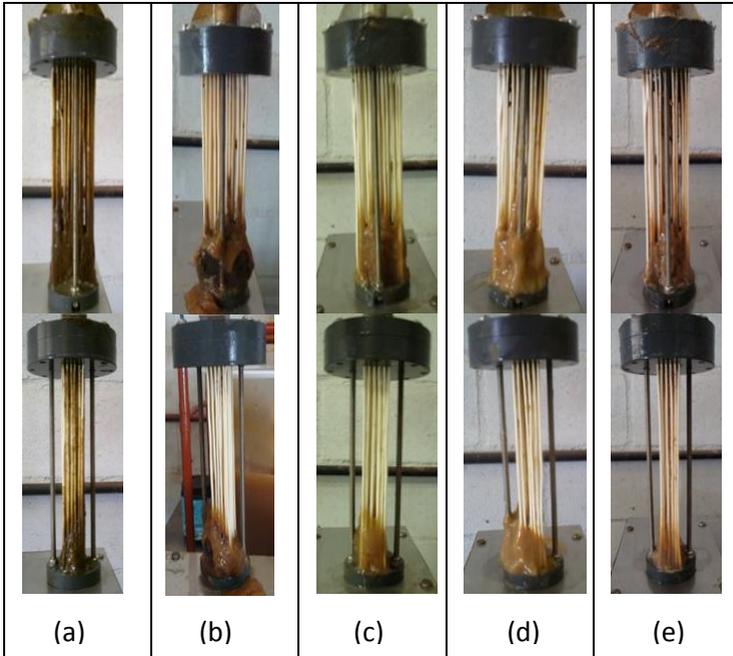


Figura 65: Imagens frontais e laterais do módulo de membranas obtidas antes da realização do procedimento de limpeza: (a) 1º limpeza, (b) 2º limpeza, (c) 3º limpeza, (d) 4º limpeza e (e) 5º limpeza.

Observa-se pela imagem frontal apresentada na Figura 65(a) uma deposição mais uniforme dos sólidos ao longo das fibras do módulo. Tal aspecto se deve certamente ao seu mal posicionamento em relação ao difusor de ar, que levou as membranas a operar sob baixa turbulência e a sofrer assim uma fixação de biomassa por toda a sua estrutura. Nota-se nas demais imagens que a parte superior do módulo apresenta um aspecto mais limpo, com menor aderência de sólidos as fibras, demonstrando que nesses casos o módulo esteve perfeitamente posicionado, permitindo um bom desempenho do sistema de aeração como mecanismo limitante a fixação de biomassa nas membranas.

Durante a realização da segunda limpeza, constatou-se uma maior dificuldade na remoção da torta aderida as membranas. Observou-se, nessa ocasião, que a parte mais interna da torta era formada por uma massa compacta e de cor preta, fortemente aderida as fibras do módulo de membranas (Figura 65b). A coloração preta de lodos está associada à existência de microrganismos anaeróbios, em que predominam os processos metabólicos na ausência de oxigênio (CHERNICHARO, 2005). Assim, é provável que tal fenômeno tenha ocorrido em função da reduzida ou nenhuma difusão de oxigênio para o interior da torta (PROVENZI, 2005). O longo tempo de operação que precedeu esta limpeza (123 dias) pode ter contribuído para a formação do ambiente anaeróbio na parte mais interna da torta, haja vista que nas demais limpezas, em que os tempos de operação foram bem menores, não foram verificadas tais características.

Durante a realização da terceira e quarta limpeza observou-se uma maior facilidade na remoção da torta, que apresentava fraca aderência às fibras. Em ambas as limpezas, o biofilme formado era predominantemente claro e pouco compactado (Figura 65 e 65d). O curto período de operação, 15 e 18 dias, respectivamente, certamente está associado a tais características.

Conforme apresentado na Tabela 26, foram empregados durante o período de trabalho que antecedeu a realização da 5ª limpeza dois fluxos de filtração: $11,1 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ e $5,55 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$. A aplicação do primeiro fluxo conduziu novamente à grande instabilidade nos valores da PTM, levando o sistema a alcançar o valor crítico de 0,7 bar em apenas 18 dias. Verificou-se assim pela terceira vez que o emprego do fluxo de $11,1 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ conduziu a um curto período de trabalho, estando bem próximos dos 15 e 18 dias observados anteriormente. Decidiu-se então finalizar os testes neste fluxo, reduzindo-o novamente para $5,55 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ sem que fosse realizado neste caso o procedimento de limpeza química, conforme executado nas ocasiões anteriores. De imediato, o valor da PTM reduziu significativamente, operando com grande estabilidade por mais 28 dias, quando decidiu-se encerrar o experimento, quando realizou-se a última limpeza química. Foi observado nessa ocasião uma aderência sensivelmente maior do biofilme às fibras do módulo em relação ao verificado na terceira e quarta limpeza. No entanto, a biomassa ainda assim apresentava cor clara e pouco compactada. Na Figura 66 pode-se visualizar o aspecto do biofilme presente no módulo no momento da quinta limpeza em diferentes imagens.

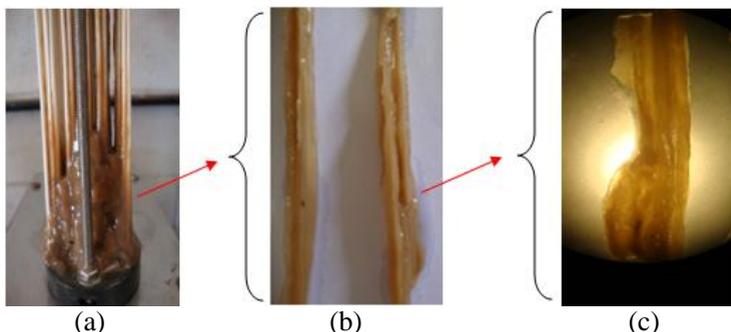


Figura 66: Biomassa aderida às fibras do módulo de membranas: (a) biomassa fixada nas fibras; (b) biofilme extraído da superfície das fibras e (c) imagem do biofilme obtida em lupa, onde se observa o seu aspecto gelatinoso.

Na Figura 67 é possível acompanhar a recuperação da permeabilidade hidráulica (L_p) do módulo de membranas durante a 5ª e última limpeza. Percebe-se que a permeabilidade inicial de $13,1 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$, verificada antes da limpeza, atingiu, após o término deste procedimento, o valor de $100,61 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$ (filtração final com água). Tais valores demonstram a eficiência do processo de limpeza química utilizado visando à recuperação da permeabilidade das membranas. O valor de $100,61 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$, alcançado ao final desta última limpeza, se aproxima bastante do valor de $107,28 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$, encontrado durante os testes iniciais de determinação da permeabilidade hidráulica com módulo novo. Assim, percebe-se que, mesmo após um período de trabalho de 241 dias e a realização de cinco limpezas químicas intensivas, a permeabilidade hidráulica das membranas foi minimamente afetada.

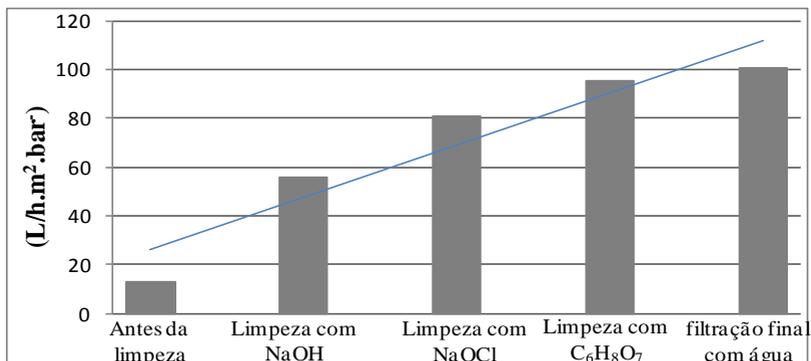


Figura 67: Recuperação da permeabilidade das membranas durante o quinto procedimento de limpeza química.

5.3.4 Resistências durante o processo de filtração

Os valores referentes às resistências: R_{total} , R_{torta} , $R_{interna}$ e $R_{membrana}$ encontrados em cada uma das cinco limpezas são apresentados na Tabela 27 e Figura 68, respectivamente.

Tabela 27 - Valores das resistências encontradas em cada limpeza química.

N^1	J^2 (L.m ⁻² .h ⁻¹)	T^3 (Diais)	R_{total} (E ¹³ .m ⁻¹)	R_{torta} (E ¹³ .m ⁻¹)	$R_{interna}$ (E ¹³ .m ⁻¹)	R_{memb} (E ¹³ .m ⁻¹)
1°	5,55	30	4,54	3,39	0,747	0,403
2°	5,55	122	1,57	0,84	0,384	0,454
3°	11,1	15	2,22	1,78	0,126	0,318
4°	11,1	18	2,26	1,79	0,155	0,320
5°	5,55 e 11,1	46	2,46	1,71	0,399	0,351

1: Número da limpeza. 2: fluxo de filtração. 3: Tempo de operação entre as limpezas.

Nota-se que os maiores valores de R_{total} , R_{torta} e $R_{interna}$ foram encontrados durante a realização da primeira limpeza, referente aos primeiros 30 dias de monitoramento, em que o módulo de membranas havia sido operado de maneira inadequada, sob baixa turbulência.

Percebe-se que tais condições levaram o sistema a atingir uma grande resistência a permeação, se comparado as demais ocasiões, com R_{total} de $4,54 E^{+13} m^{-1}$. O valor encontrado é quase três vezes maior que o verificado durante a segunda limpeza, mesmo com um tempo de operação quatro vezes menor (30 e 123 dias, respectivamente). Certamente as condições hidrodinâmicas de baixa turbulência, com mínima tensão de cisalhamento na superfície da membrana, contribuíram para os resultados adversos verificados na 1ª limpeza. Liu *et al.* (2003) afirmam que o estresse gerado próximo a superfície da membrana pelas bolhas de ar gera um gradiente de velocidade nessa região, que minimiza o depósito de partículas e reduz, assim, o aumento da resistência ao processo de filtração. A ausência desse ambiente conduziu então a elevada resistência observada. Quando comparado aos valores obtidos durante a segunda limpeza, percebe-se uma redução bastante significativa da R_{total} , que nessa ocasião foi de $1,57 E^{+13}$.

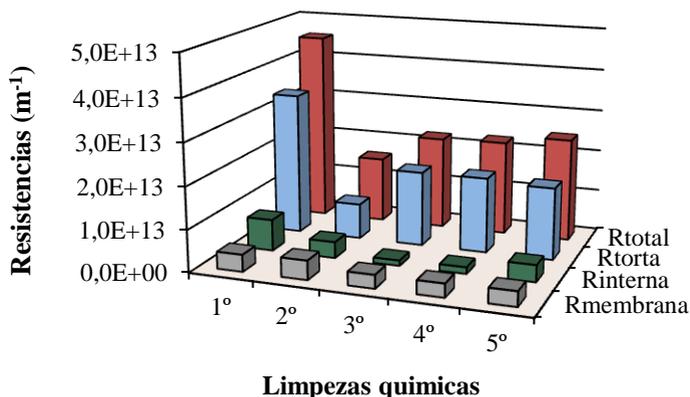


Figura 68: Resistências do Processo de filtração entre as limpezas químicas.

A formação da torta sobre a superfície da membrana é considerada como um dos principais contribuintes a resistência durante o processo de filtração em BRM (MENG *et al.* 2009). Lee *et al.* (2001) reportam que a R_{torta} representa cerca de 80% da resistência total nesse processo, seguida da resistência da própria membrana ($R_{membrana}$), com 12% e da resistência devido ao bloqueio de poros ($R_{interna}$), com 8%. Na Figura 69 é possível visualizar a distribuição percentual das resistências encontradas durante a realização das cinco limpezas químicas. Nota-se que as resistências relativas à terceira limpeza foram as que mais se

aproximaram dos encontrados por Lee *et al.* (2001). No entanto, para todas as ocasiões, a R_{torta} representou, dentre os três tipos de resistências estudadas, a de maior intensidade durante o processo de filtração.

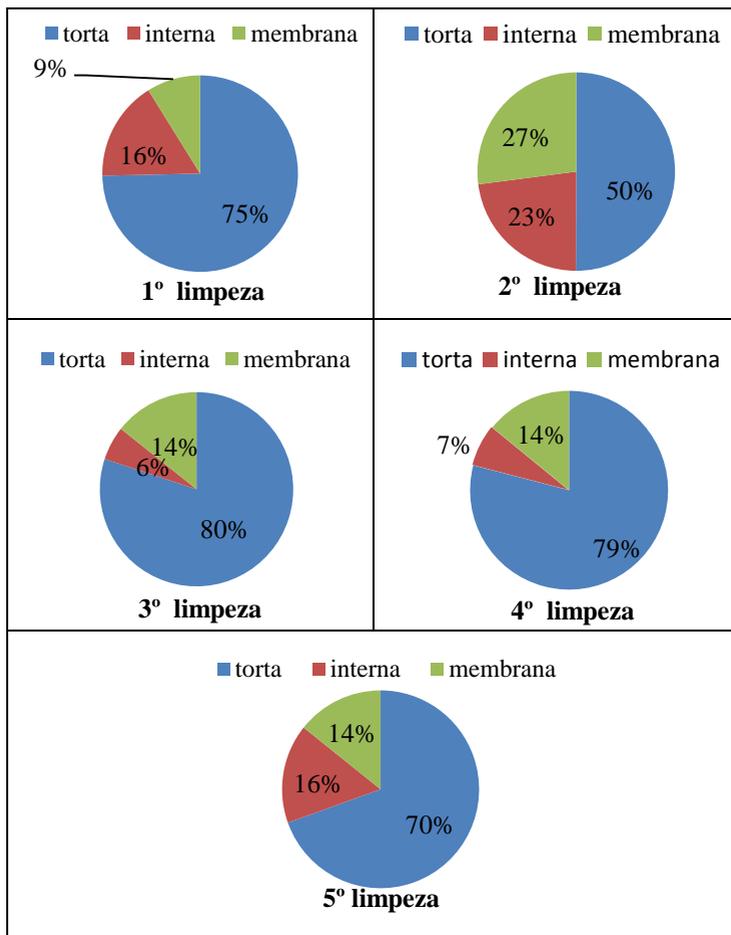


Figura 69: Distribuição percentual dos valores de resistências (R_{torta} , R_{interna} e R_{membrana}) encontrados durante a realização das limpezas química das membranas.

5.3.5 Granulometria da suspensão biológica

O estudo da distribuição do diâmetro das partículas da suspensão biológica, ou granulometria, é um importante mecanismo de controle que contribui para a análise do desempenho de filtração (PROVENZI, 2005). No entanto, devido às dificuldades encontradas para a execução dessa análise, não foi possível realizá-las periodicamente ao longo do experimento. Nesse sentido, os resultados aqui apresentados são referentes a apenas uma amostra, coletada na parte final do experimento.

A distribuição do tamanho das partículas presentes na suspensão biológica é apresentada na Figura 70. A curva obtida segue uma distribuição gaussiana, em que foram registrados os valores mínimos e máximos de 3 e 710 μm , respectivamente. No entanto, a faixa principal das partículas está compreendida entre 17 e 190 μm , representando cerca de 90% do volume da amostra. Desta faixa principal, 50% das partículas apresentaram tamanho igual a 61 μm , sendo este o tamanho médio dos flocos na suspensão biológica do BRMBS no momento da coleta.

A distribuição obtida apresenta-se abaixo daquela faixa observado em reatores de lodos ativados convencional, usualmente compreendida entre 100 e 1000 μm (SUN, HAY E KHOR, 2006). Tal característica era esperada, uma vez que a intensa turbulência gerada pelos aeradores para minimizar a colmatagem das membranas acaba interferindo no tamanho médio dos flocos biológicos em BRM (CICEK *et al.*, 1999, *apud* HALL, MONTI E MOHN, 2010). Sridang, Heran e Grasmick (2005), por exemplo, encontraram em amostras da suspensão biológica de um BRM uma distribuição das partículas compreendidas entre 1 e 100 μm .

Huang, Gui e Quian (2001) afirmam que a presença de flocos menores em BRM facilita a transferência de oxigênio na massa líquida, que permite ao sistema uma melhor eficiência na remoção de matéria orgânica e maior capacidade em se adaptar às mudanças nas características do esgoto afluente (HUANG, GUI e QUIAN, 2001). Gander, Jefferson e Judd (2000) reportam que formação de flocos menores resulta em um maior transporte de nutrientes para o seu interior, favorecendo a sua assimilação.

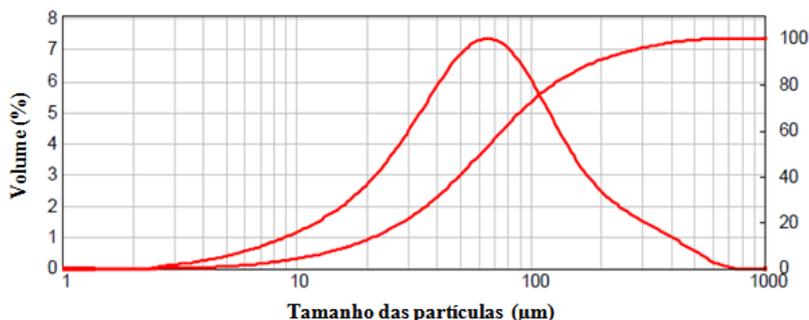


Figura 70: Distribuição percentual do tamanho das partículas da suspensão biológica.

O tamanho das partículas desempenha um papel importante na permeabilidade da membrana. Um aumento no tamanho das partículas tende a minimizar a penetração destas nos poros da membrana, reduzindo assim a perda da permeabilidade ao longo da operação do reator. Por outro lado, partículas menores podem se alojar mais facilmente no interior dos poros das membranas, obstruindo e dificultando a passagem do permeado (SUN, HAY E KHOR, 2006).

De maneira geral, observou-se que o diâmetro dos flocos da suspensão biológica apresentou valores superiores ao tamanho dos poros das membranas ($0,08 \mu\text{m}$) do BRMBS. Os resultados sugerem que a colmatação das membranas por entupimento dos poros foi pouco significativa frente à colmatação por deposição de partículas na superfície da membrana, ou seja, pela formação da torta, conforme se verificou no item 5.4.4.

Entende-se que a realização de análises granulométricas da suspensão biológica com maior periodicidade poderia auxiliar na melhor compreensão dos diferentes mecanismos de colmatação da membrana.

5.4 MICROSCOPIA DA SUSPENSÃO BIOLÓGICA

As bactérias presente em sistemas de lodos ativados são apontadas como as principais responsáveis pela depuração da matéria orgânica dos esgotos. Entretanto, Bento *et al* (2005) reportam que os componentes da microfauna (protozoários e micrometazoários) também desempenham importante função nesse processo, mantendo uma comunidade bacteriana equilibrada e auxiliando na remoção de *E. coli* e na redução da DBO_5 . Estes autores comentam ainda que a

predominância de algumas espécies pode revelar algumas características do processo, servindo assim a identificação desses microrganismos como mais uma ferramenta de controle operacional em sistemas de tratamento de esgoto. Nesse sentido, foram procedidas análises em microscopia óptica dos constituintes da suspensão biológica durante a operação do BRMBS.

Observou-se por meio da microscopia a presença de ciliados de vida livre, com predominância de amebas tecadas do gênero *Arcella* sp e ciliados pedunculados fixos como *Vorticella* sp e *Epistyllis* sp. Zhang *et al.* (2006) também observaram a predominância de *Vorticella* sp e *Epistyllis* sp em um BRMBS, indicando, segundo os autores, que a sequência operacional destes reatores é favorável ao crescimento de ciliados fixos. Jardim, Braga e Mesquita (1997) afirmam que a presença de *Epistyllis* sp em sistemas de lodos ativados é indicativo de elevada atividade nitrificante.

Foram registradas também a presença de micrometazoários em grande densidade, principalmente os rotíferos. Bento *et al* (2005) reportam que tais microrganismos são característicos de ETEs que operam com elevada idade do lodo, tal qual se fez na presente pesquisa. Cordi *et al.* (2004) comentam que a presença conjunta de rotíferos, ciliados livres e ciliados fixos na suspensão biológica de lodos ativados pode indicar uma condição de boa depuração do esgoto afluente.

Na Figura 71 são apresentadas as imagens obtidas por meio da microscopia óptica em amostras da suspensão biológica do BRMBS.

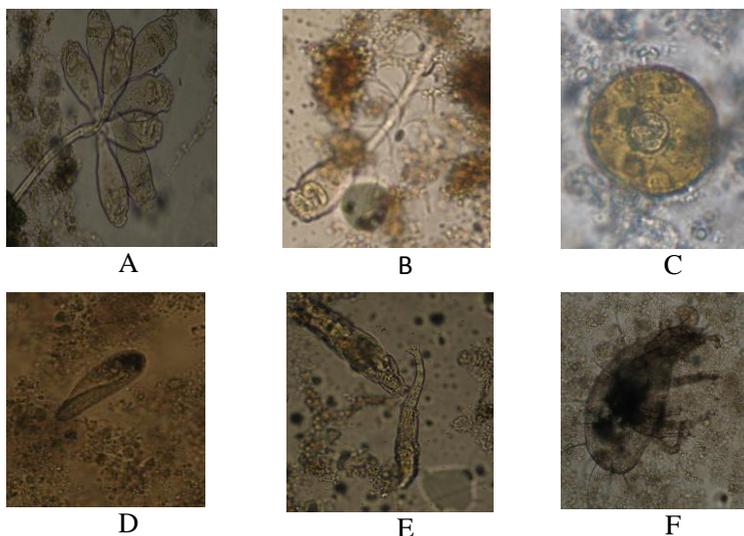


Figura 71: Microrganismos observados através de microscopia óptica em amostras da suspensão biológica do BRMBS: A – Epistylis sp (aumento de 100 vezes); B – Vorticella sp; C – Arcella sp (aumento de 400 vezes) ; D – Linotollus sp (aumento de 400 vezes); E – Rotíferos (aumento de 100 vezes); F – não identificado.

Jordão *et al* (1997) lembram que a caracterização da microfauna poderia ser de extrema utilidade para uma melhor compreensão do processo que ocorre no interior de reatores biológicos. Os autores ressaltam ainda que as análises microbiológicas não devem substituir as análises físico-químicas, mas sim complementá-las.

A presença ou ausência de determinado protozoário na suspensão biológica, por si só, não representa informação de grande valia. Conclusões baseadas na população destes microrganismos sobre o bom ou mau funcionamento de sistemas de lodos ativados só poderão ser obtidas se for levada em conta a variação das populações dominantes ao longo do tempo. No geral o que se sabe é que os protozoários são importantes para clarificação do efluente final (ALEM SOBRINHO *et al.*, 1999 citado por SANTOS, 2006).

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

6.1 CONCLUSÕES

Com base nos dados obtidos durante a operação e monitoramento do BRMBS, conclui-se que:

- A operação do reator em batelada seqüencial foi capaz de promover as diferentes condições ambientais necessárias à remoção da matéria nitrogenada, resultando na concentração de nitrogênio total no permeado sempre abaixo de 15 mg.L^{-1} e eficiência média remoção deste parâmetro de $95,9 \pm 1,56 \%$. O aumento da CNV aplicada de $0,045$ para $0,09 \text{ kgN-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$ não resultou em prejuízo a qualidade do permeado quanto à presença de matéria nitrogenada, sendo registrados nesse período concentrações médias de N-NH_4^+ e de N-NO_3^- no permeado de $1,93 \text{ mg.L}^{-1}$ e $6,95 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente.
- Por meio das análises de ciclo pôde-se observar as variações nas concentrações de N-NH_4^+ , N-NO_2^- e N-NO_3^- ao longo de cada fase operacional do reator. Verificou-se que a concentração de N-NH_4^+ reduzia durante a fase aeróbia com simultânea formação de N-NO_2^- e N-NO_3^- , ao passo que as concentrações destes últimos se aproximavam de zero ao final da fase anóxica. Tal comportamento evidencia a ocorrência do processo de nitrificação e desnitrificação, apresentando ao longo dos dias de operação eficiências médias de $99,3 \pm 0,47 \%$ e $96,5 \pm 1,28 \%$, respectivamente.
- O BRMBS apresentou ótimo desempenho na remoção de matéria orgânica, com eficiência média de remoção de DQOt de $99,1 \pm 0,45\%$ e concentração deste parâmetro no permeado sempre abaixo de 20 mg.L^{-1} . O processo de filtração pelas membranas conferiu um polimento adicional ao efluente final em termos de DQO, contribuindo para a baixa concentração deste parâmetro no permeado.

- Quanto à remoção de ortofosfato, observou-se inicialmente uma operação instável, com eficiência média de remoção de P-PO_4^{3-} de $18,1 \pm 16,2$ %. No entanto, verificou-se após 120 dias operação uma tendência de melhora na capacidade do reator em remover este nutriente, atingindo neste período uma eficiência média de $73,8 \pm 21,8$ %, apresentando inclusive valores acima de 90% entre os dias 214 e 241.
- A utilização do fluxo de permeação de $5,55 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ proporcionou maior estabilidade ao BRMBS no que se refere à PTM, tendo sido atingido o valor crítico de 0,7 bar apenas uma vez em 181 dias de operação, que ainda assim esteve associado a outros fatores que não propriamente o fluxo. Por outro lado, o emprego do fluxo a $11,1 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ resultou em grande instabilidade à PTM, levando o sistema a atingir o limite de 0,7 bar por três vezes num período de apenas 56 dias, mesmo sendo empregado neste período a filtração em regime intermitente.
- A operação de biorreatores à membrana abaixo do fluxo crítico não garante, por si só, a estabilidade da PTM nesses reatores, podendo outros fatores interferirem nesse processo, conforme se verificou na parte inicial da pesquisa, em que o mal posicionamento do módulo de membranas sobre o difusor de ar acabou resultando no rápido crescimento da PTM.
- Verificou-se durante a realização dos cinco procedimentos de limpeza química das membranas a recuperação de sua permeabilidade, observando-se em todas as ocasiões o retorno da resistência total ao valor inicial. Apesar dos bons resultados, o procedimento de limpeza adotado era de difícil execução e de longa duração.
- O processo de separação por membranas apresentou elevada capacidade na retenção de sólidos em suspensão, com turbidez no permeado sempre abaixo de 1 NTU.
- A análise da suspensão biológica em microscopia óptica revelou a predominância ciliados de vida livre (*Arcella* sp) e pedunculados fixos (*Vorticella* sp e *Epistyllis* sp.) no licor misto. Foram registradas também a presença de

micrometazoários em grande densidade, principalmente os rotíferos, que são característicos de ETEs que operam com elevada idade do lodo, tal qual se fez na presente pesquisa.

Por fim, verifica-se que o emprego do biorreator à membrana operado em regime de batelada sequencial apresentou ótimos resultados na remoção dos principais contaminantes presentes no afluente, gerando um efluente final de elevada qualidade, com mínimo residual de matéria orgânica e nutrientes, capaz de atender a restritivos padrões de lançamento e passível ainda para fins de reúso. As elevadas eficiências desse sistema, conforme se verificou pelos resultados obtidos neste trabalho, deveriam estimular e encorajar a sua aplicação em escala real, tal qual já vem ocorrendo em alguns países industrializados. Acredita-se que, no Brasil, a viabilização da produção de membranas através de tecnologia totalmente nacional poderá criar novas perspectivas para esse mercado, uma vez que os custos relativos à importação das membranas encarecem e desestimulam a sua aplicação.

6.2 RECOMENDAÇÕES

- Operar o biorreator com um maior número de módulo de membranas, possibilitando o emprego de maiores fluxos de permeação e maiores taxas de troca volumétrica;
- Aperfeiçoar o sistema aeração para evitar a deposição de biomassa na região periférica do módulo de membranas;
- Executar em maior periodicidade as análises de granulométrica da suspensão biológica como mecanismo de monitoramento do tamanho das partículas e sua possível interação com os poros da membrana;
- Monitoramento da viscosidade da suspensão biológica como parâmetro auxiliar para compreensão da colmatação das membranas;

- Avaliar as emissões de óxido nitroso (N_2O) durante o processo de nitrificação-desnitrificação devido ao seu elevado potencial como gás de efeito estufa;
- Realizar análise econômica quanto aos custos de operação e instalação dos biorreatores à membrana.

7 REFERÊNCIAS

- ACHARYA, C.; NAKHLA, G.; BASSI, A. A novel two-stage MBR denitrification process for the treatment of high strength pet food wastewater. **Journal of Hazardous Materials**, v. 129, p. 194-203, 2006.
- AKIN, B. S. e URGURLU, A. The effect of an anoxic zone on biological phosphorus removal by a sequential batch reactor. **Bioresource Technology**. v. 94, p. 1-7, 2004.
- AMARAL, M. C. S. **Tratamento de efluente de branqueamento de polpa celulósica empregando sistema de microfiltração conjugado com biorreator com membrana**. 2009. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, 2009.
- APHA/AWWA/WEF. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**, 21a ed., Washington: American Public Health Association, 2005.
- ANDRADE, J. F. **Pós-Tratamento de Efluentes Sanitários através de Membranas**. 2001. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 2001.
- ARTAN, N. & ORHON, D. Mechanism and design of sequencing batch reactors for nutrient removal. Istanbul Technical University. IWA, 2005.
- BAKER, R.W. **Membrane Technology and applications**. 2a ed. John Wiley & Sons LTDA, 2004.
- BARTON, P. K.; ATWATER, J. W. Nitrous Oxide Emissions and the Anthropogenic Nitrogen in Wastewater and Solid Waste. **Journal of Environmental Engineering**, p. 137-150, 2002.
- BASSETTI, F. J. **Preparação, caracterização e aplicação de membranas poliméricas microporosas assimétricas**. 2002. 180p. Tese (Doutorado em Ciência e Tecnologia de Materiais) – Faculdade de Engenharia Química. Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2002.

BEN AIM, R. M. e SEMMENS, M. J. Membrane biorreactors for wastewater treatment and reuse: a success story. **Water Science and Technology**, v. 47, n. 1, p. 1-5, 2002.

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

BERGAMASCO, R.; LAPOLLI, F. R.; GRANHEN, C. R.; GRASMICK, A. The use of bioreactors coupled with membranes for the treatment of effluents. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, v. 14, n. 3, 1997.

BERTOLINO, S. M.; CARVALHO, C. F. e AQUINO, S. F. Caracterização e biodegradabilidade aeróbia e anaeróbia dos esgotos produzidos em campus universitário. **Engenharia sanitária e ambiental**, v.13, n. 3, p. 271-277, 2008.

BORTOLLOTTO, A. F. **Estratégias para a nitrificação em reator de leito fluidizado seqüencial em batelada**. 2004. 127p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, 2004.

BRASIL. Resolução do Conselho Nacional do Meio Ambiente, **CONAMA n° 357, de 2005**. Disponível em < <http://www.mma.gov.br/port/conama/res/res05/res35705.pdf>> Acesso em fev, 2011.

BRASIL. **Resolução CONAMA n° 397/08**. Altera o inciso II do parágrafo 4° e a Tabela X do parágrafo 5°, ambos do art. 34 da Resolução do Conselho Nacional do Meio Ambiente, CONAMA n° 357, de 2005. Diário Oficial da União, 7 de abril de 2008, p. 68-69.

BROWN, P.; ONG, S. K. e LEE, Y. W. Influence of anoxic and anaerobic hydraulic retention time on biological nitrogen and phosphorus removal in a membrane bioreactor. **Desalination**, (2010), artigo impresso.

CALLADO, N. H.; FORESTI, E. Remoção biológica de fósforo em reator sequencial em batelada tratando esgoto sanitário sintético utilizando acetato de sódio como fonte exógena de carbono. **Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental**, 28, Cancún, 2002.

CAMPOS, R. H. **Estudo da remoção de carbono e nitrogênio de efluentes urbanos em um reator de leito fluidizado operado em bateladas sequenciais**. 2006. 215 p. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, 2006.

CAMPELLO, F. **Nitrificação e Pré-desnitrificação em sistema de tratamento de esgoto sanitário utilizando biorreator à membrana submersa visando reúso**. 2009 Dissertação (mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2009.

CERQUEIRA, A. C. F. P.; MONTALVÃO, A. F. e ROCHA, C. M.. **Avaliação do processo MBR para reúso de efluentes sanitários**. 2005. CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. 23. Disponível em: <<http://www.usp.br/cirra/arquivos/CongressoABES/II-380.pdf>>. Acesso em: 01 Jul. 2010.

CHANG, S., KIM, S. N. Wastewater treatment using membrane filtration –effect of biosolids concentration on cake resistance. **Process Biochemistry**, v. 40, p.1307 – 1314, 2005.

CHERNICHARO C. A. L. Reatores Anaeróbios – princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, volume 5 , 2000.

CHOI, J. H. e NG, H. Y. Effect of membrane type and material on performance of a submerged membrane bioreactor. **Chemosphere**, v. 71, p. 853-859, 2008.

CHURCHHOUSE, S.; WILDGOOSE, D. Membrane Bioreactors Progress from the Laboratory to Full Scale Use. **Membrane Technology**. v. 111; p. 4-8, 1999.

CORAL, L. **Remoção de cianobactérias e cianotoxinas em águas de abastecimento pela associação de flotação por ar dissolvido e nanofiltração**. 2009. 199 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2009.

COSTA, T. B. **Desempenho de reator em batelada seqüencial (RBS) com enchimento escalonado no tratamento de esgoto sanitário doméstico**. 2005. Dissertação (mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

CUI, F. Z.; CHANG, S. e FANE A. G. The use of gas bubbling to enhance membrane processes. **Journal of Membrane Science**, v. 221, p. 1-35, 2003.

CZEKAJ, C. **Encyclopedia of Polymer Science and Technology**. 3a ed. John Wiley & Sons, 2003.

CYBIS, L. F. A. SANTOS, A. V. & GEHLING, G. R. Eficiência do reator seqüencial em batelada (RSB) na remoção de nitrogênio no tratamento de esgoto doméstico com DQO baixa. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 9 –n. 3, p. 260-264, 2004.

DEFRANCE, L. e JAFFRIN, M. Y. Comparison between filtrations at fixed transmembrane pressure and fixed permeate flux: application to a membrane bioreactor used for wastewater treatment. **Journal of Membrane Science**, v. 52, p. 203-210, 1999 a.

DEFRANCE, L. e JAFFRIN, M. Y. Reversibility of fouling in activated sludge filtration, **Journal of Membrane Science**, v. 157, p. 73-84, 1999 b.

DI BELLA, G.; TORREGROSSA, M. e VIVIANI, G. The role of EPS concentration in MBR foaming: Analysis of a submerged pilot plant. **Bioresource Technology**, v. 102, p. 1628-1635, 2011.

EPA. **Sequencing batch reactors for nitrification and nutrient removal**. United States Environmental Protection Agency. EUA. Disponível em: <http://www.epa.gov/nscep/index.html>. Acesso em: 10 novembro 2010.

FERREIRA, E. S. **Cinética química e fundamentos dos processos de nitrificação e desnitrificação biológica.** In: XXVII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, Anais. ABES, Porto Alegre, 2000. CD ROM.

FANE, A. G. e CHANG, S. Membrane bioreactors: Design & operational options. **Filtration and Separation**, v. 39, n. 5, p. 26-29 , 2002.

FIELD, R. W., WU, D., HOWELL, J. A. e GUPTA, B. B. Critical Flux Concept for Microfiltration Fouling, **Journal of Membrane Science**, v.100, p. 259-272, 1995.

FREITAS, S. C.; VON SPERLING, M. e OLIVEIRA FILHO, J. M. **Influência dos fatores ambientais na nitrificação em sistema de lodos ativados convencional:** estudo de caso na ETE arrudas – belo horizonte. 24º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Belo horizonte, 2007.

GANDER, M.; JEFFERSON, B. e JUDD, S. Aerobic MBRs for domestic wastewater treatment: a review with cost considerations. **Separation and Purification Technology**, v. 18, p.119–130, 2000.

GRAEME, P. Introduction to membranes: An introduction to membrane bioreactors. **Filtration & Separation**, v. 45, n. 1, p. 32-35, 2008.

GRAY, N. F. *Biology of Wastewater Treatment.* 2º ed. London: Imperial College Press, 2004. 1421 p.

GUGLIELMI, A.; CHIARANI, D; JUDD, S. J. e ANDREOTOLLA, G. Flux criticality and sustainability in a hollow fibre submerged membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. **Journal of Membrane Science**, v. 289, p.241-248, 2007.

HASEGAWA, F. A. **Remoção combinada de DQO e nitrogênio via nitrito de água residuária da suinocultura em um único reator SBR.** 2008. 125 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2008.

HEIN DE CAMPOS, R. **Estudo da remoção de carbono e nitrogênio de efluentes urbanos em um reator de leito fluidizado operado em**

bateladas sequenciais. 2006. 215 p. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2006.

HOWELL, J. A. Sub-critical flux operation of microfiltration. **Journal of Membrane Science**, v. 107, p. 165-171, 1995.

HUANG, X.; GUI, P.; QIAN, Y. Effect of sludge retention time on microbial behaviour in a submerged membrane bioreactor. **Process Biochemistry**, v. 36, p. 1001-1006, 2001.

IVANOVIC, I. e LEIKNES, T. Impact of aeration rates on particle colloidal fraction in the biofilm membrane bioreactor (BF-MBR). **Desalination**, v. 231, p. 182-190, 2008.

JARDIM, F. A.; BRAGA, J. M. S.; MESQUITA, M. M. F. avaliação da eficiência do Tratamento biológico de esgotos através da caracterização da microbiota da ETE fonte grande - Contagem – Mg. **19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**, Foz do Iguaçu, 1997.

JONSSON, A. S. e TRAGARDH, G. Ultrafiltration application, **Desalination**, v. 77. 135p. 1990.

JORDÃO, E. P.; VILLAS BÔAS, D.; CONCEIÇÃO, J. R.; SILVA, T. C., ALÉM SOBRINHO, P. Controle microbiológico na operação de um sistema de lodos ativados - estudo em escala piloto. **19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**, Foz do Iguaçu, 1997.

JORDÃO, E. P. e PESSOA, C. A. **Tratamento de esgotos domésticos**. 4ª edição. Rio de Janeiro, 2005. 932 p.

JUDD, S. Fouling control in submerged membrane bioreactors. **Water Science Technology**, v. 51, n. 6-7, p. 127-134, 2005

JUDD, S. **The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors in Water and Wastewater Treatment**. 1º ed – Elsevier Ltd, Oxford, UK, 2006.

KAWSUK, J.; THORASAMPAN, W.; THANUTTAMAVONG, M. e SEO, G. T. Kinetic development and evaluation of membrane sequencing batch reactor (MSBR) with mixed cultures photosynthetic bacteria for dairy wastewater treatment. **Journal of Environmental Management**, v. 91, n. 5, p. 1161-1168, 2010.

KAMPSCHREUR, M. J. TEMMINK, H. KLEEREBEZEM, R.; JETTEN, M. S. M.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Nitrous oxide emission during wastewater treatment. **Water Research**, v. 43, p. 4093-4103, 2009.

KANG, I. J.; LEE, C. H. e KIM, K, J. Characteristics of microfiltration membranes in a membrane coupled sequencing batch reactor system. **Water Research**, v. 37, p. 1192-1197, 2003.

KATAYONA, S. M. J.; NOORA, M. M.; AHMAD, J. L.A. GHANIA, A. H. NAGAOKA, H. ya. Effects of mixed liquor suspended solid concentrations on membrane bioreactor efficiency for treatment of food industry wastewater. **Desalination**, v. 167, p. 153-158, 2004.

KWON, K. Y.; VIGNESWARAN, S.; FANE, A. G. e Ben Aim, R. Experimental determination of critical flux in cross-flow microfiltration. **Separation and Purification Technology**, v. 19, p. 169-181, 2000.

KUZMENKO, D.; ARKHANGELSKY, E; BELFER, S; FREGER, V. e GITIS, V. Chemical cleaning of UF membranes fouled by BSA. **Desalination**, v. 179, p. 323-333, 2005.

KIM, H. S.; SEO, I. S.; KIM, Y. K.; KIM, J. Y.; AHN, H. W. e KIM, I. Full-scale study on dynamic state membrane bio-reactor with modified intermittent aeration. **Desalination**, v. 202, p. 99-105, 2007.

KIM, J. Y.; CHANG, I. S.; PARK, H. H.; KIM, C. Y.; KIM, J. B. e HYUN, J. New configuration of a membrane bioreactor for effective control of membrane fouling and nutrients removal in wastewater treatment. **Desalination**, v. 230, p. 153-161, 2008.

KISO, Y.; JUNG, Y. J.; ICHINARI, T.; PARK, M.; KITAO, T.; NISHIMURA, K.; MIN, K. S. Wastewater treatment performance of a filtration bio-reactor equipped with a mesh as a filter material. **Water Research**, v. 34, n. 17, p. 4143-4150, 2000.

KHONGNAKORN, W. e WISNIEWSKI, C. Production of Sludge in a Submerged Membrane Bioreactor and Dewatering Aspects. **International Journal of Chemical Reactor Engineering**, v. 5, n.16, 2007.

Krampe, J. e Krauth, K. Sequencing batch reactor with submerged hollow fibre membranes for the biomass separation. **Water Science & Technology**, V. 43 (2001) p. 195 – 199.

KRAUME, M. et al. Nutrients removal in MBRs for municipal wastewater treatment. *Water Science & Technology*, v. 51, no 6-7, p.391-402, 2005.

LAMEGO NETO, L. G. **Tratamento de esgoto urbano em reator híbrido operado em bateladas seqüenciais (RHBS) submetido a variações de cargas**. 2008. 224 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental). Universidade Federal de Santa Catarina, 2008.

LAPOLLI, F. R. **Biofiltração e Microfiltração Tangencial para Tratamento de Esgotos**. 1998. Tese (Doutorado em Engenharia Civil – Hidráulica e Saneamento). Universidade de São Paulo, São Carlos, 1998.

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

LE-CLECH, P.; JEFFERSON, B. e JUDD, S. Impact of aeration, solids concentration and membrane characteristics on the hydraulic performance of a membrane bioreactor. **Journal of Membrane Science**, v. 218, p.117–129, 2003.

LE-CLECH, P., FANE, A. G.; LESLIE, G. e CHILDRESS, A. The operator's perspective. **Filtration + Separation**, v. 42, p. 20-23, 2005.
LEE, J.; AHN, W. Y. e LEE, C. H. Comparison of the filtration characteristics between attached and suspended growth microorganisms in submerged membrane bioreactor. **Water Research**, v. 35, n. 10, p. 2435–2445, 2001.

LEE, W. S.; HONG, S. H.; CHUNG, J. S.; RYU, K.; YOO, I. K. Comparison of the operational characteristics between a nitrifying membrane bioreactor and a pre-denitrification membrane bioreactor process. **Journal of Industrial and Engineering Chemistry**, v. 16, p. 546-550, 2010.

LESJEAN, B.; HUISJES, E. H. Survey of the European MBR market: trends and perspectives. **Desalination**, v. 231, p. 71 – 81, 2008.

LI, H.; FANE, A. G.; COSTER, H. G. L. e VIGNESWARAN, S. Direct observation of particle deposition on the membrane surface during crossflow microfiltration. **Journal of Membrane Science**, v. 149, p. 83-97, 1998.

LI, H.; YANG, M.; ZHANG, Y.; LIU, X.; GAO, M.; KAMAGATA, Y. Comparison of nitrification performance and microbial community between submerged membrane bioreactor and conventional activated sludge system. **Water Science & technology**, v. 5. n. 6-7, p. 193-200, 2005.

LIIKANEN, R.; KUIVILA, J. Y.; LAUKKANEN, R. Efficiency of various chemical cleanings for nanofiltration membrane fouled by conventionally-treated surface water. **Journal of Membrane Science**, v. 195, p. 265-276, 2002.

LIM, A. L. e BAI, R. Membrane fouling and cleaning in microfiltration of activated sludge wastewater. **Journal of Membrane Science**, v. 216, p. 279-290, 2003.

LIM, B. S.; CHOI, B. C.; YU, S. W.; LEE, C. G. Effects of operational parameters on aeration on/off time in an intermittent aeration membrane bioreactor. **Desalination**, v. 202, p. 77-82, 2007.

LIU, H.; YANG, C.; PU, W. e ZHANG, J. Removal of nitrogen from wastewater for reusing to boiler feed-water by an anaerobic/aerobic/membrane bioreactor. **Chemical Engineering Journal** (2008).

LIU, R.; HUANG, X.; SUN, Y. F. e QIAN, Y. Hydrodynamic effect on sludge accumulation over membrane surfaces in a submerged membrane bioreactor. **Process Biochemistry**, v. 39, p. 157-163, 2003.

LOBOS, J.; WISNIEWSKI, C.; HERAN, M.; GRASMICK, A. Membrane bioreactor performances: effluent quality of continuous and sequencing systems for water reuse. *Desalination* 204 (2007) 39–45.

LORAIN, O.; DUFAYE, P. E.; BOSQ, W. e ESPEAN, J. M. A new membrane bioreactor generation for wastewater treatment application: Strategy of membrane aeration management by sequencing aeration cycles. **Desalination**, v. 250, p. 639-643, 2010.

LOUSADA-FERREIRA, M.; GEILVOET, S.; MOREAU, A.; ATASOY, E.; KRZEMINSKI, P.; VAN NIEUWENHUIJZEN, A. e VAN DER GRAAF, J. MLSS concentration: Still a poorly understood parameter in MBR filterability. **Desalination**, v. 250, p. 618-622, 2010.

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

MAIA, I. S. **Avaliação de Lagoas de Maturação Modificadas com a Presença de Suportes e Macrófitas da Família Lemnácea no Tratamento de Esgotos Domésticos**. 2008. 183 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2008.

MAGRI, M. E. **Nitrificação e pré-desnitrificação de esgoto sanitário no sistema tanque anóxico + decanto-digestor + biofiltro aerado submerso com cascas de ostras como meio suporte**. 2009. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental)-Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis – SC, 2009.

MELIN, T.; JEFFERSON, B.; BIXIO, D.; THOEYE, C.; WILDE, W.; KONING, J.; VAN DER GRAAF, J. e WINTGENS, T. Membrane bioreactor technology for wastewater treatment and reuse. **Desalination**, v. 187, p. 271-282, 2006.

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

MEHTA, A. e ZYDNEY, A. L. Permeability and selectivity analysis for ultrafiltration membranes. **Journal of Membrane Science**, v. 249. p. 245-249, 2005.

MENG, F.; CHA, S. R.; DREWS, A.; KRAUME, M.; SHIN, H. S. e YANG, F. Recent advances in membrane bioreactors (MBRs): Membrane fouling and membrane material. **Water Research**, v. 43, p. 1489, 1512, 2009.

MONCLÚS, H.; SIPMA, J.; FERRERO, G.; COMAS, J.; RODRIGUEZ-RODA, I. Optimization of biological nutrient removal in a pilot plant UCT-MBR treating municipal wastewater during start-up. **Desalination**, v. 250, p. 592-597, 2010a.

MONCLÚS, H.; SIPMA, J.; FERRERO, G.; RODRIGUEZ-RODA, J.; COMAS, J. Biological nutrient removal in an MBR treating municipal wastewater with special focus on biological phosphorus removal. **Bioresource Technology**, v. 101, p. 3984-3991, 2010b.

McADAM, E.; JUDD, S.; GILDEMEINSTER, R.; DREWS, A. e KRAUME, M. Critical analysis of submerged membrane sequencing batch reactor operating conditions. **Water Research**, v. 39, p. 4011-4019, 2005.

MULDER, M. **Basic Principles of Membrane Technology**. Kluwer Academic Publishers. Holanda, 2003. 557pp.

NASCIMENTO, J. F. **Avaliação de membranas de osmose inversa no tratamento de águas de purga de torres de refrigeração de indústria petrolífera com finalidade de reuso**. 2004. Dissertação (Mestrado em Química) – Universidade Federal Fluminense, Niterói, 2004.

NEAL, P. R. **An examination of the nature of critical flux and membrane fouling by direct observation**. Thesis. School of Chemical Sciences and Engineering. The University of New South Wales. 2006.

NI, B. J.; XIE, W. M.; LIU, S. G.; YU, H. Q.; WANG, Y. Z.; WANG, G.; DAÍ, X. L. Granulation of activated sludge in a pilot-scale sequencing batch reactor for the treatment of low-strength municipal wastewater. **Water research**, v. 43, p. 751-761, 2009.

NITROGEN CONTROL-EPA MANUAL. Technomic Publishing, Pennsylvania, USA, 311 p., 1993.

NOBREGA, R. **Microfiltração no tratamento terciário de efluentes para fins de reúso**. V Workshop “Gestão e Reúso de Água na Indústria”. Florianópolis, SC, (2009).

NOBREGA, R. Membranas Filtrantes: Conceituação, Princípios de Funcionamento e Principais Aplicações. I Seminário de Membranas Filtrantes (ABES). São Paulo, SP, 2010.

OGERA, R. C. **Remoção de nitrogênio do esgoto sanitário pelo processo de lodo ativado por batelada**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil). Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 1995.

SAAD, A. L. O. e CONRAD, R. Temperature dependence of nitrification, denitrification, and turnover of nitric oxide in different soils. **Biol Fertil Soils**, v. 15, p. 21-27, 1993.

PELEGRIN, D. C. **Microfiltração tangencial de efluente sanitário após tratamento biológico**. 2004. 131 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2004.

PETRUS, J.C.C. **Preparação, modificação e caracterização de membranas assimétricas para clarificação de suco de frutas**. 1997. Tese (Doutorado em Engenharia de Alimentos) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1997.

PROVENZI, G. T. **Biorreator à membrana submersa para tratamento biológico de efluentes: estudos hidrodinâmicos e físico-químicos no controle da colmatação**. 2005. 170 p. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

RANDALL, C. W. The enviromental, economic and societal consequences of inadequate nitrogen pollution controls. **Water Science and Technology**. v. 49, p. 23-33, 2004.

RATKOVICH, N. **Understanding hydrodynamics in Membrane Bioreactors systems for wastewater treatment: Two-phase empirical and numerical modelling and experimental validation.** Thesis submitted in fulfilment of the requirements for the degree of Doctor (PhD) in Applied Biological Science.

REIF, O. W. Microfiltration Membranes: Characteristics and Manufacturing. **Biochem Engin/Biotechnol**, v. 98, p. 73-103, 2006.

ROSENBERGER, S. e KRAUME, M. Filterability of activated sludge in membrane bioreactors. **Desalination**, v. 151, p. 195-200, 2002.

ROSENBERGER, S.; KRUGER, U.; WITZIG, R.; MANZ, W.; SZEWZYK, U.; KRAUME, M. Performance of a bioreactor with submerged membranes for aerobic treatment of municipal waste water. *Water Research*, v. 36, p. 413-420, 2002.

SANTOS, L. F. **Caracterização e tratamento de efluentes da fabricação de nitrocelulose.** Lorena, 2006. 102 p. Tese (Doutorado em Biotecnologia Industrial) – Faculdade de Engenharia Química de Lorena. Lorena. 2006.

SANTOS, A.; MA, W. e JUDD, S. Membrane bioreactors: Two decades of research and implementation. **Desalination**, v. 273, p. 148-154, 2011.

SANTIAGO, V. M. J; COELHO, E. B. A. P; ZANETTE, C. L. e ALMEIDA, J. H. C. Nitrificação em biodisco. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitaria e Ambiental, 1997, Foz do Iguacu. Anais do XIX Congresso Brasileiro de engenharia Sanitaria e Ambiental. Foz do Iguacu: ABES, 1997. p. 958-970.

SARIOGLU, M. Biological phosphorus removal in a sequencing batch reactor by using pure cultures. **Process Biochemistry**, v. 40, p. 1599-1603, 2005.

SCHMIDELL, W. In: Biotecnologia Industrial. Agitação e aeração em Biorreatores. 1ª ed. v.2 Editora Edgard Blücher Ltda. São Paulo, 2001., p. 277-331.

SCHNEIDER, R.P.; TSUTIYA, M.T. **Membranas Filtrantes para o tratamento de água, esgoto e água de reúso**. 1ª Ed, ABES, São Paulo, 2001.

SCHEUMANN, R. e KRAUME, M. Influence of hydraulic retention time on the operation of a submerged membrane sequencing batch reactor (SM-SBR) for the treatment of greywater. **Desalination**, v. 246, p. 444-451, 2009.

SHIMIZU, Y.; OKUNO, Y. I.; URYU, K.; OHRSUBO, S. e WATANABE, A. Filtration characteristics of hollow fiber microfiltration membranes used in membrane bioreactor for domestic wastewater treatment. **Water Research**, v. 30, p. 2385-2392, 1996.

STEPHENSON, T. et al. **Membrane Bioreactors for wastewater treatment**. Londres: IWA publishing, 2000. 179 p

SRIDANG, P. C.; HERAN, M.; GRASMICK, A. Influence of module configuration and hydrodynamics in water clarification by membrane systems. **Water Science and Technology**, v. 51, n. 6-7, p. 135-142, 2005.

SUN, D. D.; HAY, C. T. e KHOR, S. L. Effects of hydraulic retention time on behavior of start-up submerged membrane bioreactor with prolonged sludge retention time. **Desalination**, v. 195, p. 209-225, 2006.

SUN, D. D.; KHOR, S. L.; HAY, C. T. e LECKIE, J. O. Impact of prolonged sludge retention time on the performance of a submerged membrane bioreactor. **Desalination**, v. 208, p. 101-112, 2007.

TAN, T, W.; NG, H. Y. Influence of mixed liquor recycle ratio and dissolved oxygen on performance of pre-denitrification submerged membrane bioreactors. **Water Research**, v. 42, p. 1122-1132, 2008.

TARDIEU, E.; GRASMICK, A.; GEUGEY, C.; MANEM, J. Hydrodynamic control of bioparticle deposition in a MBR applied to wastewater treatment. **Journal of Membrane Science**, v. 147, p. 1-12, 1998.

TEIXEIRA, Maria M. C. G. R. **Ultrafiltração no tratamento de águas para consumo humano**. 2001. 109 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Sanitária). –Universidade Nova de Lisboa, Lisboa, 2001.

TEIXEIRA, R. M. **Remoção de nitrogênio de efluentes da indústria frigorífica através da aplicação dos processos de nitrificação e desnitrificação em biorreatores utilizados em um sistema de lagoas de tratamento**. 2006. 154 p. Tese (Doutorado em Engenharia Química) Universidade Federal de Santa Catarina, 2006.

TERADA, A.; YAMAMOTO, T.; TSUNEDA, S. e HIRATA, A. Sequencing Batch Membrane Biofilm Reactor for Simultaneous Nitrogen and Phosphorus Removal: Novel Application of Membrane-Aerated Biofilm. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 94, nº 4, p. 730-739, 2006.

THANS, F. **Controle operacional de reator em bateladas sequenciais (RBS): Ajustes na concentração de oxigênio dissolvido visando à remoção de nutrientes**. 2008. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 2008.

TILL, S. e MALIA, H. Membrane Bioreactors :Wastewater Treatment Applications To Achieve High Quality Effluent. In: **Annual Water Industry Engineers and Operators' Conference**. 2001. Bendigo. 64th Annual Water Industry Engineers and Operators' Conference. Bendigo. 2001. 57-65 p. Disponível em: <http://www.wioa.org.au/conference_papers/2001/pdf/paper8.pdf> Acesso em: 10 março 2010.

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

TSILOGEORGIS, J.; ZOUBOULIS, A.; SAMARAS, P. e ZAMBOULIS, D. Application of a membrane sequencing batch reactor for landfill leachate treatment. **Desalination**, v. 221, p. 483-493, 2008.

VAN DER MAREL, P.; ZWIJNENBURG, A.; KEMPERMAN, A.; WESSLING, M.; TERMMINK, H. e VAN DER MEER, W. An improved flux-step method to determine the critical flux and the critical

flux for irreversibility in a membrane bioreactor. **Journal of Membrane Science**, v. 332, p. 24-29, 2009.

VARGAS, A.; MORENO-ANDRADE, I. e BUITRÓN, G. Controlled backwashing in a membrane sequencing batch reactor used for toxic wastewater treatment. **Journal of Membrane Science**, v. 320, p. 185-190, 2008.

VIANA, P. Z. **Biorreator com membrana aplicado ao tratamento de esgotos domésticos: avaliação do desempenho de módulos de membranas com circulação externa**. 2004. 175 p. Tese (Doutorado em Engenharia Civil) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2004.

VIDAL, C.M.S. **Avaliação da microfiltração tangencial como alternativa de tratamento avançado de efluente gerado em sistema de tratamento de esgoto sanitário constituído de reator UASB (upflow anaerobic sludge blanket) seguido de tanque de aeração**. 2006. 193 p. Tese (Doutorado em Engenharia Civil – Hidráulica e Saneamento) Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

VIERO, A. F. **Avaliação do desempenho de um biorreator com membranas submersas para tratamento de efluente**. 2006. 174 p. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2006.

VON SPERLING, M. **Princípios Básicos do Tratamento de Esgotos**. v. 2. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais, 2005. 211 p.

VON SPERLING, M.; VAN HAANDEL, A. C.; JORDÃO, E. P.; CAMPOS, J. R.; CYBIS, L. F.; AISSE, M. M.; SOBRINHO, P. **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por lodos ativados**. Prosab, 2006.

UEDA, T.; HATA, K.; KIBUOKA, Y. e SEINO, O. Effects of aeration on suction pressure in a submerged membrane bioreactor, **Water Research**, v. 33, n. 12, p. 2888-2892, 1997.

ZHANG, H-M.; XIAO, J-N.; CHENG, Y-J.; LIU, L-F.; ZHANG, X-W. e YANG, F-L. Comparison between a sequencing batch membrane

bioreactor and a conventional membrane bioreactor. **Process Biochemistry**, v. 41, p. 87-95, 2006.

ZHANG, J.; CHUA, H.C.; ZHOU, J. e FANE, A. G.; Factors affecting the membrane performance in submerged membrane bioreactors. **Journal of Membrane Science**, v. 284, p. 54-66, 2006.

WAN, C. Y.; DE WEVER, H.; DIELS, L.; THOEYE, C.; LIANG, J. B.; HUANG, L. B. Biodiversity and population dynamics of microorganisms in a full-scale membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. **Water Research**, v. 45, p. 1129-1138, 2011.

WANG, Z.; WU, Z.; YIN, X. e TIAN, L. Membrane fouling in a submerged membrane bioreactor (MBR) under sub-critical flux operation: Membrane foulant and gel layer characterization. **Journal of Membrane Science**, v. 325, p. 238-244, 2008.

WAGNER, J. **Membrane filtration handbook: practical tips and hints**. 2a ed. Minnetonka: Osmonics Inc., 2001. 127 p.

WILDERER, P. A.; IRVINE, E. R. L. e GORONSZY, M. C. 2001. Sequencing batch reactor technology. **IWA Scientific and Technical Report**, n. 10, UK.

YANG, W.; CICEK, N. e JOHN, I. State-of-the-art of membrane bioreactors: Worldwide research and commercial applications in North America. **Journal of Membrane Science**, v. 270, p. 201-211, 2006.

YANG, S.; YANG, F.; FU, Z.; WANG, T.; LEI, R. Simultaneous nitrogen and phosphorus removal by a novel sequencing batch moving bed membrane bioreactor for wastewater treatment. **Journal of Hazardous Materials**, v. 175, p. 551-557, 2010.

YIGIT, N. O.; CIVELEKOGLU, G.; HARMAN, I.; KOSEOGLU, H. e KITIS, M. Effects of various backwash scenarios on membrane fouling in a membrane bioreactor. **Desalination**, v. 237, p. 346-356, 2009.

YU, K.; WEN, X.; BU, Q. e XIA, H. Huang Xia. Critical flux enhancements with air sparging in axial hollow fibers cross-flow microfiltration of biologically treated wastewater. **Journal of Membrane Science**, v. 224, p. 69-79, 2003.