

**UNIVERSIDADE DO ESTADO DE SANTA CATARINA
CENTRO DE EDUCAÇÃO SUPERIOR DO ALTO VALE DO ITAJAÍ (CEAVI)
ENGENHARIA SANITÁRIA**

EMERSON SOUZA

**BIORREATOR A MEMBRANA DE LEITO MÓVEL EM BATELADA SEQUENCIAL
APLICADO AO TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO**

IBIRAMA

2016

EMERSON SOUZA

**BIORREATOR A MEMBRANA DE LEITO MÓVEL EM BATELADA SEQUENCIAL
APLICADO AO TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO**

Trabalho de conclusão apresentado ao curso de Engenharia Sanitária do Centro de Educação Superior do Alto Vale do Itajaí (CEAVI), da Universidade do Estado de Santa Catarina (UDESC), como requisito parcial para a obtenção do grau de bacharel em Engenharia Sanitária.

Orientador: Dr. Tiago José Belli

IBIRAMA

2016

S729b Souza, Emerson, 1994 -

Biorreator a membrana de leito móvel em batelada sequencial aplicado ao tratamento de esgoto sanitário / Emerson Souza. - 2016.

120 p.: il.

Orientador: Tiago José Belli

Bibliografia: p. 99-120.

Trabalho de conclusão de curso (Graduação) -- Universidade do Estado de Santa Catarina, Centro de Educação Superior do Alto Vale do Itajaí, Curso de Engenharia Sanitária, Ibirama, 2016.

1. Biorreator a Membrana. 2. Remoção de Matéria Orgânica. 3. Remoção de Nitrogênio. 4. Remoção de Fósforo 5. Tratamento de Esgoto I. Belli, Tiago José, orient. II. Universidade do Estado de Santa Catarina - Curso de Engenharia Sanitária. III. Título.

CDD 551.302 20.ed.

EMERSON SOUZA

**BIORREATOR A MEMBRANA DE LEITO MÓVEL EM BATELADA SEQUENCIAL
APLICADO AO TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO**

Trabalho de conclusão apresentado ao curso de Engenharia Sanitária como requisito parcial para a obtenção do grau de bacharel em Engenharia Sanitária.

Banca Examinadora

Orientador: Dr. Tiago José Belli
CEAVI/UEDESC

Membro 1: Me. Eduardo Bello Rodrigues
CEAVI/UEDESC

Membro 2: André Aguiar Battistelli
UFSC

Ibirama, 02/12/2016

AGRADECIMENTOS

À minha família, em especial minha mãe Maria Elena, meus avôs Bernardino e Paula, meus padrinhos Ederson e Maria das Graças e ao meu grande motivo de felicidade: meu irmão, Enzo.

À UDESC, agradeço pela qualidade de ensino e suporte ao longo desta graduação.

Aos meus amigos da UDESC, Guilherme, Lorena, Heron, José Guilherme e Thiago Martins, que estiveram ao meu lado nesses longos 5 anos de graduação.

Ao meu orientador e amigo, Prof. Tiago Belli pelas diversas oportunidades de adquirir conhecimento. Agradeço você por sempre estar acessível para sanar as minhas milhares dúvidas ao longo deste trabalho. Também não posso deixar de agradecer pela companhia nos diversos jogos do nosso VERDÃO!

À CASAN, agradeço pelo período de estágio e por me promover inúmeros conhecimentos na área da engenharia sanitária. Agradeço em especial os engenheiros Rangel Barbosa e Ednei Sandri, pela amizade construída ao longo deste ano.

À UFSC, em especial o professor Flávio R. Lapolli, pela oportunidade e por toda estrutura fornecida do seu laboratório. Agradeço também a todos bolsistas do Laboratório de Reúso das Águas - LARA, pelas diversas análises realizadas ao longo dessa pesquisa.

À Rayra Costa, pela oportunidade de realização da parte experimental deste trabalho, juntamente com seu Doutorado.

Aos professores Heros Horst, Eduardo Bello Rodrigues, Willian Goetten e Gean Michel, agradeço pelos conhecimentos repassados e amizade cultivada desde o início da graduação.

A todos que contribuíram direta ou indiretamente para a minha formação, o meu muito obrigado.

“Sonhos determinam o que você quer. Ação determina o que você conquista.” (Aldo Novak)

RESUMO

O lançamento de efluentes sem o devido tratamento incorre em uma série de problemas aos corpos hídricos. Entre os problemas causados destacam-se: (i) a redução da concentração de oxigênio dissolvido do manancial, devido ao aporte excessivo de matéria orgânica; (ii) o aumento da turbidez da água e a redução da atividade fotossintética, devido a concentração elevada de nutrientes nestes efluentes, como o fósforo e nitrogênio. Uma das alternativas para minimizar essa problemática ambiental é a busca por tecnologias de tratamento que possibilitem a produção de um efluente ausente de poluentes, tais como matéria orgânica, nitrogênio e fósforo. Neste enfoque, este trabalho teve por objetivo avaliar o desempenho de um biorreator a membrana de leito móvel operado em batelada sequencial (BRMBS-LM) na remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo de esgoto doméstico. Tal avaliação foi procedida através de metodologias que possuem a capacidade de mensuração dos poluentes estudados, tais como DQO, COD, nitrogênio total, amônia, nitrato e fósforo total. Para a melhor mensuração dos parâmetros foram realizados ensaios pontuais como a análise de ciclo, velocidade de consumo de amônia e velocidade de liberação e absorção de fosfato via organismos acumuladores de fosfato (PAO) e organismos desnitrificantes acumuladores de fosfato (DPAO). Os resultados obtidos demonstraram uma elevada capacidade do BRMBS-LM na remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo, com eficiência média de remoção de DQO de 96,9%, nitrogênio total de 72,1% e fósforo total de 81,3%. Os ensaios de bancada com a biomassa do BRMBS-LM revelaram que a presença do material suporte favoreceu a absorção de fosfato pela respiração anóxica, realizada pelas DPAOs, em comparação a absorção de fosfato pela respiração aeróbia, realizada pelas PAOs. Quanto ao processo de filtração, observou-se uma elevada capacidade da membrana em reter os sólidos em suspensão, assegurando um valor médio de turbidez no permeado de 0,34 NTU. Em relação ao processo de colmatação das membranas, o BRMBS-LM atingiu apenas em um momento a pressão transmembrana máxima de 0,7 bar, especificamente no 33º dia de operação. Constatou-se que o processo de colmatação apresentou relação com o valor do tempo de sucção capilar (CST) observado ao longo do período operacional. De maneira geral, o sistema atingiu resultados bastante positivos, produzindo um efluente capaz de atender aos padrões restritivos de reúso de efluentes.

Palavras-chave: Biorreator a membrana de leito móvel em batelada sequencial, remoção de matéria orgânica, remoção de nitrogênio, remoção de fósforo, colmatação.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1- Configuração de BRMs (Adaptado de Stephenson et al 2000).	35
Figura 2 - Diferentes configurações em BRMs (Adaptado de Davis, 2010).....	37
Figura 3 - Colmatação das membranas em BRM: (i) estreitamento de poros; (ii) obstrução de poros e; (iii) formação de torta sobre a membrana (AMARAL, 2009).	41
Figura 4 - Etapas que compõem um BRM em batelada sequencial.	44
Figura 5 - Etapas de desenvolvimento do biofilme (Adaptado de RICKARD et al., 2003). ...	46
Figura 6 - Mecanismo esquemático da remoção biológica de fósforo (VON SPERLING, 2012).	52
Figura 7 - Representação esquemática da unidade experimental.	56
Figura 8 - Material suporte AMB utilizado no BRM-LM.	56
Figura 9 - Representação esquemática da captação de esgoto para alimentação do BRMBS-LM.	60
Figura 10 - Pontos amostrados no BRMBS-LM.	62
Figura 11 - Representação esquemática da sequência metodológica para obtenção de biofilme.	64
Figura 12 - Representação esquemática da sequência metodológica para determinação da atividade das PAO e DPAO.....	66
Figura 13 - Representação esquemática do aparato experimental utilizado para determinação do MFI.	68
Figura 14 - Representação esquemática do aparato experimental utilizado para determinação do CST (COSTA, 2015).	70
Figura 15 - Evolução da concentração de SST e SSV, bem como sua respectiva relação SSV/SST durante o período experimental.....	73
Figura 16 - Perfil do dIVL ao longo dos dias operacionais.	74
Figura 17 - Valores de DQO no esgoto afluente e no permeado obtidos durante o período operacional.....	75
Figura 18 - Concentração de DQO solúvel afluente, ao final da etapa aeróbia e no permeado durante os dias operacionais do BRMBS-LM.	76
Figura 19 - Comportamento da relação (A/M) frente a variação de SSV ao longo dos dias operacionais.	77
Figura 20 - Consumo de carbono orgânico dissolvido (COD) obtido no BRMBS-LM durante as etapas anaeróbia e aeróbia ao longo dos dias operacionais.....	78
Figura 21 - Evolução do parâmetro nitrogênio total do esgoto afluente e do permeado, bem como as respectivas eficiências de remoções.	79
Figura 22 - Evolução do parâmetro $N-NH_4^+$ do esgoto afluente e do permeado, bem como as respectivas eficiências de remoções.	80
Figura 23 - Distribuição das amostragens de NO_3^- ao final da etapa aeróbia e ao final da etapa anóxica.....	81

Figura 24 - Relação DQO do esgoto/N _{total} verificada ao longo dos dias operacionais.....	82
Figura 25 - Evolução da concentração de nitrogênio amoniacal ao longo do ciclo.....	82
Figura 26 - Evolução do parâmetro fósforo do esgoto afluente e do permeado, bem como as respectivas eficiências de remoções.....	83
Figura 27 - Concentração média de fosfato no esgoto, etapa anaeróbia, aeróbia e no permeado.	84
Figura 28 - Comportamento da relação (P-liberação/DQO-consumida) ao longo do período experimental.....	85
Figura 29 - Monitoramento da porcentagem de fósforo presente na biomassa aderida e na floculenta ao longo do período operacional.	86
Figura 30 - Desenvolvimento dos parâmetros: fosfato e DQO ao longo do ciclo operacional.	87
Figura 31 - Comportamento da liberação e absorção de fosfato via organismos acumuladores de fósforo (PAO) e organismos acumuladores de fósforo desnitrificantes (DPAO) sob as duas situações: licor misto e licor misto com material suporte, respectivamente.	88
Figura 32 - Evolução dos resultados obtidos para cor verdadeira do esgoto afluente e do permeado, bem como suas respectivas eficiências ao longo do período de operação.	90
Figura 33 - Teores de turbidez presentes no permeado ao longo do período operacional.....	90
Figura 34 - Comportamento da Pressão Transmembrana (PTM) ao longo dos dias operacionais.	91
Figura 35 - Comportamento da Pressão Transmembrana e do Tempo de Sucção Capilar.....	92
Figura 36 - Relação entre o CST e a PTM durante o período operacional.	93
Figura 37 - Distribuição temporal dos valores do MFI do Licor-misto.....	94
Figura 38 - Comportamento da RST ao longo do período experimental.....	95
Figura 39 - Evolução granulométrica do Licor Misto.....	96

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Especificações técnicas do módulo de membrana *	57
Tabela 2 - Condições Operacionais do BRMBS-LM.	58
Tabela 3 - Tempo utilizado em cada fase operacional do BRMBS-LM.	59
Tabela 4 - Caracterização do esgoto sanitário.	60
Tabela 5 - Análise de Monitoramento do BRMBS-LM.	61
Tabela 6 - Parâmetros analisados em diferentes pontos amostrados.	63
Tabela 7 - Métodos analíticos e frequência de análises.	71
Tabela 8 - Velocidade de liberação e absorção de fosfato para ambas as situações.	89

LISTA DE SIGLAS E ABREVIATURAS

A/M – Alimento/microrganismo
COV – Carga Orgânica Volumétrica
IVL – Índice Volumétrico de Lodo
dIVL – Índice Volumétrico de Lodo diluído
BRM – Biorreator à membrana
BRMBS – Biorreator à membrana em batelada sequencial
BRMBS-LM - Biorreator à membrana em batelada sequencial de leito móvel
COD – Carbono orgânico dissolvido
PAO - organismos acumuladores de fósforo
DPAO – organismos acumuladores de fósforo desnitrificantes
DQO – Demanda química de oxigênio
DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio
PHA – Polihidroxialcanoato
pH – Potencial Hidrogênionico
EBPR – *Enhanced biological phosphorus removal*
EPS – Substância polimérica extracelular
GAO – Organismos acumuladores de glicogênio
MFI - Índice de incrustação da membrana
CST – Tempo de sucção capilar
PTM – Pressão Transmembrana
Ntotal – Nitrogênio total
OD – Oxigênio dissolvido
Ptotal – Fósforo total
P-Liberação – Fósforo liberado
P-Absorção – Fósforo absorvido
RBS – Reator em batelada sequencial
RST – Resistência específica da torta
SMP – Produto microbiano solúvel
SST – Sólidos suspensos totais
SSV – Sólidos suspensos voláteis
TDH – Tempo de Detenção Hidráulico
SV – Sólidos Voláteis
 θ_c – Idade do lodo

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	31
1.1 OBJETIVOS	34
1.1.1 Objetivo geral	34
1.1.2 Objetivos Específicos	34
2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	35
2.1 BIORREATOR À MEMBRANA PARA TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO	35
2.1.1 Aspectos Operacionais	37
2.1.2 Biorreatores à membrana operados em batelada sequencial	42
2.1.3 Biorreatores à membrana de leito móvel (BRM-LM) operados em batelada sequencial.....	45
2.2 REMOÇÃO DE NUTRIENTES DE ESGOTOS	48
2.2.1 Remoção Biológica de Nitrogênio	48
2.2.2 Remoção biológica de fósforo.....	51
3 METODOLOGIA	55
3.1. UNIDADE EXPERIMENTAL.....	55
3.2. OPERAÇÃO DO BRMBS-LM	57
3.2.1 Condições operacionais.....	58
3.3 INOCULAÇÃO	59
3.4 ALIMENTAÇÃO DO REATOR.....	59
3.5 CONTROLE DA IDADE DO LODO	61
3.6 LIMPEZA DAS MEMBRANAS.....	61
3.7 Monitoramento do brmbs-lm	61
3.7.1 Eficiência do BRMBS-LM.....	62
3.7.3 Análise de Ciclo	63
3.7.4 Biofilme	63
3.7.5 Granulometria por difração a laser	65
3.8 ENSAIOS DE BANCADA.....	65
3.8.1 Ensaio com a biomassa do reator	65
3.8.2 Ensaio de bancada para avaliação do potencial incrustante do licor misto.....	67
3.9 MÉTODOS ANALÍTICOS	70
4 RESULTADOS E DISCUSSÕES	73
4.1 DESEMPENHO DO BRM-LM.....	73
4.1.1 Série de sólidos e índice volumétrico de lodos diluídos	73
4.1.2 Remoção de DQO.....	75
4.1.3 Consumo de Carbono Orgânico Dissolvido (COD) entre as etapas operacionais do BRMBS-LM.....	77

4.1.4 Remoção de nitrogênio total	78
4.1.5 Remoção de fósforo	83
4.1.6 Remoção de Cor e Turbidez	89
4.2 parâmetros associados à membrana.....	91
4.2.1 Pressão Transmembrana e Tempo de Sucção Capilar	91
4.2.2 Comportamento do MFI (membrane fouling index).....	93
4.2.3 Granulometria	95
5 CONCLUSÃO.....	97
REFERÊNCIAS	99

1 INTRODUÇÃO

O crescimento demográfico demasiado, aliado as diversas atividades antrópicas nos últimos anos, vem resultando em uma geração considerável de efluentes. Neste contexto, no que tange aos efluentes sanitários, no Brasil até o ano de 2013 apenas 48,6% da população recebia o serviço de coleta de esgoto, totalizando aproximadamente 100 milhões de pessoas sem o atendimento. A situação se agrava quando se aborda a questão do tratamento de esgoto, visto que apenas 39% do esgoto coletado recebe tratamento (SNIS, 2013).

A implantação dos sistemas de esgotamento sanitário consiste em uma importante ação de controle ambiental, visto que o lançamento de efluentes sem o devido tratamento incorre em uma série de problemas aos corpos hídricos. Entre os problemas causados destacam-se: (i) a redução da concentração de oxigênio dissolvido do manancial, devido ao aporte excessivo de matéria orgânica; (ii) o aumento da turbidez da água e a redução da atividade fotossintética, devido a concentração elevada de nutrientes nestes efluentes, como o fósforo e nitrogênio. Frente a esses problemas, o adequado tratamento de efluentes tem se tornado uma preocupação constante, tanto por parte dos órgãos públicos e indústrias, para atender à legislação vigente; quanto da sociedade, que visa a preservação ambiental (GIACOBBO, 2010; LEITE, 2004).

Atualmente encontram-se disponíveis uma gama de sistemas de tratamento de efluentes, dentre os quais destacam-se: (i) lagoas de estabilização; (ii) filtros biológicos; (iii) sistemas de lodos ativados e; (iv) processos físico-químicos. Tais sistemas apresentam eficiências satisfatórias para a remoção de matéria orgânica. Porém, o controle no descarte de nutrientes para o meio ambiente tem ganhado importância recentemente. Neste enfoque, vem se estudando novos sistemas de tratamento de esgoto que possibilitem uma eficiente remoção de matéria orgânica aliada a remoção de nutrientes (CAGATAYHAN, 2008).

A remoção de nutrientes exige combinações entre sistemas anaeróbios, anóxicos e aeróbios, além de uma adequada recirculação do efluente entre esses ambientes. Como exemplo desses arranjos, pode citar-se o processo A²O (do inglês, Anaerobic/Anoxic/Oxic), sistema UCT (University of Cape Town) e o processo Bardenpho de cinco estágios (PHOREDOX) (VON SPERLING, 2012).

Embora esses sistemas apresentem boas eficiências na remoção de matéria orgânica e nutrientes, os mesmos demandam consideráveis áreas de instalação, assim como elevado gasto energético com as vazões de recirculação dos efluentes (BELLI, 2015). Dessa maneira, pesquisadores têm explorado alternativas com sistemas que requerem menores áreas de

instalação e menor complexidade operacional. Dentre as alternativas disponíveis e que tem gerado grande interesse, destacam-se os reatores operados em bateladas sequenciais (RBS).

Os RBS são compostos basicamente de um único reator, o qual ao longo do seu ciclo operacional alterna entre ambientes anaeróbios, anóxicos e aeróbios. Essa alternância de ambientes em um único tanque ao longo do tempo propicia as condições necessárias para a remoção simultânea de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo (CYBIS, SANTOS e GEHLING, 2004).

Ainda que os sistemas em bateladas sequenciais tenham ocasionado grande interesse face a sua flexibilidade operacional, sabe-se que a etapa de clarificação do efluente através de sedimentadores convencionais é uma dificuldade operacional da unidade de tratamento, podendo, em determinadas situações, gerar um efluente fora dos padrões de lançamento. Neste enfoque, destaca-se a integração da tecnologia de separação por membranas aos reatores em bateladas sequenciais, em substituição à sedimentação, dando origem aos biorreatores à membrana em batelada sequencial (MCADAM et al, 2005; KAEWSUK et al, 2010; COSTA, 2015; KELLNER, 2014; BASSIN, 2012).

Os biorreatores à membrana em batelada sequencial (BRMBS) possuem a vantagem de não necessitar da etapa de sedimentação em seu ciclo, visto que a remoção do efluente do sistema é efetuada através da permeação realizada pelas membranas durante a etapa aeróbia. Tal característica proporciona uma redução considerável do tempo de ciclo, além de proporcionar condições operacionais adequadas para o aumento da eficiência de tratamento do sistema (ZHANG et al, 2006).

Os BRMBS apresentam algumas vantagens além da eliminação dos problemas de sedimentação, dentre as quais destacam-se: (i) a capacidade de manter elevadas concentrações de biomassa; (ii) capacidade de operação em uma ampla faixa de idade do lodo com reduzidos tempos de detenção hidráulico; (iii) alta remoção de matéria orgânica e; (iv) reduzida produção de lodo (BERNAL et al.,2012; ZHANG et al., 1997; METCALF e EDDY, 2003).

Apesar das vantagens intrínsecas aos BRMBS, alguns problemas são constatados quando se objetiva a remoção simultânea de nitrogênio e fósforo. Tais problemas podem estar associados a transferência de concentrações elevadas de nitrato da etapa aeróbia para a etapa anaeróbia. Esse elevado teor de nitrato presente na etapa anaeróbia propicia condições indesejáveis para o processo de remoção de fósforo, visto que a disponibilidade do NO_3^- e matéria orgânica no meio favorece o processo de desnitrificação. O consumo de matéria orgânica para o processo de desnitrificação reduz a disponibilidade do substrato orgânico para os organismos acumuladores de fósforo, inibindo, por consequência, a rota metabólica dos

microrganismos responsáveis pela remoção de fósforo, conhecidos como organismos acumuladores de fósforo (PAO – *phosphate accumulating organisms*, do inglês) (YANG et al 2010).

Uma alternativa para esta problemática é a inserção de material suporte nos BRMBS para o desenvolvimento de biomassa aderida, dando origem aos biorreatores à membrana em batelada sequencial de leito móvel (BRMBS-LM). O desenvolvimento do biofilme sob o meio suporte propicia a criação de microzonas anaeróbias, anóxicas e aeróbias ao longo de sua estrutura (KELNNER, 2014). A presença dessas micro-zonas possibilita que a remoção de nitrato proceda mesmo durante a etapa aeróbia, visto que sob o meio suporte haverá a possibilidade do ambiente anóxico. A remoção de nitrato ao longo da etapa aeróbia reduziria a sua transferência para a etapa anaeróbia, propiciando melhores condições para o processo de remoção de fósforo (COSTA, 2015).

Outra vantagem inerente ao BRMBS-LM é a capacidade deste sistema em operar com uma carga orgânica volumétrica mais alta em um tempo de detenção hidráulico mais reduzido. Tal vantagem está associada ao crescimento fixo da biomassa sob o meio suporte, o qual favorece o desenvolvimento de microrganismos diversos, que por sua vez aceleram o processo de oxidação da matéria orgânica (LEIKNES e ØDEGAARD, 2005).

Onnis-Hayden *et al.* (2004) reportam que a utilização dos BRMBS-LM também é vantajosa para o processo de nitrificação. De acordo com esses autores, as bactérias nitrificantes passam a crescer também de maneira aderida no material suporte, minimizando assim a sua perda junto com o descarte de lodo. Tal característica exclui a dependência entre a idade do lodo e o crescimento desse grupo de microrganismos. Este aspecto é de grande importância para as bactérias nitrificantes, visto que estas apresentam baixa taxa de crescimento celular, devido a sua natureza autotrófica (ZHANG et al, 2010).

As vantagens mencionadas condicionam os biorreatores à membrana de leito móvel como um sistema propenso para a aplicação no tratamento de esgotos sanitários, quando objetivado a remoção simultânea de matéria orgânica e nutrientes. Neste enfoque, o presente trabalho tem por objetivo avaliar o desempenho de um biorreator à membrana de leito móvel operado em batelada sequencial para a remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo de esgoto sanitário.

1.1 OBJETIVOS

1.1.1 Objetivo geral

Avaliar o desempenho de um biorreator à membrana de leito móvel operado em batelada sequencial, na remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo de esgoto sanitário.

1.1.2 Objetivos Específicos

- a) Obter as velocidades específicas de liberação e acumulação de fósforo, bem como da oxidação de amônia a partir da realização de análise de ciclo do BRMBS-LM.
- b) Quantificar a proporção de remoção de fósforo via DPAO frente à PAO em ensaios cinéticos de bancada;
- c) Monitorar e avaliar o comportamento da pressão transmembrana;

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

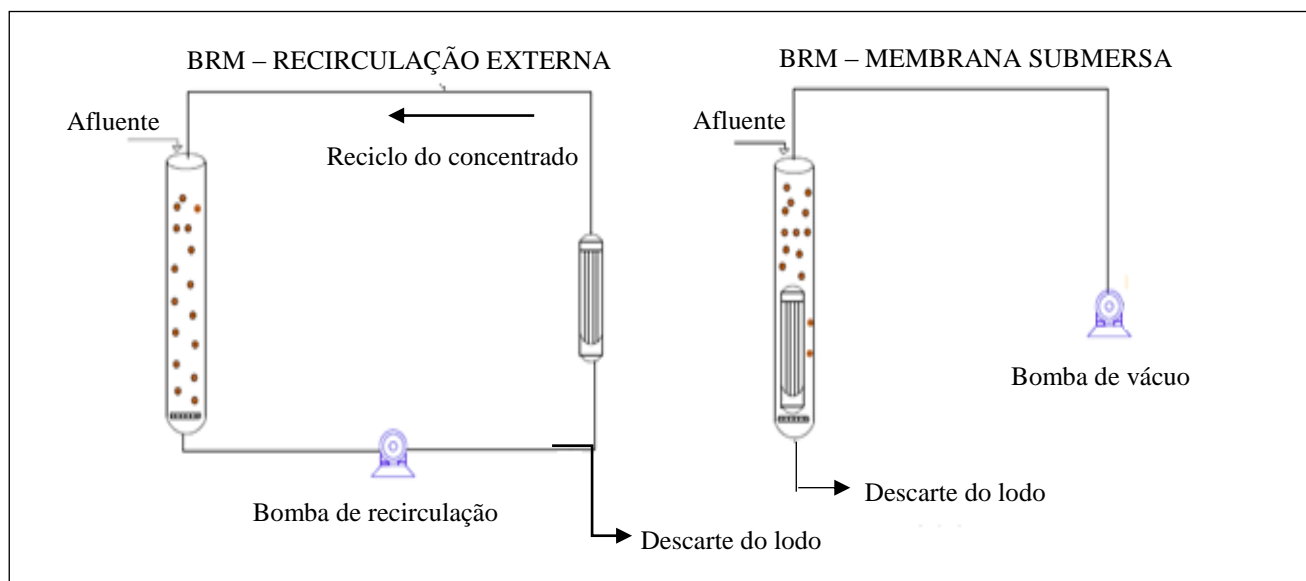
2.1 BIORREATOR À MEMBRANA PARA TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO

A concepção de um biorreator à membrana caracteriza-se pela combinação de um processo biológico de tratamento de efluentes, geralmente lodos ativados, a um processo de separação por membranas, normalmente de microfiltração ou ultrafiltração. A substituição dos decantadores pelas membranas propicia diversas vantagens, dentre as quais destacam-se: (i) independência entre a idade do lodo e tempo de detenção hidráulico; (ii) redução na geração de lodo; (iii) efluente livre de patógenos e; (iv) efluente com baixo teor de sólidos em suspensão (BRINDLE e STEPHENSON, 1996; TAN, NG e ONG, 2008; JUDD, 2006).

Bassin (2012) reporta que a concentração de lodo em um BRM é bastante superior quando comparado aos sistemas tradicionais de lodos ativados, visto que a biomassa é integralmente retida no reator. Tal característica possibilita a construção de maneira muito mais compacta destas unidades, reduzindo consideravelmente o espaço físico da planta de tratamento.

Metcalf e Eddy (2003) citam que existem duas modalidades de disposição dos módulos de membranas nos BRM: BRM de recirculação externa e BRM com membrana submersa, conforme ilustrado na figura 1.

Figura 1- Configuração de BRMs (Adaptado de Stephenson et al 2000).

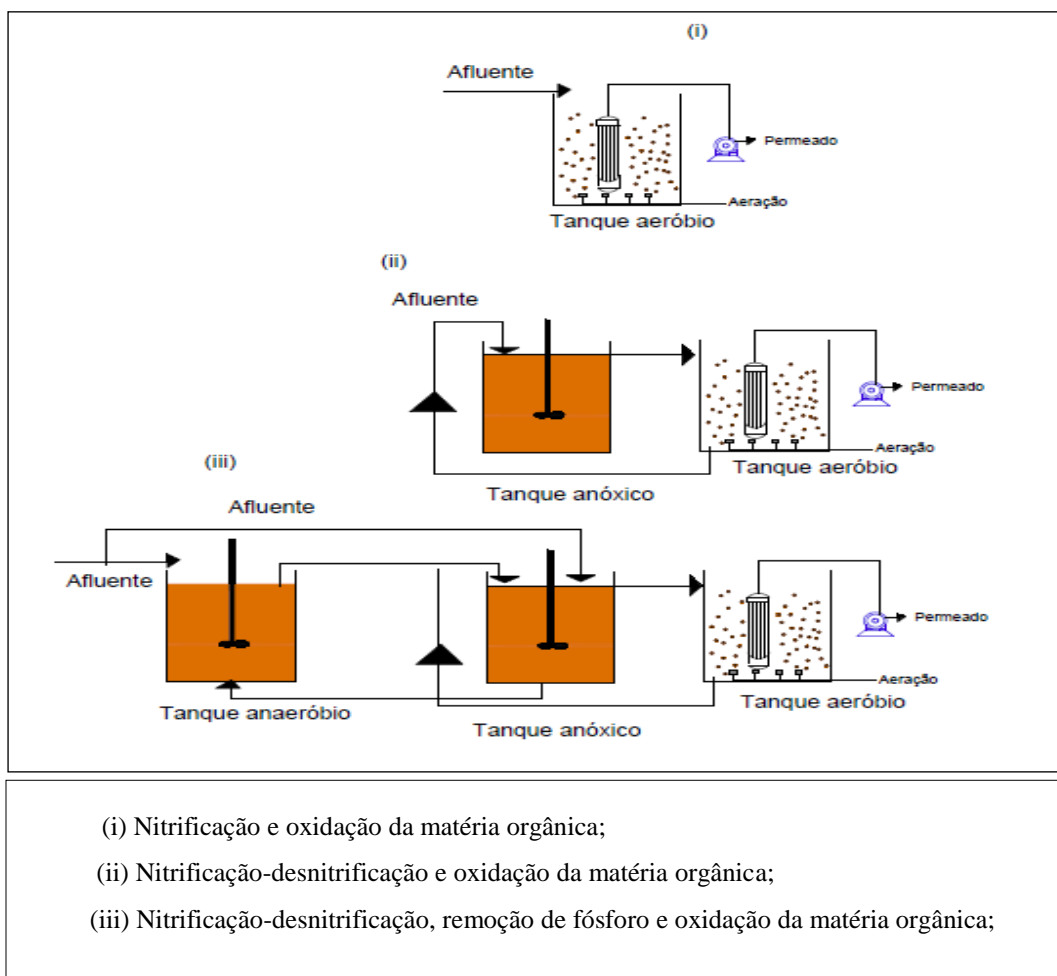


No BRM com membrana submersa a força motriz através da membrana é obtida por meio da pressurização do reator ou pela formação de uma pressão negativa no lado do permeado. Já na configuração externa, ocorre a recirculação do líquido através da membrana, sendo a mesma disposta fora do reator. Nesta configuração a força motriz é propiciada pela alta velocidade de fluxo cruzado sob a superfície da membrana (BUISSON et al., 1998; URBAIN et al., 1998).

Sant'anna Jr e Cerqueira (2011) evidenciam que até o início dos anos 90 os sistemas BRM com recirculação externa predominavam sobre os BRM com membrana submersa. Thomas *et al.* (2000) reportam que sistemas BRM com recirculação externa apresentam algumas características, dentre as quais destacam-se: (i) pressões transmembrana (PTM) elevadas (3 bar) e; (ii) elevados números de Reynolds. Tais características propiciam uma produção de fluxo permeado maiores do que os alcançados para BRM com membranas submersas. Entretanto, o alto fluxos de permeado requer um consumo de energia bastante elevado, a fim de reduzir a colmatação das membranas. Neste enfoque, os BRMs com membranas submersas tornaram-se preferíveis, visto que estes requerem menores consumos energéticos, além de menores dificuldades operacionais.

Tais vantagens associadas aos BRMs com membranas submersas condicionaram a sua maior utilização para o tratamento de efluentes (SANTOS et al., 2011). Entre os diversos usos desse arranjo, destaca-se a utilização destes para pesquisas objetivando a remoção simultânea de matéria orgânica e nutrientes de efluentes domésticos. Para o alcance na remoção de matéria orgânica concomitante a remoção de nutrientes, há a necessidade de alternância de ambientes anaeróbios, anóxicos e aeróbio ao longo da linha de tratamento (VON SPERLING, 2012). A figura 2 ilustra determinados arranjos e seus respectivos objetivos.

Figura 2 - Diferentes configurações em BRMs (Adaptado de Davis, 2010).



A operação destas unidades de tratamento é influenciada por determinados fatores operacionais, dentre os quais destacam-se a idade do lodo, tempo de detenção hidráulica, taxa de aeração, concentração de sólidos suspensos, pressão transmembrana e colmatação das membranas. Considerando tais importâncias, serão detalhados a seguir cada um desses parâmetros.

2.1.1 Aspectos Operacionais

2.1.1.1 Idade do lodo (θ_c)

A idade do lodo ou tempo de retenção celular é conceituado como o tempo de permanência da biomassa presente no licor misto no interior dos reatores biológicos. O tempo de retenção celular pode influenciar nas características de sedimentabilidade e relação

alimento/microrganismos do licor misto, além de interferir na remoção de nitrogênio e fósforo presentes em efluentes (EPA, 2010)

A faixa de idade de lodo utilizada em biorreator à membrana é bem ampla, podendo variar de 10 a 110 dias (MASSE, SPERANDIO, CABASSUD, 2006), diferentemente do que é empregado em sistemas de lodos ativados onde usualmente são utilizados valores entre 4 e 30 dias (VON SPERLING, 2005). A possibilidade de operação com faixas amplas de idade do lodo em BRM está associada a não necessidade de sedimentação da biomassa, visto que a separação sólido/líquido procede através da filtração por membranas (RADJNENOVIC et al., 2008).

A idade do lodo é um dos aspectos operacionais que interfere consideravelmente no processo de colmatação das membranas (GRELIER et al., 2006). Devido a tal importância, pesquisadores vem estudando o desempenho dos biorreatores à membrana frente a adoção de diferentes idades de lodo. Ng *et al.* (2006) constataram que o aumento da idade do lodo de 5 dias para 20 dias resultou em uma melhor permeação da membrana. Os autores ainda observaram uma maior taxa de incrustação da membrana com a idade do lodo de 5 dias. Ng *et al.* (2006) associam a maior taxa de incrustação da membrana ao aumento da produção de produtos microbianos solúveis (SMP) e substâncias poliméricas extracelulares (EPS).

As substâncias poliméricas extracelulares (EPS) são produtos secretados pelas células ou gerados ao longo da lise celular. Tais substâncias são constituídas principalmente de compostos insolúveis, dentre os quais, destacam-se os polissacarídeos, proteínas, substâncias húmicas e ácido nucleico. As EPS desempenham papel importante no estabelecimento das propriedades físico-químicas da biomassa, tais como a estrutura e a carga do floco. Porém, quando excretas para o meio influenciam consideravelmente a incrustação das membranas (COMTE et al., 2006).

Já os SMP são conceituados como componentes celulares solúveis que são liberados pelas células em resposta a alguma alteração operacional ou durante a lise celular. A produção de SMP resulta em determinadas implicações, dentre as quais, destacam-se a contribuição na concentração de matéria orgânica do efluente, atribuição de toxicidade à comunidade microbiana e influência no processo de colmatação das membranas (AMARAL, 2009; JARUSUTTHIRAK e AMY, 2007; LASPIDOU e RITTMANN, 2002).

2.1.1.2 Taxa de Aeração

O sistema de aeração em BRMs tem como principais finalidades o fornecimento de oxigênio para os microrganismos responsáveis pela degradação da matéria orgânica e nutrientes; e a redução do processo de colmatação das membranas (FU et al., 2012).

A adoção de um sistema de aeração adequado colabora para uma eficiente operação dos BRMs, visto que a inserção de ar na massa líquida gera uma turbulência capaz de produzir tensões de cisalhamento na superfície da membrana, culminando na remoção de substâncias ali depositadas e limitando a deposição de novas partículas (KELLNER, 2014).

A intensidade do sistema de aeração deve ser bem estudada, visto que o excesso de aeração além de gerar gastos excessivos, pode também promover a alteração na estrutura dos flocos biológicos e a liberação de substâncias poliméricas extracelulares (EPS) para o licor misto, sendo estas substâncias responsáveis pelo aumento no processo de colmatação das membranas. (BELLI, 2015)

Meng *et al.* (2009) constataram em seu estudo que a adoção de uma alta taxa de aeração gerou uma intensa tensão de cisalhamento. A alta tensão de cisalhamento provocou a ruptura dos flocos, intensificando o processo de incrustação da membrana. Tais autores reportam que a alta tensão de cisalhamento promoveu a liberação dos produtos microbianos solúveis para a solução, causando uma rápida perda de permeabilidade do módulo de membrana.

Ji e Zhou (2006), verificaram em sua pesquisa que a taxa de aeração influenciava significativamente na concentração de substâncias poliméricas extracelulares no licor misto. Tais autores reportam que o aumento da taxa de aeração elevava a quantidade de proteínas no licor misto. A liberação dessas macromoléculas interferia diretamente no processo de colmatação das membranas, visto que tais partículas depositavam-se sob os poros da membrana.

2.1.1.3 Tempo de detenção hidráulico (TDH)

O tempo de detenção hidráulico é denominado como o tempo de permanência do substrato em uma unidade de tratamento. Galleguillos (2011) salienta a importância do TDH na operação dos BRMs, visto que este parâmetro determina a carga orgânica volumétrica aplicada ao sistema e por consequência a relação entre o substrato presente no afluente e os microrganismos presentes no biorreator (A/M).

Huang *et al.* (2011) constataram que a redução do tempo de detenção hidráulico propiciou o aumento na taxa de crescimento dos microrganismos e a maior produção de

produtos microbianos solúveis (SMP), causando um efeito negativo sobre a colmatação das membranas. Neste enfoque, diversos pesquisadores vêm adotando uma faixa de TDH entre 10 e 30 horas, a fim de diminuir o processo de colmatação das membranas (BATTISTELLI, 2015; BELLI, 2015; KELNNER, 2014).

2.1.1.4 Concentração de Sólidos Suspensos

A concentração de sólidos suspensos totais consiste em um importante aspecto operacional em biorreatores à membrana. A barreira física imposta pela membrana favorece a operação dos BRMs com altos valores de sólidos suspensos, tornando esta uma grande vantagem para os biorreatores à membrana (KELNNER, 2014).

A concentração de SST em BRMs apresenta uma elevada variação, dependendo da operação adotada em cada sistema. Ueda e Hata (1999) e Cicek *et al.* (2001) apontam teores de SST na faixa de 8-30 g.L⁻¹ para o tratamento de esgoto doméstico. Já Ujang, Salim e Khor (2002) optaram por operar com valores entre 2,5 e 3,8 g.L⁻¹. Contudo, o aumento da concentração de SST pode gerar o aumento da colmatação das membranas devido ao aumento da viscosidade do licor misto, visto que líquidos com maiores viscosidades necessitam de maior turbulência para a remoção eficiente de sólidos depositados na superfície da membrana (MENG *et al.*, 2007).

2.1.1.5 Pressão Transmembrana (PTM) e Fluxo Crítico

A pressão transmembrana é conceituada como a diferença de pressão entre o interior e o exterior da membrana, gerada através de uma bomba, de modo a propiciar a remoção do permeado (STRESSMANN, 2008).

A PTM está diretamente relacionada com o fluxo permeado. Tardieu (1997) descreve que em zonas de baixa PTM o aumento do fluxo de permeado ocorre com o incremento da pressão transmembrana. Já em pressões elevadas o fluxo do permeado não segue tal linearidade. Silva (2009) reporta que a não linearidade do fluxo de permeado em zona de PTM elevada é justificada pela presença de macromoléculas no licor misto de efluentes domésticos, tais como as proteínas, que depositam-se sob a superfície da membrana, formando uma camada gelatinosa. Devido a deposição de tais partículas, o fluxo torna-se independente da pressão, visto que o aumento da PTM propiciará um aumento na espessura da camada gelatinosa, impedindo o aumento do fluxo do permeado.

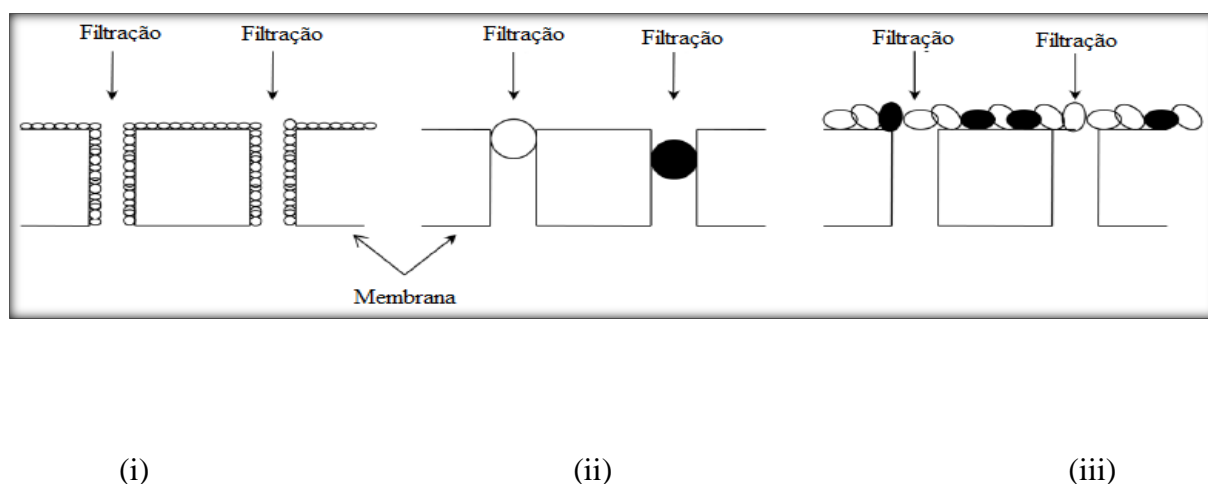
Frente a tal comportamento, surge o conceito de fluxo crítico, considerado um dos aspectos operacionais mais importantes na operação dos BRMs. Field *et al.* (1995) conceituam o fluxo crítico como o maior valor de fluxo de permeado para o qual não se verifica uma redução significativa do fluxo ou aumento da pressão transmembrana com o tempo. Ognier, Wisniewski e Grasmick (2004) reportam que o fluxo crítico é dependente: (i) das características da membrana, tais como diâmetro do poro e porosidade do material; (ii) das condições hidrodinâmicas; (iii) da concentração de partículas na solução e; (iv) do tamanho das partículas presentes na solução.

Amaral (2009) reporta que a operação acima do fluxo crítico gera diversos problemas, tais como: (i) consumo demasiado de energia; (ii) aumento nos custos operacionais e; (iii) colmatação irreversível sob a superfície da membrana. Neste enfoque, pesquisadores buscam determinar o fluxo crítico da unidade de tratamento, a fim de promover um bom desempenho do sistema e reduzir os custos operacionais.

2.1.1.6 Colmatação das membranas

A colmatação em membranas é resultado das interações biológicas e físico-químicas entre o biofluido e a membrana (CHANG *et al.*, 2002). Tais interações podem propiciar: (i) o estreitamento de poros; (ii) obstrução de poros e/ou; (iii) formação de torta sob a superfície da membrana (AMARAL, 2009). A Figura 3 ilustra tais mecanismos.

Figura 3 - Colmatação das membranas em BRM: (i) estreitamento de poros; (ii) obstrução de poros e; (iii) formação de torta sobre a membrana (AMARAL, 2009).



A formação da torta é originada pela deposição de partículas e geração de biofilme na superfície da membrana, culminando na formação de uma “membrana adicional”. Esta segunda membrana de característica biológica passa a atuar positivamente elevando a seletividade do sistema, porém, se faz necessário um aumento na pressão transmembrana, a fim de manter o fluxo constante (BELLI, 2011).

A colmatção das membranas é afetada principalmente por fatores como: material das membranas, características do licor misto, características do esgoto bruto e condições operacionais (CHANG et al, 2002; LE-CLECH, CHEN e FANE, 2006). Entre os aspectos operacionais com maiores influências, destacam-se a idade do lodo, o tempo de detenção hidráulico, fluxo de permeado e taxa de aeração. Quanto às características do licor misto e do esgoto bruto, evidenciam-se a concentração de sólidos suspensos totais, a viscosidade, relação alimento/microrganismo, concentração de substâncias poliméricas extracelulares e produtos microbianos solúveis (JUDD; JUDD, 2011).

Quanto a classificação, o processo de colmatção das membranas é dividido em duas categorias: reversível e irreversível. A considerada reversível refere-se à incrustação que pode ser removida por agentes físicos, tais como backflushing e o relaxamento sob tangencial. Já a incrustação irreversível somente pode ser removida através da limpeza química (JIANG et al., 2003).

2.1.2 Biorreatores à membrana operados em batelada sequencial

Diversos pesquisadores veem buscando alternativas através de sistemas mais compactos e com tanques de menores volumes, gerando por sua vez menores custos e redução na etapa de operação. Dentre as configurações disponíveis, destacam-se os BRM operados em bateladas sequenciais (BRMBS). Estes sistemas vêm sendo amplamente estudados com enfoque na remoção biológica de nutrientes (YANG et al, 2010; WANG et al, 2012; BELLI et al, 2012; BELLI, 2015; COSTA, 2015).

Os reatores em bateladas sequenciais convencionais operam em fluxo intermitente e consistem basicamente, em um único reator, o qual compreende os processos unitários e bioquímicos de oxidação biológica e separação sólido/líquido. Tal peculiaridade propicia em uma redução considerável da área requerida para a construção desses sistemas, assim como a redução de custos operacionais envolvidos (KELLNER, 2014). A operação dos reatores em bateladas sequenciais convencionais é comumente realizada em cinco fases sequenciais: enchimento, reação, sedimentação, descarte do efluente tratado e repouso. A etapa de reação

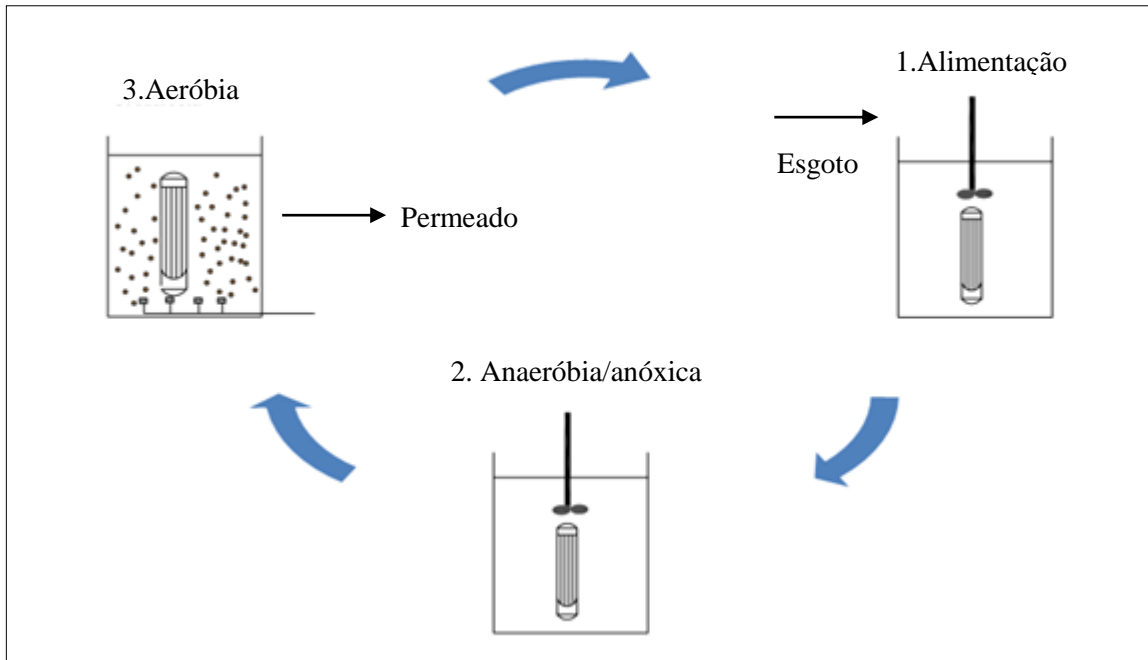
objetiva completar as reações iniciadas durante a etapa de enchimento. A etapa de reação é realizada com mistura completa, podendo ser operada em condições anaeróbias, anóxicas e aeróbias. Na etapa de decantação ocorre a sedimentação e a separação entre os sólidos em suspensão e o efluente tratado. Por fim é realizado o descarte do efluente tratado do sistema (VON SPERLING, 1996; BASSIN, 2012; WILDERER et al, 1997).

Freitas *et al.* (2009) destacam a flexibilidade operacional sendo a maior vantagem oferecida pelo sistema em batelada sequencial. Tal vantagem está associada ao seu formato cíclico, que pode ser facilmente alterado a qualquer momento a fim de compensar as alterações nas condições do processo, as características do efluente ou aos objetivos requeridos para o tratamento (POCHANA; KELLER, 1999).

Ainda que os sistemas em bateladas sequenciais tenham ocasionado grande interesse face a sua flexibilidade operacional, sabe-se que a etapa de clarificação do efluente através de sedimentadores convencionais é uma dificuldade operacional da unidade de tratamento, podendo, em determinadas situações, gerar um efluente fora dos padrões de lançamento. Neste enfoque, destaca-se a integração da tecnologia de separação por membranas aos reatores em bateladas sequenciais, em substituição à sedimentação, dando origem aos biorreatores à membrana em batelada sequencial (MCADAM et al, 2005; KAEWSUK et al, 2010; COSTA, 2015; KELLNER, 2014; BASSIN, 2012).

Os biorreatores a membrana em batelada sequencial possuem a vantagem de não necessitar da etapa de sedimentação em seu ciclo, visto que a remoção do efluente do sistema é efetuada através da permeação realizada pelas membranas durante a etapa aeróbia. Tal característica proporciona uma redução considerável do tempo de ciclo, além de proporcionar condições operacionais adequadas para o aumento da eficiência de tratamento do sistema (ZHANG et al, 2006). A figura 4 apresenta as etapas que compreendem o ciclo operacional de um biorreator à membrana em batelada sequencial.

Figura 4 - Etapas que compõem um BRM em batelada sequencial.



Os BRMBS apresentam algumas vantagens além da eliminação dos problemas de sedimentação e a redução do tempo de ciclo, dentre as quais destacam-se: (i) a capacidade de manter elevadas concentrações de biomassa; (ii) capacidade de operação em uma ampla faixa de idade do lodo com reduzidos tempos de detenção hidráulico; (iii) alta remoção de matéria orgânica e; (iv) reduzida produção de lodo (BERNAL et al.,2012; ZHANG et al., 1997; METCALF e EDDY, 2003).

Apesar das vantagens intrínsecas aos BRMBS, alguns problemas são constatados quando se objetiva a remoção simultânea de nitrogênio e fósforo. Tais problemas podem estar associados a transferência de concentrações elevadas de nitrato da etapa aeróbia para a etapa anaeróbia. Esse elevado teor de nitrato presente na etapa anaeróbia propicia condições indesejáveis para o processo de remoção de fósforo, visto que a disponibilidade do NO_3^- e matéria orgânica no meio favorece o processo de desnitrificação. O consumo de matéria orgânica para o processo de desnitrificação reduz a disponibilidade do substrato orgânico para os organismos acumuladores de fósforo, inibindo, por consequência, a rota metabólica dos microrganismos responsáveis pela remoção de fósforo, conhecidos como organismos acumuladores de fósforo (PAO – *phosphate accumulating organisms*, do inglês) (YANG et al 2010).

Uma alternativa para esta problemática é a inserção de material suporte nos BRMBS para o desenvolvimento de biomassa aderida, dando origem aos biorreatores à membrana em

batelada sequencial de leito móvel (BRMBS-LM). O desenvolvimento do biofilme sob o meio suporte propicia a criação de microzonas anaeróbias, anóxicas e aeróbias ao longo de sua estrutura (KELNNER, 2014). A presença dessas micro-zonas possibilita que a remoção de nitrato proceda mesmo durante a etapa aeróbia, visto que sob o meio suporte haverá a possibilidade do ambiente anóxico. A remoção de nitrato ao longo da etapa aeróbia reduziria a sua transferência para a etapa anaeróbia, propiciando melhores condições para o processo de remoção de fósforo (COSTA, 2015).

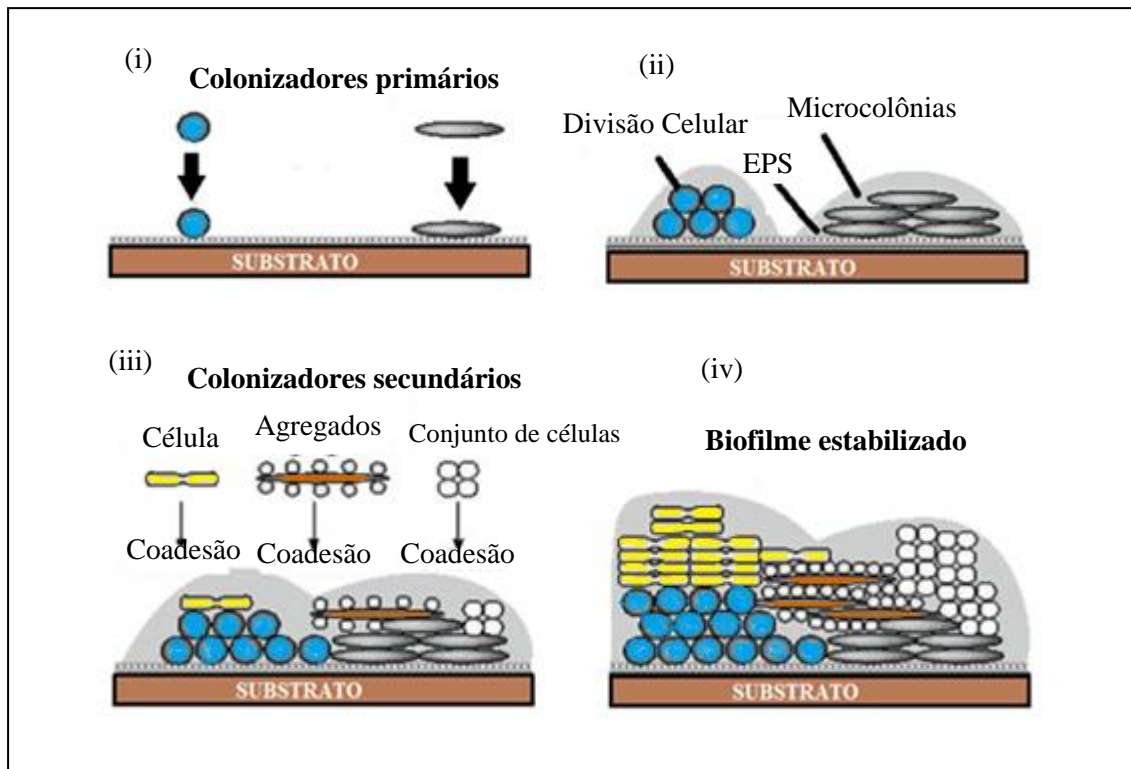
Frente a tais particularidades será descrito detalhadamente as características dos biorreatores à membrana de leito móvel operados em batelada sequencial (BRMBS-LM).

2.1.3 Biorreatores à membrana de leito móvel (BRM-LM) operados em batelada sequencial

Os reatores de leito móvel baseiam-se na inserção de materiais suportes no interior do biorreator, a fim de favorecer a adesão de microrganismos e o desenvolvimento de um biofilme microbiano (FERREIRA et al, 2015; DÍAZ et al, 2016). Duan *et al.* (2013) reporta que o desenvolvimento do biofilme sob o material suporte propicia algumas vantagens para o sistema, dentre as quais destacam-se, o aumento da concentração de sólidos e a manutenção de uma maior gama de microrganismos no interior do biorreator.

O biofilme desenvolvido sob o material suporte é um material gelatinoso, sendo composto 90% por água. Os microrganismos representam aproximadamente 5% deste material gelatinoso. A matriz gelatinosa ainda é composta por substâncias poliméricas extracelulares, íons, ácidos húmicos e enzimas secretadas (MISSAGIA, 2010; KELNNER, 2014). O processo de formação do biofilme é apresentado na figura 5, com suas respectivas etapas (i) colonização primária de um substrato; (ii) crescimento, divisão celular e produção de substâncias poliméricas extracelulares; (iii) fixação da biomassa, formando um biofilme jovem, com múltiplas espécies e; (iv) maturação e criação de mosaicos clonais no biofilme maduro (RICKARD et al., 2003).

Figura 5 - Etapas de desenvolvimento do biofilme (Adaptado de RICKARD et al., 2003).



Almada (2012) reporta que o desenvolvimento do biofilme sob o meio suporte, frequentemente, é iniciado através da adição de um inóculo de uma cultura mista de microrganismos oriundo de um sistema biológico, geralmente, de um sistema de lodos ativados. O autor destaca que antes da aderência da biomassa sob o meio suporte, este apresenta um baixo peso. Tal característica, impede que a formação do biofilme proceda de forma rápida, visto que a movimentação do meio suporte no interior do reator gera uma alta taxa de cisalhamento, dificultando a aderência da biomassa sob o suporte. Após a deposição dos primeiros microrganismos sob o meio suporte, ocorre gradualmente a adaptação da biomassa sob às características do efluente a ser tratado.

Fuji *et al.* (2011) reportam que o desenvolvimento do biofilme sob o meio suporte propicia uma maior estabilidade do sistema diante a variações operacionais, sejam de carga, vazão ou composição do esgoto afluente. Além de uma maior estabilidade operacional, Leiknes e Ødegaard (2005) evidenciam a possibilidade desses sistemas em operar com uma carga orgânica volumétrica mais alta em um tempo de detenção hidráulico mais reduzido. Tal vantagem está associada ao crescimento fixo da biomassa sob o meio suporte, o qual favorece o desenvolvimento de microrganismos diversos, que por sua vez aceleram o processo de oxidação da matéria orgânica.

Onnis-Hayden *et al.* (2004) reportam que a utilização dos BRMBS-LM também é vantajosa para o processo de nitrificação. De acordo com esses autores, as bactérias nitrificantes passam a crescer também de maneira aderida no material suporte, minimizando assim a sua perda junto com o descarte de lodo. Tal característica exclui a dependência entre a idade do lodo e o crescimento desse grupo de microrganismos. Este aspecto é de grande importância para as bactérias nitrificantes, visto que estas apresentam baixa taxa de crescimento celular, devido a sua natureza autotrófica (ZHANG *et al.*, 2010).

No que se refere aos aspectos operacionais pertencentes aos BRMBS-LM, destaca-se a relação entre o volume ocupado pelo material suporte e a unidade de tratamento (fração de enchimento), visto que em reatores de leito móvel a concentração de sólidos biológicos no reator também está associada a biomassa aderida sob o meio suporte (COSTA, 2015). Considerando tal importância, será detalhado a seguir este aspecto operacional.

2.1.3.1 Suportes utilizados e fração de enchimento

Os suportes a serem utilizados no sistema BRMBS-LM devem assegurar a fixação dos microrganismos sob a sua área superficial, a fim de propiciar condições favoráveis para a degradação da matéria orgânica e nutrientes. A boa adesão do biofilme sob o meio suporte é dependente de fatores como: (i) área superficial efetiva do suporte; (ii) geometria da peça; (iii) densidade do material e (iv) hidrodinâmica do reator. Desse modo, a escolha do material suporte deve ser bem rigorosa, a fim de otimizar a eficiência do sistema e evitar problemas operacionais (ALMADA, 2012).

Atualmente encontram-se uma gama de matérias empregados como meio suporte, dentre os quais destacam-se: (i) polietileno; (ii) polipropileno; (iii) cerâmica porosa; (iv) poliuretano e (v) polietileno de alta densidade. Em relação a geometria, o formato esférico é o mais usualmente utilizado, porém, encontram-se meio suportes com formatos retangulares e cilíndricos (ØDEGAARD, 2006; WANG *et al.*, 2006).

A relação entre o volume ocupado pelo material suporte e a unidade de tratamento é um parâmetro importante para a operação dos biorreatores a membrana de leito móvel, visto que a porcentagem de recheio interfere em alguns aspectos operacionais do sistema, dentre os quais, destacam-se a carga orgânica volumétrica a ser aplicada, relação alimento/microrganismos, tempo de detenção hidráulico e concentração de sólidos (KELNNER, 2014).

Rusten *et al.* (2006) recomendam frações de enchimento abaixo de 70 %, a fim de propiciar condições satisfatórias de mistura e boa movimentação do meio suporte. Valores

maiores que 70 % não são recomendáveis, devido ao crescimento excessivo de microrganismos. A alta concentração de biomassa no reator despence maiores gastos energéticos para o fornecimento de oxigênio e mistura dos meios suportes, tornando-se inviável em termos econômicos (SALVETTI et al, 2006).

No que se refere a remoção de nutrientes, Yang *et al.* (2009) reportam que a presença do meio suporte na unidade de tratamento propicia melhorias significativas para o processo de nitrificação/desnitrificação e remoção biológica de fósforo, uma vez que a adesão da biomassa possibilita a criação de zonas anaeróbias, anóxicas e aeróbias no interior do suporte. A presença desses ambientes é de fundamental importância para a ocorrência da remoção de nitrogênio e fósforo. Considerando tal importância, serão detalhados a seguir os processos envolvidos para a remoção biológica de nitrogênio e fósforo.

2.2 REMOÇÃO DE NUTRIENTES DE ESGOTOS

2.2.1 Remoção Biológica de Nitrogênio

Em esgotos domésticos, o nitrogênio é predominantemente encontrado na forma de nitrogênio amoniacal ($\text{NH}_4^+\text{-N}$), cuja remoção em unidades de tratamento de esgoto pode ser realizada por dois mecanismos principais: (i) assimilação por bactérias via síntese celular e; (ii) nitrificação e desnitrificação biológica (METCALF; EDDY, 2003).

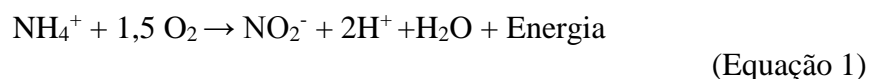
2.2.1.1 Assimilação por bactérias via síntese celular

No tratamento de efluentes domésticos a porcentagem de remoção de nitrogênio decorrente da assimilação por bactérias via síntese celular pode variar numa faixa de 15-30%, estando dependente de parâmetros operacionais como a idade do lodo e a carga orgânica aplicada (EPA, 2010). Stephenson *et al.* (2000) reportam que o aumento do tempo de retenção celular propicia o aumento do decaimento endógeno da biomassa e a consequente liberação de nitrogênio amoniacal intracelular, ocasionando a redução na eficiência de remoção de nitrogênio via síntese celular. Portanto em BRM, onde é usualmente empregado elevados tempos de retenção celular, a biomassa presente no reator é bastante reduzida, contribuindo para que a remoção de nitrogênio ocorra principalmente através dos processos de nitrificação e desnitrificação.

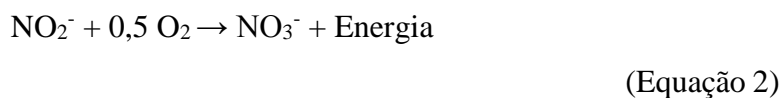
2.2.1.2 Nitrificação

A nitrificação é conceituada como o processo biológico oxidativo de conversão da amônia a nitrato, mediado por bactérias autotróficas aeróbias (METCALF e EDDY, 2015). O processo de nitrificação ocorre em duas etapas subsequentes: inicialmente tem-se a oxidação da amônia a nitrito, conceituada como nitritação, e posteriormente a oxidação do nitrito a nitrato, definido como nitratação (SANT'ANNA Jr, 2013).

A etapa de nitritação é efetivada através de bactérias oxidadoras de amônia (BOA), das quais destacam-se as do gênero *Nitrosomonas*, *Nitrosococcus*, *Nitrospira*, *Nitrosolobus* e *Nitrosorobrio* (BITTON, 2005). A oxidação da amônia a nitrito é descrita conforme a seguinte reação:



Já a etapa de nitratação é realizada através de bactérias oxidadoras de nitrito (BON), das quais destacam-se as do gênero *Nitrobacter*, *Nitrospina*, *Nitrospira*, *Nitroeystis* e *Nitrococcus* (WOLFE e LIEU, 2002). A oxidação do nitrito a nitrato procede conforme a reação abaixo:



Von Sperling (2012) reporta que a energia gerada nestas reações é utilizada pelos microrganismos nitrificantes na síntese de compostos orgânicos a partir de fontes de carbono inorgânico, como o CO_2 , CO_3^{2-} e HCO_3^- . No processo de nitrificação há a liberação de íons H^+ para o licor misto, favorecendo o consumo de alcalinidade do meio e possivelmente reduzindo o pH. Em situações onde a alcalinidade do efluente não seja eficiente para tamponar o excesso de íons H^+ , pode vir a ser necessária a adição de um agente alcalinizante, a fim de manter as condições ideais de pH para a taxa de crescimento das bactérias nitrificantes (METCALF e EDDY, 2003; BASSIN, 2012).

Ferraris, Innella e Spagni (2009) reportam que a taxa de crescimento de bactérias nitrificantes é bastante inferior à de bactérias heterotróficas. Tal comportamento requer a adoção de idades do lodo que promovam o desenvolvimento das bactérias nitrificantes, antes que estas sejam removidas da unidade de tratamento. Diante disso, pesquisadores tem buscado determinar faixas de θ_c que propiciem o desenvolvimento de tais microrganismos sem

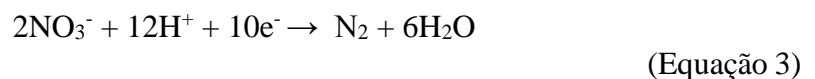
ocasionar efeitos adversos para a unidade de tratamento (BELLI, 2015; CICEK et al, 2001; LI et al 2006).

O processo de nitrificação pode ser afetado por uma gama de fatores, dentre os quais, destacam-se: (i) pH; (ii) alcalinidade; (iii) oxigênio dissolvido e; (iv) compostos inibidores (ARAÚJO, 2006). Tal autor reporta que a faixa ótima de pH para a atividade nitrificante está entre 7,5 e 8,0, visto que em valores de pH abaixo de 6,8 ocorre um decréscimo considerável na velocidade de reação de nitrificação. Em relação ao oxigênio dissolvido, Hidaka *et al.* (2002) reporta que este é um dos fatores mais relevantes para o processo de nitrificação, visto que concentrações abaixo de 2 mgO₂.L⁻¹ pode limitar a atividade das bactérias nitrificantes. Outro fator que interfere nas reações de nitrificação é a presença de compostos inibidores, tais como, metais pesados, acetona, sulfeto de carbono, compostos fenólicos, cianetos e éteres (BASSIN e DEZOTTI, 2011; ARAÚJO, 2006).

2.2.1.3 Desnitrificação

O processo de desnitrificação biológica corresponde à redução do nitrato, que por sua vez pode ser de natureza assimilatória ou desassimilatória.

No processo de redução assimilatória ocorre a absorção do nitrato e através de enzimas específicas o NO₃⁻ é convertido a NH₄⁺ por um grupo específico de microrganismos. Em seguida, o íon NH₄⁺ produzido é utilizado para a biossíntese celular (KIELING, 2004). Já o processo de redução desassimilatória do nitrato envolve a redução do NO₃⁻ a nitrogênio gasoso, sob condições anóxicas (Equação 3). Este mecanismo é realizado principalmente por bactérias heterotróficas, que sob condições anóxicas utilizam o NO₃⁻ disponível no meio como aceptor de elétrons para a sua respiração celular (BELLI, 2015). Metcalf e Eddy (2003) destacam como bactérias atuantes neste mecanismo as *Aerobacter*, *Pseudomonas*, *Micrococcus* e *Flavobacterium*.



Por se tratarem de microrganismos heterotróficos, tais bactérias responsáveis pela desnitrificação requerem uma fonte de carbono orgânico (doador de elétrons) para que a redução de NO₃⁻ a N₂ ocorra (VON SPERLING, 2012). Entre as fontes de carbono orgânico normalmente assimilada pelas bactérias desnitrificantes destacam-se os carboidratos, álcoois,

ácidos graxos e aminoácidos. Liu *et al.* (2010) destacam que a eficiência do processo de desnitrificação é influenciada pela relação entre carbono orgânico e nitrogênio (C: N). Helmermadhok *et al.* (2012) reportam que relações C: N inferiores a 2,5 necessitam a adição de uma fonte externa de carbono, caso contrário, o processo de desnitrificação torna-se insatisfatório.

Nair *et al.* (2007) relatam que o processo de desnitrificação pode ser influenciado diretamente pelo comportamento da biomassa, as quais, podem sofrer interferências resultantes de alterações nas condições ambientais, como temperatura, pH, concentração de oxigênio dissolvido e presença de substâncias inibidoras. A temperatura ótima para o processo de desnitrificação encontra-se em torno de 35° C (BASSIN, 2012), enquanto o pH deve situar-se próximo a neutralidade, evitando-se valores inferiores a 6,0 e superiores a 8,0 (DAVIS, 2010). Quanto ao oxigênio dissolvido, Wolff (2005) aponta que concentrações acima de 0,3 mgO₂.L⁻¹ inibem a atividade enzimática das bactérias desnitrificantes.

2.2.2 Remoção biológica de fósforo

O fósforo é comumente encontrado em efluentes domésticos sob a forma de fosfatos, os quais se dividem em: ortofosfatos (PO₄⁻³, HPO₄⁻², H₂PO₄⁻ e H₃PO₄), polifosfatos ou frações orgânicas de fosfato. A remoção desse nutriente pode ser efetuada através de processo físico-químico (adsorção e/ou precipitação) ou via processo biológico (RADJENOVIC *et al.*, 2008).

Lesjean *et al.* (2003) reportam que apenas pequenas concentrações de fósforo são removidas via síntese celular (1-2 % do teor de sólidos em suspensão presentes no licor misto). Portanto, para se alcançar maiores remoções de fósforo, faz-se necessário a adoção de métodos alternativos que não apenas a remoção via síntese celular. A otimização do processo de remoção biológica de fósforo tem sido alcançada via intermitência entre as etapas aeróbia e anaeróbia na linha de tratamento, condicionando, portanto, o desenvolvimento do processo de remoção biológica otimizada de fósforo, comumente chamado de EBPR (BELLI, 2015; BASSIN, 2012).

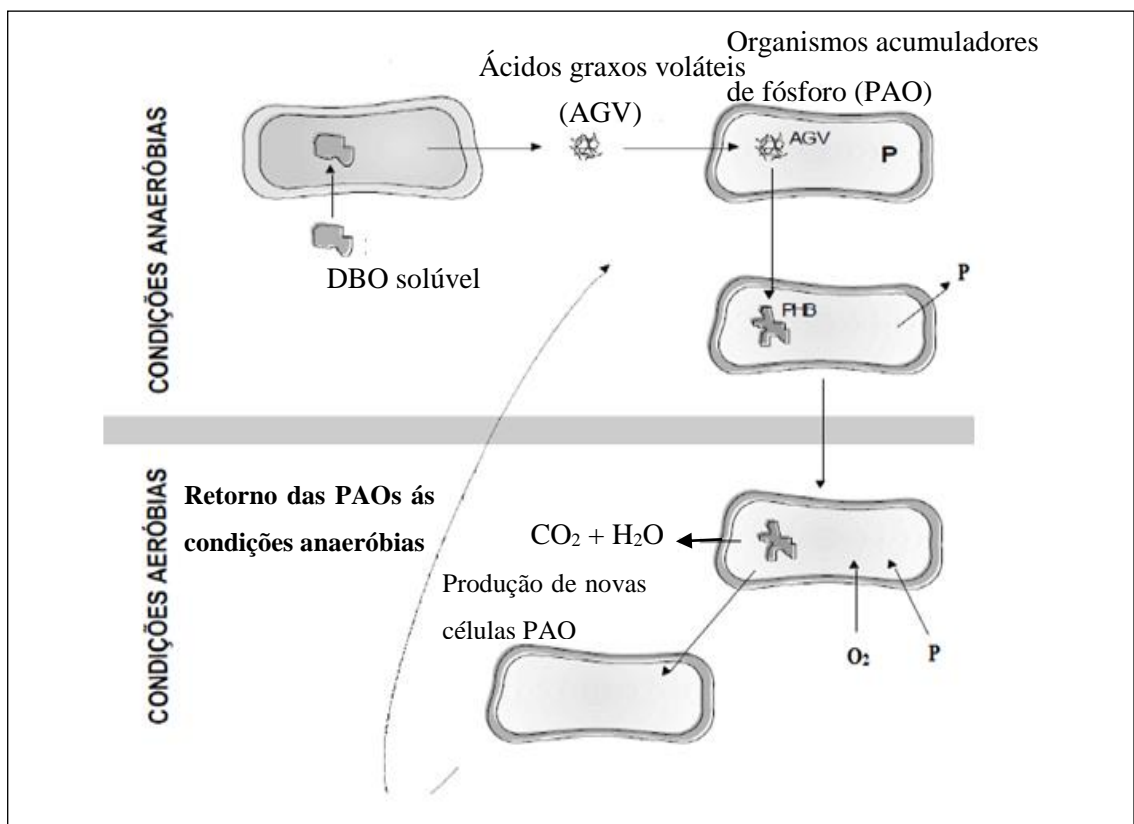
O processo EBPR é mediado por um grupo específico de microrganismos, conhecidos como organismos acumuladores de fósforo (PAO). Tais microrganismos possuem características fisiológicas bastante complexa (VAN LOOSDRECHT *et al.*, 1997), nas quais são capazes de armazenar o fosfato na forma de polisfosfato intracelular para a obtenção de energia, removendo, portanto, o fosfato dissolvido do licor misto (ZUTHI *et al.*, 2013).

A alta eficiência do processo EBPR passa pela disponibilização de uma fonte de substrato orgânico para as PAOs durante a etapa anaeróbia. Portanto, a alimentação do sistema

biológico deve ser direcionada ao tanque anaeróbio, de tal forma que a fonte de carbono orgânico existente no esgoto possa a ser utilizado pelos organismos acumuladores de fósforo (BELLI, 2015).

A remoção de fósforo via processo EBPR ocorre em duas etapas: anaeróbia e aeróbia. Sob condições anaeróbias, as PAOs assimilam a matéria orgânica de fácil degradação, tais como os ácidos graxos voláteis, armazenando energia na forma de Polihidroxialcanoato. Paralelamente ao armazenamento de energia é realizado a liberação de fosfato para o efluente, através da quebra das ligações da molécula de Adenosina Trifosfato (ATP). Já em condições aeróbias, os metabólitos que foram anteriormente armazenados são oxidados, a fim de produzir energia para a absorção de fosfato, recuperação das reservas de glicogênio e para o crescimento celular. A absorção do fósforo pelas PAOs é superior à quantidade liberada na etapa anaeróbia, resultando em um efluente com baixa concentração de fósforo e em um lodo rico em polifosfato (GEBREMARIAM et al, 2011; YUAN et al, 2012; MAROZENE et al, 2014). A figura 6 ilustra o mecanismo de remoção biológica de fósforo.

Figura 6 - Mecanismo esquemático da remoção biológica de fósforo (VON SPERLING, 2012).



Lopez-Vazquez *et al.* (2009) reportam que a temperatura é um fator significativo para o desempenho do processo EBPR. Whang e Parque (2006) evidenciam que temperaturas

superiores a 20 ° C tende a intensificar o crescimento de organismos acumuladores de glicogênio (GAO), que assim como as PAOs são capazes de proliferar em condições anaeróbias e aeróbias alternadas. Bassin (2012) reporta que a presença das GAOs propicia uma competição com as PAOs pelo carbono orgânico na fase anaeróbia. As GAOs obtêm energia e potencial de redução a partir do glicogênio para metabolizar os ácidos graxos voláteis sob condições anaeróbias e armazenar o PHA. Sob condições aeróbias o PHA é oxidado, possibilitando a restauração das reservas de glicogênio e o crescimento celular (ZENG et al., 2002). No entanto, diferentemente das PAOs, as GAOs não contribuem para a remoção de fosfato, visto que em seu metabolismo não há a liberação/consumo desse nutriente. Diante disso, o aumento da temperatura pode propiciar a proliferação desses organismos indesejáveis para o processo EBPR.

Akin e Ugurl (2004) reportam que além da temperatura, a presença de nitrato na zona anaeróbia também pode causar a ineficiência do processo EBPR. A razão de tal é que a presença de nitrato na zona anaeróbia pode vir a inibir a atividade das PAOs ou promover a competição entre as PAOs e as bactérias desnitrificantes pelo substrato orgânico. Dessa forma, a presença de nitrato contribui para o crescimento de bactérias heterotróficas comuns, como as desnitrificantes, que por sua vez ao realizarem a redução do nitrato utilizam o carbono orgânico como doador de elétrons, reduzindo assim a disponibilidade para o crescimento das PAOs (GUERRERO et al, 2011).

A característica do esgoto afluente também representa um parâmetro importante para o processo EBPR. Von Sperling (2012) reporta que quanto maior a disponibilidade de produtos orgânicos da fermentação na zona anaeróbia, maior será a remoção de fósforo. O autor menciona a importância da presença da matéria orgânica na sua forma solúvel, de modo a permitir a fermentação, visto que o reduzido tempo de detenção hidráulico na zona anaeróbia (1-2 horas) dificulta a assimilação da DBO particulada. Sedlak (1991) recomenda para o afluente uma relação mínima de 15:1, em termos de DBO solúvel: P, de modo a alcançar baixas concentrações de fósforo solúvel no efluente em sistemas com tempo de retenção celular baixos.

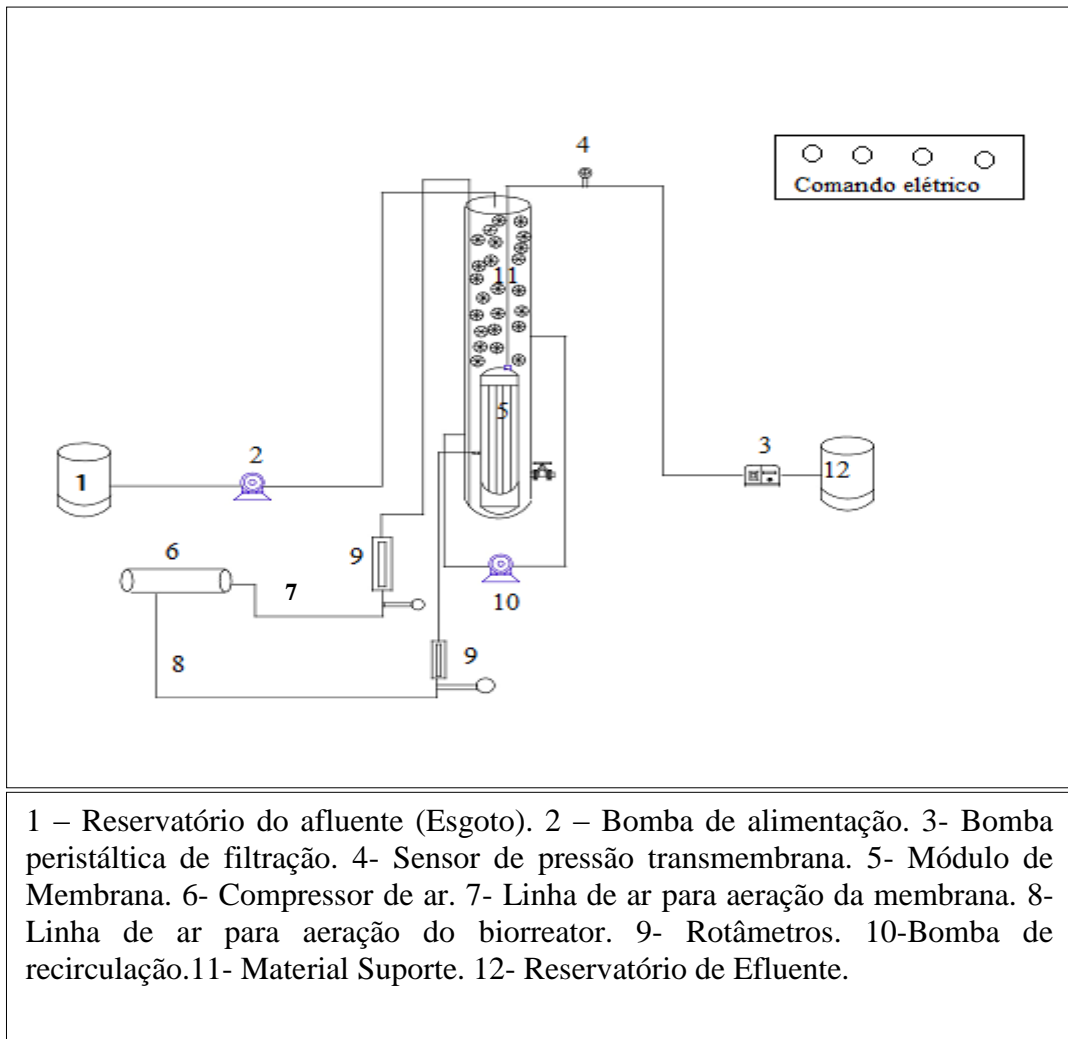
3 METODOLOGIA

3.1. UNIDADE EXPERIMENTAL

A unidade experimental em escala piloto está instalada na Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC), junto ao Laboratório Integrado do Meio Ambiente (LIMA), pertencente ao Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da UFSC. A referida unidade experimental é composta por um reator de material acrílico com formato cilíndrico. Este reator possui diâmetro de 14,5 centímetros e altura de 1,50 metros, resultando em um volume total de 24 litros e um volume útil de 18,3 litros. Na base do reator foi instalado o módulo de membrana, do tipo fibra oca e com operação submersa.

Além do reator e do módulo de membrana, a unidade experimental é constituída também de uma bomba peristáltica conectada à membrana, a fim de produzir o vácuo para a etapa de filtração; uma bomba de recirculação, que objetiva a homogeneização da biomassa e do esgoto no interior do reator durante a fase anóxica/anaeróbia; um compressor de ar que fornece oxigênio para o processo biológico, além de auxiliar na redução do processo de colmatção das membranas; sensor de pressão instalado junto à tubulação do permeado, a fim de registrar o valor da pressão transmembrana; um rotâmetro, a fim de controlar a vazão de ar utilizada no reator, e por fim, um painel de controle equipado com uma central lógica de processamento. A Figura 7 representa de forma esquemática os componentes integrantes da unidade experimental utilizada nessa pesquisa.

Figura 7 - Representação esquemática da unidade experimental.



O material suporte utilizado no interior do reator é fabricado pela empresa Dynamic Aqua Science Ltda., sendo confeccionado em polietileno, com o formato cilíndrico, diâmetro médio de 15 milímetros e área superficial de $550 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$. A figura 8 apresenta o material suporte utilizado no biorreator a membrana de leito móvel.

Figura 8 - Material suporte AMB utilizado no BRM-LM.



Nesta pesquisa foi adotada uma relação de 30% entre o volume ocupado pelo material suporte e a unidade de tratamento. Esta fração de enchimento busca satisfazer as condições de mistura e boa movimentação do meio suporte. A utilização desta proporção de 30% já foi utilizada nas pesquisas de Zhu *et al.* (2015), Levya-Díaz *et al.* (2015) e Costa (2015), alcançando resultados satisfatórios na eficiência do sistema.

Em relação ao módulo de membrana utilizado na unidade experimental, esse apresenta as especificações técnicas de acordo com a Tabela 1:

Tabela 1 – Especificações técnicas do módulo de membrana *

Propriedade	Especificações
Fabricante	Zenon
Material da Membrana	Polímero Orgânico
Conformação	Fibra Oca
Comprimento do módulo	69,2 cm
Diâmetro do módulo	11 cm
Número de Fibras	300
Comprimento das fibras	56 cm
Diâmetro dos poros	0,04 μm
Classificação	Ultrafiltração
Área Filtrante	0,93 m^2
Diâmetro externo das fibras	2 mm

*dados fornecidos pelo fabricante

3.2. OPERAÇÃO DO BRMBS-LM

O biorreator à membrana de leito móvel foi operado sob regime batelada sequencial, com o tempo de ciclo de 3 horas, totalizando-se 8 ciclos por dia. Cada ciclo é composto por quatro fases distintas: (i) alimentação; (ii) anóxica/anaeróbia; (iii) aeração; e; (iv) aeração/filtração.

Na etapa de alimentação, o reator é alimentado com esgoto sanitário até atingir o nível máximo de 18,3 litros. Desse volume abastecido, 9,15 litros equivalem ao licor misto remanescente do ciclo anterior e os demais 9,15 litros são correspondentes ao esgoto sanitário recém adicionado a unidade de tratamento, resultando em uma troca volumétrica de 50%. Ao longo desta etapa, o sistema de aeração e de filtração permanecem desligados, mantendo-se apenas a bomba de recirculação em operação.

Na fase anóxica/anaeróbia, iniciada posteriormente a fase de alimentação, o reator permanece apenas com a bomba de recirculação em operação, a fim de propiciar condições ideais para a ocorrência dos processos de desnitrificação e liberação do fosfato.

A etapa de aeração, inicia-se com o acionamento do sistema de aeração, no qual fornece oxigênio para o licor misto, a fim de promover condições necessárias para a ocorrência dos processos aeróbios de oxidação da matéria orgânica, nitrificação e absorção do fosfato.

Na última etapa do ciclo ocorre a etapa de aeração/filtração. Nesta fase ocorre o acionamento da bomba peristáltica, iniciando-se o processo de filtração do licor misto presente no reator e por consequência a produção do permeado. Esta etapa procede até o momento em que o nível mínimo do reator (9,15 litros) é atingido. Com o fim desta etapa, um novo ciclo se inicia.

A operação do biorreator à membrana de leito móvel compreendeu o período de julho de 2016 a setembro de 2016, totalizando 80 dias de operação. Ao longo desse período foi adotado determinadas condições operacionais, cujas descrições são detalhadas a seguir.

3.2.1 Condições operacionais

As condições operacionais adotadas para o reator são apresentadas na tabela 2. Vale salientar que tais condições foram adotadas buscando favorecer a ocorrência dos processos voltados à remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo de esgoto sanitário, além da redução do processo de colmatção das membranas.

Tabela 2 - Condições Operacionais do BRMBS-LM.

Condições Operacionais	
Taxa de Troca Volumétrica (%)	50
Tempo de Detenção Hidráulico (horas)	6
Idade do Lodo (dias)	15
Número de Ciclos por dia	8
Fração de Enchimento (%)	30
Temperatura (°C)	20

A idade do lodo de 15 dias foi adotada com base em trabalhos (CHEN et al, 2016; PASCUAL et al, 2016, SUBTIL et al, 2013, YANG et al, 2010) que obtiveram resultados satisfatórios para a remoção de matéria orgânica e nutrientes sob este valor de idade do lodo.

A temperatura foi mantida em 20 ° C, a fim de propiciar condições adequadas para o desenvolvimento dos organismos acumuladores de fósforo (PAO) em detrimento aos organismos acumuladores de glicogênio (GAO) (WHANG e PARQUE, 2006).

O tempo de ciclo adotado foi de 3 horas, totalizando-se 8 ciclos por dia. A tabela 3 apresenta os tempos utilizados em cada fase do ciclo operacional do BRMBS-LM.

Tabela 3 - Tempo utilizado em cada fase operacional do BRMBS-LM.

Fase	Ciclo (minutos)
Alimentação	1
Anóxica/Anaeróbia	59
Aeração	75
Aeração/Filtração	45
Tempo total do ciclo	180

Tal condição de 8 ciclos por dia proporcionará uma vazão de esgoto tratado de 73,2 L.dia⁻¹, resultando em um tempo de detenção hidráulico de 6 horas.

3.3 INOCULAÇÃO

O BRMBS-LM foi inoculado com licor misto proveniente do tanque de aeração de um sistema de lodos ativados em batelada da estação de tratamento de esgoto localizada em Jurerê Internacional, na cidade de Florianópolis-SC, operada pela empresa Habitasul.

Para a inoculação foi coletado um volume de 60 litros de lodo da ETE. Posteriormente, o lodo passou pelo processo de sedimentação, a fim de atingir uma concentração de 8 g.L⁻¹. Após este processo, foram transferidos 9,15 litros de lodo concentrado para o BRMBS-LM. Posteriormente, foi dado a partida no sistema, adicionando-se mais 9,15 litros de esgoto no reator.

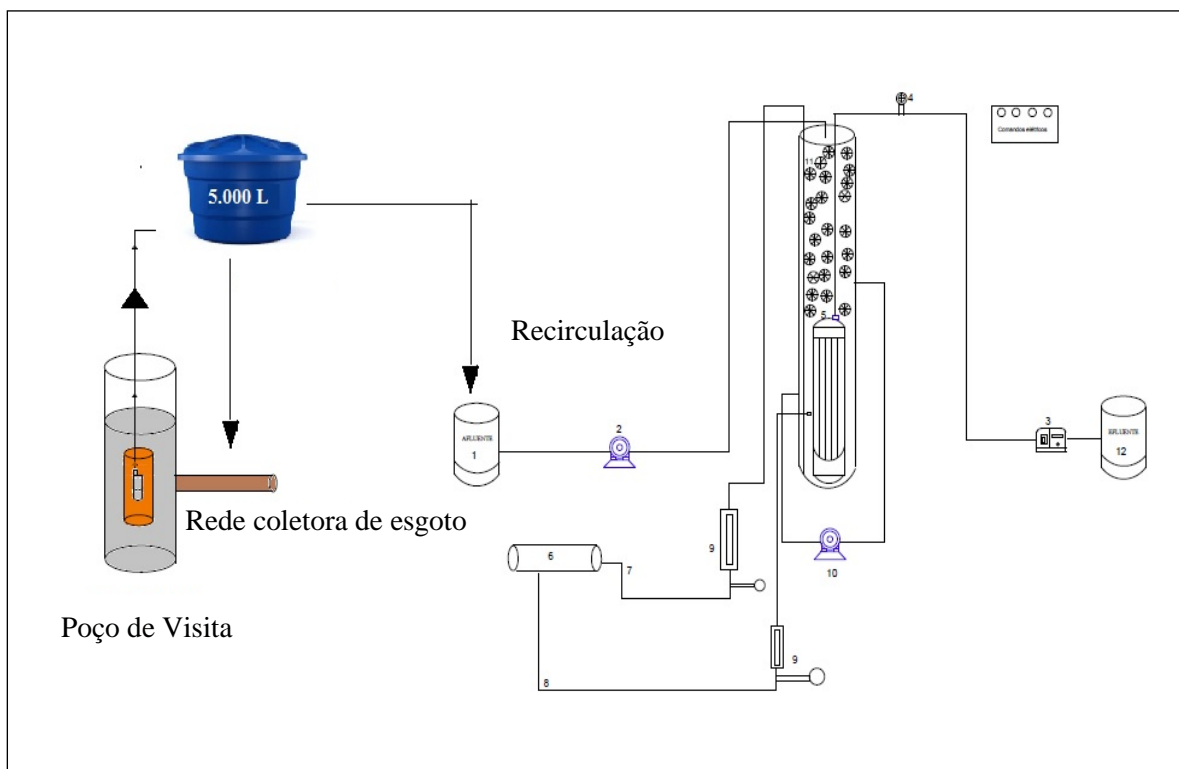
3.4 ALIMENTAÇÃO DO REATOR

Para a alimentação do BRMBS-LM, foi utilizado esgoto doméstico, captado junto à rede coletora de esgoto da Companhia Catarinense de Águas e Saneamento (CASAN) no bairro Pantanal, da cidade de Florianópolis-SC. O poço de visita (PV) em que foi captado o esgoto está situado próximo ao Laboratório de Experimentação de Tecnologias Avançadas (LETA). A captação do esgoto é realizada através de uma bomba submersível disposta no interior do PV e

que se encontra alocada em um tubo de PVC com perfurações de 10 milímetros, os quais auxiliam no acúmulo de sólidos grosseiro, evitando a entrada destes no interior do reator.

Posteriormente à captação, o esgoto é armazenado em um reservatório de 5000 litros e recirculado periodicamente para a rede coletora de esgoto, em um ponto a jusante da captação. A partir desse reservatório de armazenamento, o esgoto é coletado e transportado até a unidade piloto. A figura 9 representa de forma esquemática a captação do esgoto para alimentação do BRMBS-LM.

Figura 9 - Representação esquemática da captação de esgoto para alimentação do BRMBS-LM.



A Tabela 4 apresenta a caracterização do esgoto sanitário utilizado, quanto à DQO, nitrogênio total, nitrogênio amoniacal e fósforo, tendo por base os valores médios observados durante o período operacional.

Tabela 4 - Caracterização do esgoto sanitário.

Parâmetros	Unidade	Concentração média
DQO	mgO ₂ .L ⁻¹	589,08
Nitrogênio Total	mg.L ⁻¹	65,64
Nitrogênio Amoniacal	mg.L ⁻¹	49,21
Fósforo Total	mg.L ⁻¹	6,64

3.5 CONTROLE DA IDADE DO LODO

Para a manutenção da idade do lodo foi necessário o descarte diário de um determinado volume do licor misto do reator, o qual foi calculado a partir da equação 4.

$$\theta_c = \frac{\text{Volume do Biorreator}}{\text{Vazão de Descarte}}$$

Eq.4

Considerando que o volume útil do reator é de 18,3 litros, a vazão de descarte do licor misto deve ser de 1,2 L.dia⁻¹ a fim de atender a idade do lodo de 15 dias. O descarte do lodo na rede coletora de esgoto era realizado manualmente, sempre ao término de um ciclo operacional do reator.

3.6 LIMPEZA DAS MEMBRANAS

O procedimento de limpeza das membranas era realizado no momento em que a pressão transmembrana superava o valor de 0,7 bar, conforme sugerido pelo fabricante do módulo de membranas. No momento em que a PTM excedia este valor, o módulo era removido do reator e submetido ao processo de limpeza química.

O processo de limpeza química consistia na imersão do módulo de membranas em solução de Hipoclorito de sódio (NaClO) com concentração de 200 mg.L⁻¹, por um tempo de 2 horas. Após a imersão, o módulo era lavado com água destilada, a fim de remover o residual da solução de NaClO. Em seguida, o módulo era submetido ao processo de filtração com água destilada por aproximadamente 1 hora e posteriormente retornado ao BRMBS-LM.

3.7 MONITORAMENTO DO BRMBS-LM

O monitoramento do BRMBS-LM foi realizado a partir da periodicidade e análises apresentadas na Tabela 5.

Tabela 5 - Análise de Monitoramento do BRMBS-LM.

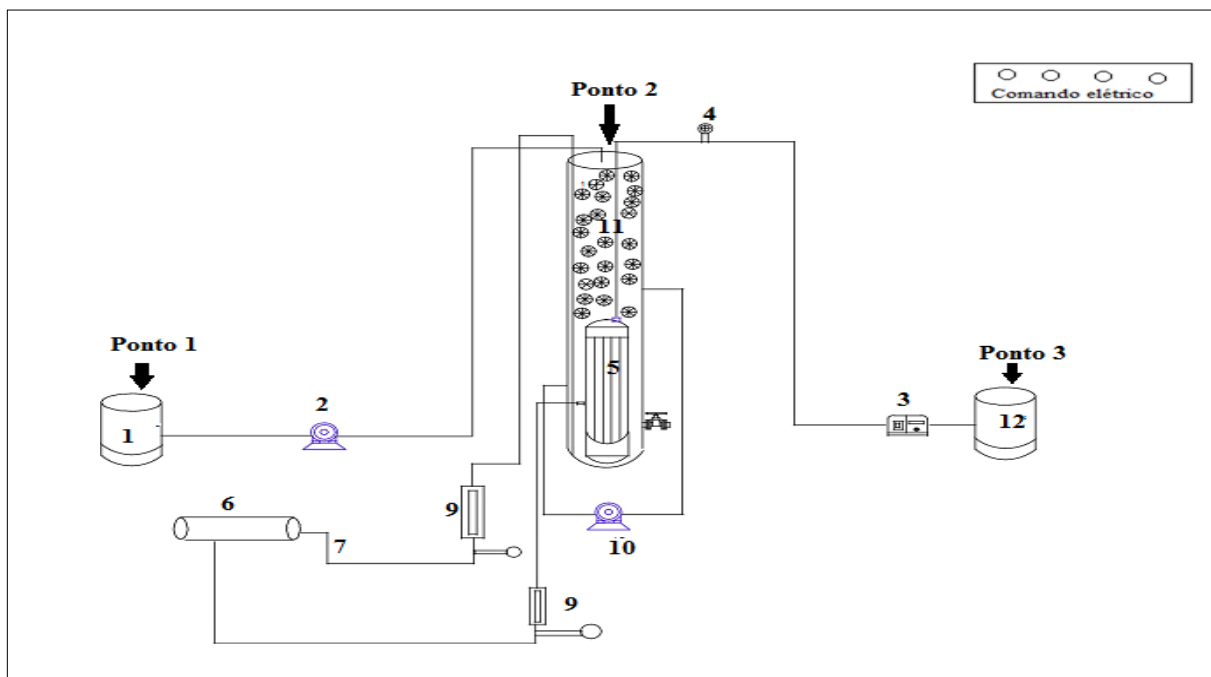
Análises	Item	Periodicidade
Eficiência do BRMBS-LM	3.7.1	2 vezes por semana
Análise de Ciclo	3.7.2	Final da condição operacional

A seguir, serão detalhadas as metodologias empregadas para as análises apresentadas na Tabela 5.

3.7.1 Eficiência do BRMBS-LM

As amostras eram coletadas em três pontos diferentes: (1) reservatório de esgoto bruto, (2) licor misto e (3) reservatório do permeado, conforme ilustra a Figura 10.

Figura 10 - Pontos amostrados no BRMBS-LM.



Do ponto 2 eram coletadas quatro amostras, sendo estas referentes ao final de cada uma das fases do ciclo operacional (alimentação, anóxica/anaeróbia, aeração e aeração/filtração). Todas as amostras eram previamente filtradas em membrana de acetato de celulose de 0,45 micrometros e devidamente preservadas para posteriores análises dos parâmetros mencionados na Tabela 6.

Tabela 6 - Parâmetros analisados em diferentes pontos amostrados.

Pontos amostrados	Parâmetros analisados
P1 – Reservatório do esgoto	DQO, COD, N _{total} , N-NH ₄ ⁺ , N-NO ₃ ⁻ , P _{total} , P-PO ₄ ⁻ , SST, SSV, turbidez, cor e pH
2 – Licor misto (reator)	
• Final enchimento	DQO, COD, N _{total} , N-NH ₄ ⁺ , N-NO ₃ ⁻ , P _{total} , P-PO ₄ ⁻ , SST, SSV, temperatura, OD, pH, cor e IVL.
• Final anox/anaeróbia	
• Final aeração	
• Final aeração e filtração	
3 – Permeado	DQO, COD, N-NH ₄ ⁺ , N-NO ₃ , P-PO ₄ ³⁻ , turbidez, cor e pH.

3.7.3 Análise de Ciclo

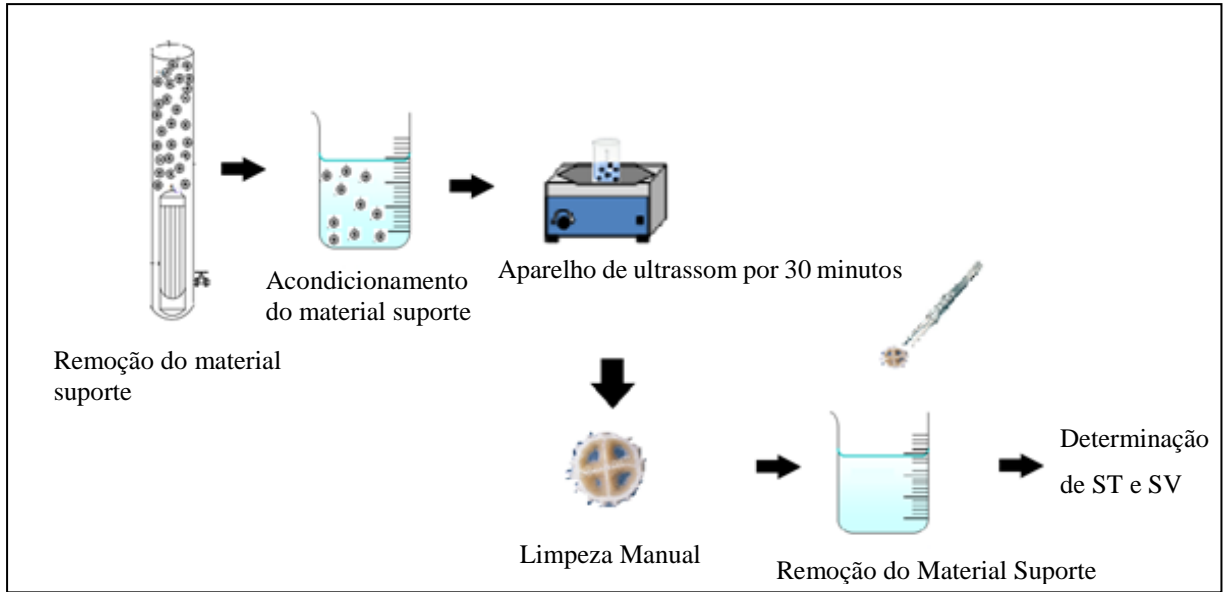
Com objetivo de entender melhor os processos ocorridos ao longo de um ciclo de tratamento, foram realizados a análise de monitoramento do ciclo operacional do BRMBS-LM, ao final da condição operacional adotada. Esta análise era realizada mediante a coleta de amostras do licor misto a cada 10 minutos no decorrer das 3 horas de ciclo operacional do reator. Dessa maneira, foi possível acompanhar o desenvolvimento dos processos de nitrificação, desnitrificação e liberação/absorção de fósforo ao longo de um ciclo completo.

3.7.4 Biofilme

O crescimento do biofilme no material suporte presente no BRMBS-LM foi mensurado a partir da determinação de sólidos voláteis (SV). Para que a realização do ensaio se tornasse possível, foram necessários a remoção do biofilme dos suportes, aos quais se encontram aderidos (COSTA, 2015). Para tanto, foi empregado, após algumas adaptações, o protocolo de remoção descrito por Vendramel (2009).

O procedimento era iniciado com a remoção aleatória de 10 unidades de suporte móvel do BRMBS-LM. Após a coleta, os suportes eram condicionados em um béquer contendo solução salina de NaCl 0,05%, em volume conhecido e suficiente para submergi-los. O recipiente era então colocado em um aparelho de ultrassom por 30 minutos para auxiliar no desprendimento do material aderido ao suporte. Por fim, com o auxílio de uma pinça, todas as peças eram removidas do béquer para que assim a amostra pudesse ser analisada. Na Figura 11 encontra-se ilustrado a sequência metodológica empregada para a obtenção do biofilme.

Figura 11 - Representação esquemática da sequência metodológica para obtenção de biofilme.



Após a remoção do material suporte, a amostra contendo biofilme era filtrada em membrana de fibra de vidro, para posterior determinação gravimétrica do teor de sólidos totais e voláteis.

A estimativa da quantidade de biofilme em todo o reator BRMBS-LM era realizada conforme sequência descrita abaixo (VENDRAMEL, 2009):

- i. Multiplicação da concentração de SV obtida (mg L^{-1}) pelo volume da solução salina adicionado no béquer, obtendo-se assim a massa de biofilme presente na amostra preparada;
- ii. Divisão do valor obtido no item 1 (mg) pelo número de suportes utilizados no ensaio (10 unidades), obtendo-se assim uma massa média (mg) de biofilme para um único suporte;
- iii. Multiplicação do valor obtido no item 2 pelo número total de suportes móveis alocados no interior do BRMBS-LM, obtendo-se assim a massa média (mg) de biofilme no reator;
- iv. Divisão do valor da massa obtida no item 3 pelo volume útil do reator, obtendo-se a estimativa da concentração média de biomassa (mg.L^{-1}), por volume de reator.

3.7.5 Granulometria por difração a laser

O tamanho das partículas presentes na suspensão biológica do BRMBS-LM foi avaliado por meio de ensaios granulométricos por difração à laser. Essa técnica consiste na emissão de um raio laser e análise de sua difração após passar por uma lente contendo o fluido com material em suspensão (BELLI, 2016).

As amostras para a análise granulométrica foram encaminhadas ao Laboratório de Farmacotécnica, pertencente ao departamento de Ciências Farmacêuticas da Universidade Federal de Santa Catarina, que dispõem do equipamento Mastersizer-Malvern- 2010 com o limite de detecção desejado.

3.8 ENSAIOS DE BANCADA

Os ensaios de bancada apresentaram duas finalidades, sendo: (i) avaliar o processo biológico referente à remoção de nutrientes e; (ii) avaliar as condições de filtrabilidade do licor misto. O item 3.8.1 descreve os ensaios realizados a fim de atender a primeira finalidade, enquanto que o item 3.8.2 para a segunda finalidade.

3.8.1 Ensaio com a biomassa do reator

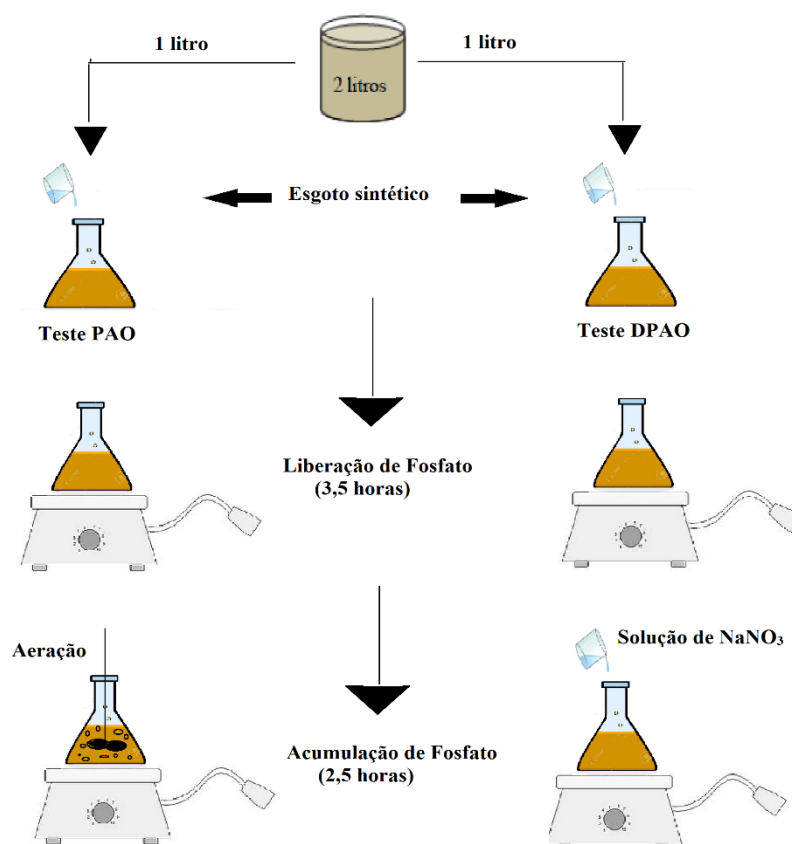
3.8.1.1 Determinação da atividade dos Organismos Acumuladores de Fósforo (PAO) e Organismos Acumuladores de Fósforo Desnitrificantes (DPAO).

A atividade biológica de remoção de fósforo do BRMBS-LM foi avaliada de acordo com a metodologia descrita no trabalho de Wachtmeister *et al.* (1997), a qual consiste em expor a biomassa a condições anaeróbias, anóxicas e aeróbias, a fim de determinar individualmente as taxas de acumulação de fosfato via organismos acumuladores de fosfato (PAO) e organismos acumuladores de fosfato desnitrificantes (DPAO).

Para a realização deste ensaio, foram coletados dois litros do licor misto do BRMBS-LM, sempre ao final da fase aeróbia, visto que nesse momento ocorre a máxima absorção do fosfato pela biomassa. Concomitante ao licor misto, era coletado o material suporte em quantidade suficiente para atender a proporção de 30%. Posteriormente, procedia-se a lavagem do licor misto com água destilada, com objetivo de remover compostos interferentes a remoção biológica de fósforo, tais como o nitrato. Em seguida, a amostra era dividida igualmente

em dois erlenmeyers. Após o acondicionamento das amostras, realizava-se o borbulhamento de nitrogênio gasoso nos dois erlenmeyers, a fim de eliminar o oxigênio dissolvido e propiciar condições anaeróbias nesses frascos. Posteriormente, adicionavam-se aos dois erlenmeyers 25 mililitros de uma solução de esgoto sintético (200 mg.L^{-1} de CH_3COONa ; 20 mg.L^{-1} de NH_4Cl ; 30 mg.L^{-1} de NaHCO_3 ; 5 mL de tampão fosfato; 0,3 mL de solução de micronutrientes) mantendo-os sob condições anaeróbias por 3,5 horas. Durante esse período, são coletadas alíquotas dos erlenmeyers para determinação da concentração de fosfato, nitrato e acetato. Com o fim da etapa anaeróbia, dava-se início as etapas aeróbia e anóxica, em que um dos erlenmeyers era submetido a aeração, enquanto ao outro era adicionado uma solução de nitrato de sódio (NaNO_3) com concentração de 60 mg.L^{-1} . Os dois erlenmeyers permaneciam sob as condições mencionadas por 2,5 horas, coletando-se periodicamente amostras para a posterior determinação da concentração de fosfato, nitrato e acetato, via cromatografia de ânions (ICS-5000). A representação esquemática da metodologia utilizada é apresentada na Figura 12.

Figura 12 - Representação esquemática da sequência metodológica para determinação da atividade das PAO e DPAO.



O processo de P-liberação foi avaliado a partir do aumento da concentração de fosfato no licor misto durante a etapa anaeróbia, enquanto que o processo de P-Absorção envolveu o decaimento da concentração de fosfato durante as fases aeróbia (PAO) e anóxica (DPAO). Sendo assim, as taxas de absorção aeróbias e anóxicas de fósforo foram obtidas e comparadas sob idênticas condições experimentais.

3.8.2 Ensaios de bancada para avaliação do potencial incrustante do licor misto.

3.8.2.1 Índice Volumétrico de Lodo (IVL)

Apesar do IVL ser um parâmetro largamente utilizado para a avaliação da sedimentabilidade em decantadores secundários, ele também vem sendo empregado em BRMs, nesse caso como parâmetro auxiliar para avaliação do potencial de incrustação do licor misto (COSTA, 2015).

Devido à alta concentração de sólidos presentes no BRMBS-LM, o ensaio foi realizado com o licor misto diluído, sendo assim designado de IVL diluído (dIVL). O processo de diluição era realizado com o próprio permeado do BRMBS-LM, de tal maneira que o volume de lodo sedimentado após 30 minutos fosse menor que 200 mililitros, conforme metodologia descrita por Jenkins *et al.* (2003).

3.8.2.2 Índice de Incrustação da Membrana (Membrane Fouling Index -MFI)

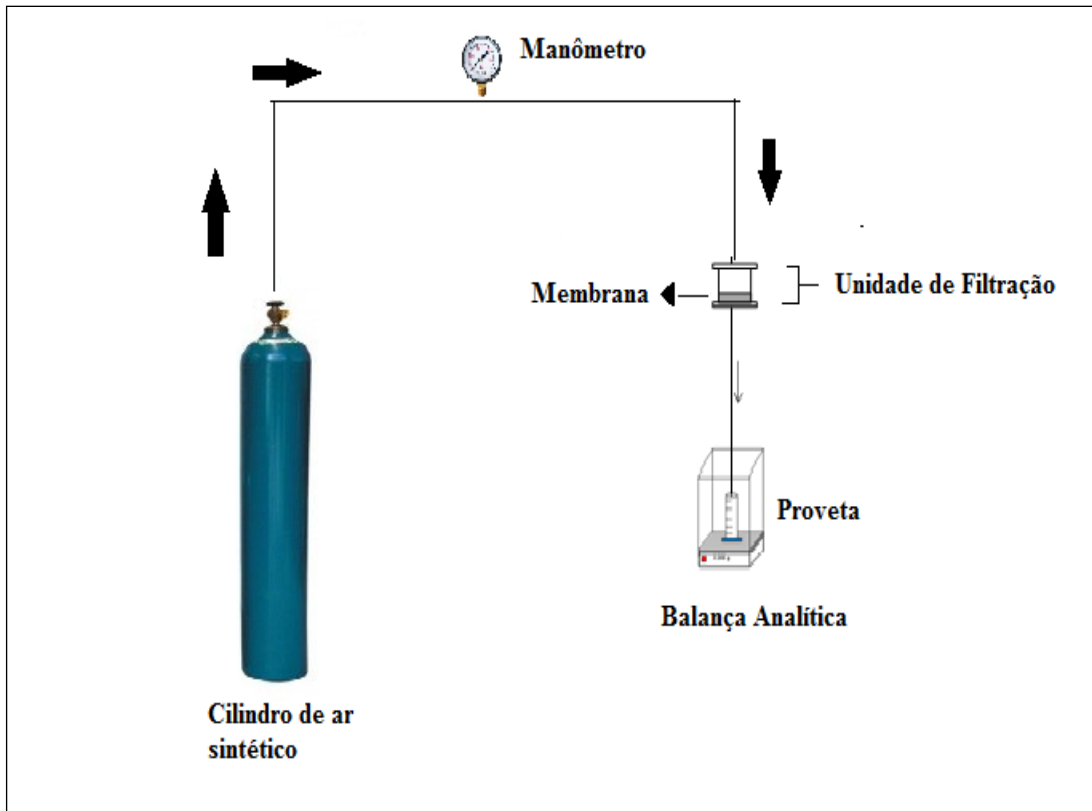
O índice de incrustação da membrana desenvolvido por Schippers e Verdouw (1980), é um ensaio de filtração capaz de oferecer informações referentes a filtrabilidade do licor misto. Este ensaio baseia-se no mecanismo de filtração frontal, por meio do qual as partículas são aderidas sob uma membrana durante a filtração através de um mecanismo de deposição superficial.

A determinação do MFI desta pesquisa foi sucedida a partir de amostras do licor misto do BRMBS-LM, bem como dos seus respectivos sobrenadantes gerados após centrifugação a 10000 RPM por 10 minutos. A análise do licor misto e do sobrenadante foi realizada com intuito de avaliar o potencial incrustante do licor misto na presença e ausência de sólidos em suspensão.

Os ensaios foram realizados em unidade de filtração de bancada, confeccionado em acrílico, com capacidade volumétrica de 250 mL, utilizando membrana plana de acetato de

celulose de 0,2 micrômetros. A Figura 13 ilustra o aparato experimental utilizado para a realização deste ensaio.

Figura 13 - Representação esquemática do aparato experimental utilizado para determinação do MFI.



O ensaio era iniciado com a filtração do licor misto, e posteriormente com a filtração do licor misto centrifugado. Em ambos os casos, a filtração possuía duração de 20 minutos, com pressão constante de 0,2 bar. O fluxo de permeado era obtido com o auxílio de uma balança analítica, posicionada logo abaixo do sistema de filtração. A cada 30 segundos os pesos acumulados eram anotados e posteriormente convertidos em volume, possibilitando assim o cálculo do fluxo de filtração durante o ensaio (tempo/volume).

Os resultados deste ensaio são apresentados graficamente, sendo a relação tempo/volume (t/V) plotado contra o volume acumulado (t em segundos e V em mL). O coeficiente angular da reta obtida fornece o valor do MFI (SCHIPPERS e VERDOUW, 1980). Uma vez determinado o valor do MFI, era então calculada a resistência específica da torta (RST) para aquele ensaio realizado sem prévia centrifugação do licor misto. O valor da RST

(m.kg⁻¹) consiste na resistência da torta normalizada pela massa de biosólidos depositado sobre a área da membrana. A RST é obtida a partir da Equação 5. (WANG et al., 2007).

$$\text{RST} = \frac{2000A^2 \Delta P}{\mu C} \cdot \frac{t}{V}$$
Eq.5

Sendo:

RST: resistência específica da torta (m. Kg⁻¹)

ΔP : pressão aplicada (kPa);

A: área de filtração da membrana (m²);

C: teor de SST (kg.m⁻³);

μ : viscosidade dinâmica do permeado (Pa.s);

t: tempo de filtração(s);

V: volume de permeado (m³)

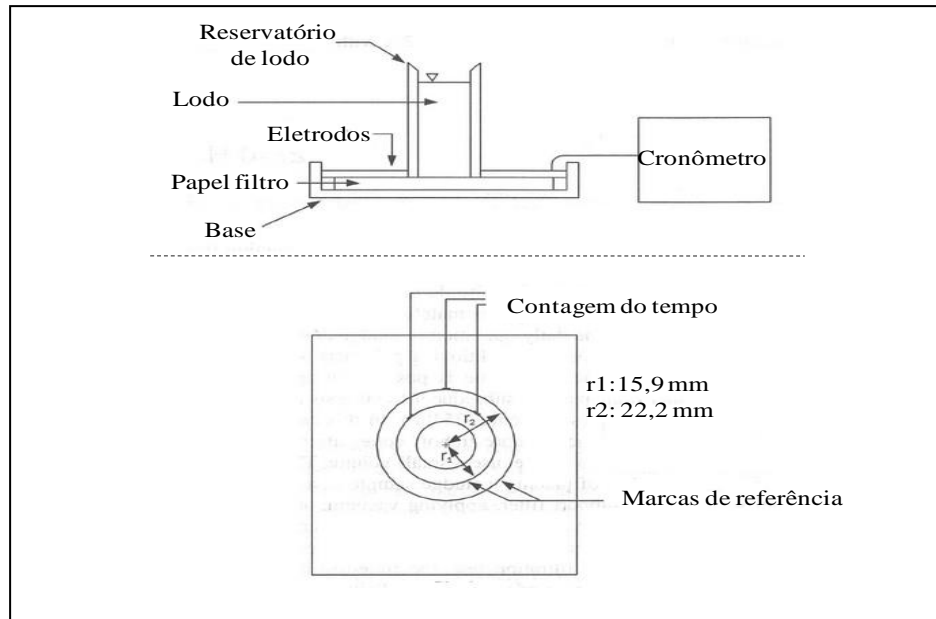
3.8.2.3 Tempo de Sucção Capilar (CST)

Khan *et al.* (2008) reportam que o tempo de sucção capilar é uma medida quantitativa da taxa de liberação de água presente no lodo analisado. Os autores reportam que este parâmetro fornece informações a respeito da filtrabilidade e da capacidade de secagem do lodo. De modo geral, considera-se que maiores valores de CST implicam em baixas taxas de filtração do lodo e, conseqüentemente, na incrustação da membrana ao longo do período operacional.

Para determinação do CST do lodo do BRMBS-LM, foram realizados ensaios de acordo com a metodologia descrita em APHA 2710G (APHA, 1998) utilizando um aparelho padrão CST, modelo 304, Triton Electronics Ltd.

Este ensaio consiste em verter a amostra de licor misto em um reservatório localizado no centro do equipamento utilizado. Assim que a amostra entra em contato com um papel de filtro, posicionado na parte inferior do aparelho, ela se espalha radialmente. O tempo que a fração líquida do licor misto leva para percorrer do raio 1 (R1) ao raio 2 (R2) no filtro é conhecido como CST, o qual é obtido por meio um sensor de condutividade. A Figura 14 ilustra o aparato experimental utilizado para a realização deste ensaio.

Figura 14 - Representação esquemática do aparato experimental utilizado para determinação do CST (COSTA, 2015).



3.9 MÉTODOS ANALÍTICOS

O monitoramento do BRMBS-LM foi realizado a partir das variáveis apresentadas na Tabela 7, conforme metodologia e frequência descritas.

Tabela 7 - Métodos analíticos e frequência de análises.

Parâmetro	Metodologia	Frequência
Demanda Química de Oxigênio	Método colorimétrico de refluxo fechado, com Kit HACH (método 8000) e leitura em espectrofotômetro Hach DR/5000.	2 vezes por semana
Carbono Orgânico Dissolvido (COD)	Método do carbono orgânico não purgável (TOC-LCSH marca SHIMADZU).	2 vezes por semana
Nitrogênio total	Digestão com persulfato em Kit HACH (método 10072) e amostras lidas em espectrofotômetro Hach modelo DR/5000.	2 vezes por semana
Nitrogênio Amoniacal	Método de Nessler com kit HACH (método 10031) e leitura em espectrofotômetro Hach modelo DR/5000.	2 vezes por semana
Nitrito, Nitrato, Ortofosfato e acetato.	Cromatografia líquida de troca iônica (DIONEX ICS - 5000)	2 vezes por semana
Fósforo Total	Digestão com persulfato em Kit HACH (método 10127) e leitura em espectrofotômetro Hach modelo DR/5000.	2 vezes por semana
Sólidos (SST e SSV)	Método gravimétrico.	2 vezes por semana
pH	Método potenciométrico e leitura em pHmetro OrionStar A2215.	2 vezes por semana
OD e temperatura	Oxímetro portátil YSI-55, faixa de leitura -5 a 45 °C.	2 vezes por semana
Alcalinidade	Medido pela modificação de pH através da adição de ácido sulfúrico 0,02 N.	2 vezes por semana
Turbidez	Método Nefelométrico em turbidímetro Hach 2100P.	2 vezes por semana
Cor verdadeira	Filtração em membrana 0,45 µm e leitura em espectrofotômetro Hach DR/5000	2 vezes por semana
Viscosidade	Viscosímetro digital Brookfield DVI Prime	2 vezes por semana

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

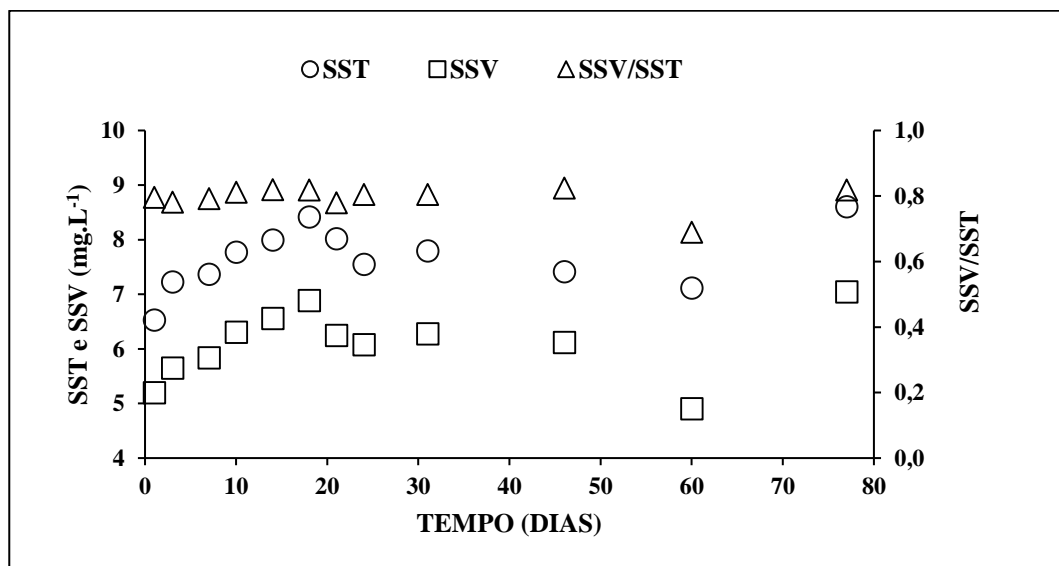
Os resultados obtidos desta pesquisa serão apresentados em duas seções. A seção I discorre sobre os resultados referente ao desempenho do BRMBS-LM quanto a série de sólidos e índice volumétrico de lodo diluído, à remoção de matéria orgânica, nutrientes, turbidez e cor de esgoto sanitário. Já a seção II trata dos resultados associados à membrana, especificamente, a evolução da pressão transmembrana, o tempo de sucção capilar, o índice de incrustação da membrana e a granulometria ao longo dos dias operacionais.

4.1 DESEMPENHO DO BRM-LM

4.1.1 Série de sólidos e índice volumétrico de lodos diluídos

A Figura 15 apresenta o comportamento da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV) e sólidos suspensos totais (SST), bem como a respectiva relação SSV/SST presente no reator em cada dia operacional.

Figura 15 - Evolução da concentração de SST e SSV, bem como sua respectiva relação SSV/SST durante o período experimental.



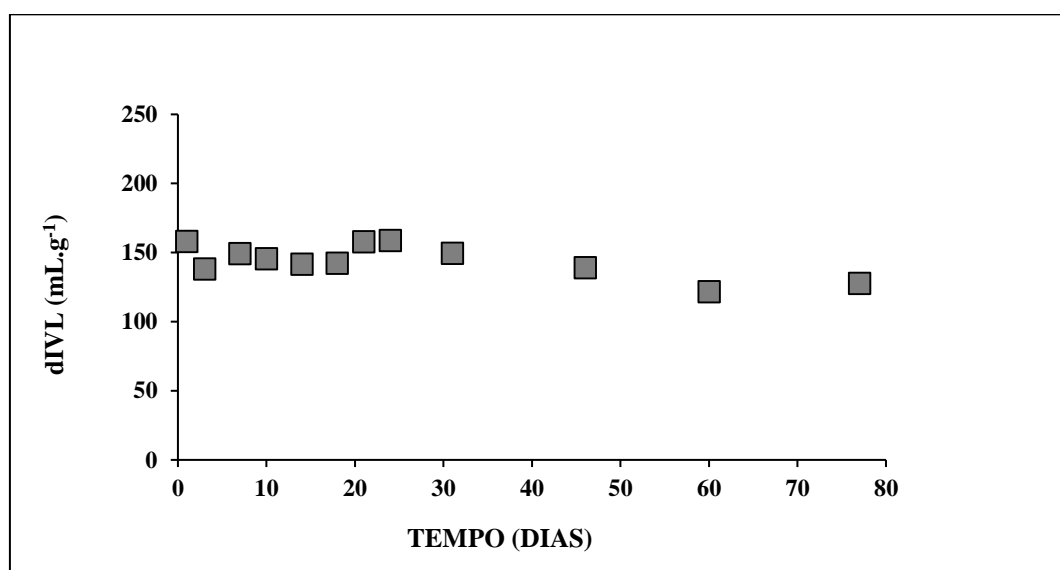
A concentração de SST ao longo do período experimental manteve-se entre 7 e 8 g.L⁻¹, tendo como valor médio $7,65 \pm 0,58$ gSST.L⁻¹. Já em termos de SSV, a Figura 15 evidencia o aumento da concentração a partir do início do período experimental, que apresentava valor próximo a 5 g.L⁻¹, até meados do dia operacional 20, onde esta concentração de SSV

encontrava-se próxima a 7g.L^{-1} . Após este período operacional, a concentração de SSV apresentou uma certa variação, resultando em uma concentração média ao longo de todo período experimental de $6,10 \pm 0,63 \text{ gSSV.L}^{-1}$. Tais resultados de SST e SSV estão próximos ao reportado na pesquisa de Fu, Bi e Ng (2016), que mantiveram uma concentração média em seu BRM-LM de $7,58 \pm 0,74 \text{ g.L}^{-1}$ e $5,86 \pm 0,75 \text{ g.L}^{-1}$ de SST e SSV, respectivamente.

Além do teor de SSV e SST, a Figura 15 também apresenta a relação entre esses dois parâmetros. Tal relação de SSV/SST indica a perda de biomassa devido a mineralização da mesma (AMARAL, 2009). Metcalf e Eddy (2003) orientam que em sistemas de tratamento biológico de esgoto esta relação deve estar próxima de 0,85. Para esta pesquisa a relação de SSV/SST apresentou um valor médio de $0,80 \pm 0,04$, portanto, próximo ao valor recomendado na literatura.

Em relação ao índice volumétrico de lodo diluído (dIVL), a Figura 16 apresenta o comportamento de tal parâmetro ao longo dos dias operacionais.

Figura 16 - Perfil do dIVL ao longo dos dias operacionais.

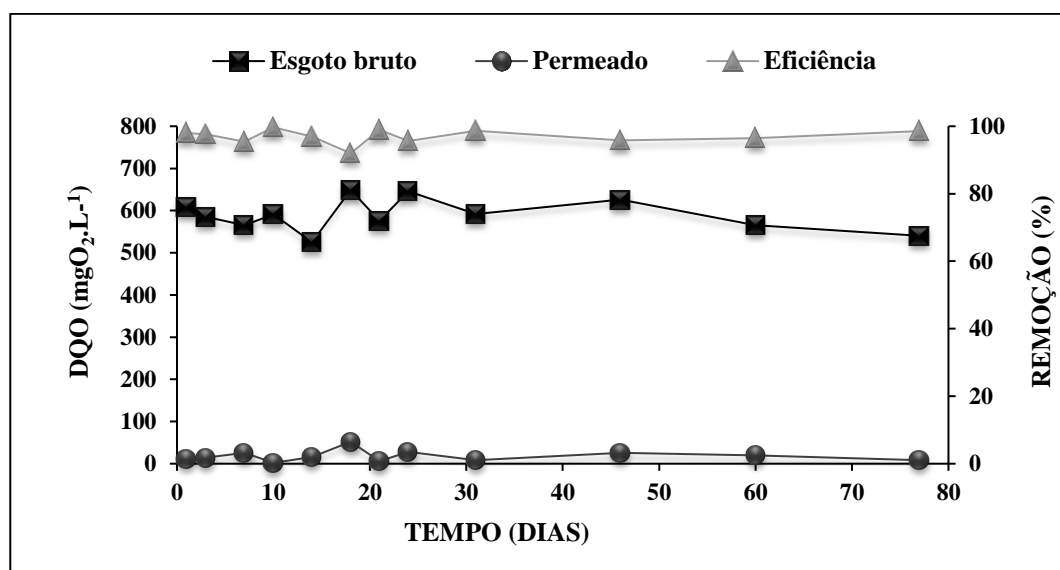


Os resultados apontam uma baixa variação no início da operação, seguido de um decréscimo a partir do dia operacional 21. O maior dIVL observado foi de $158,94 \text{ mL.g}^{-1}$, enquanto que o menor valor foi de $121,72 \text{ mL.g}^{-1}$, resultando em valor médio ao longo do período operacional de $144,24 \pm 11,69 \text{ mL.g}^{-1}$. Kelnner (2014) reporta que a redução de IVL ao longo do período operacional pode ser benéfica para biorreatores a membrana, visto que valores mais baixos deste parâmetro resulta em uma maior aglomeração das partículas, e, conseqüentemente, maior facilidade de retenção de sólidos pela membrana.

4.1.2 Remoção de DQO

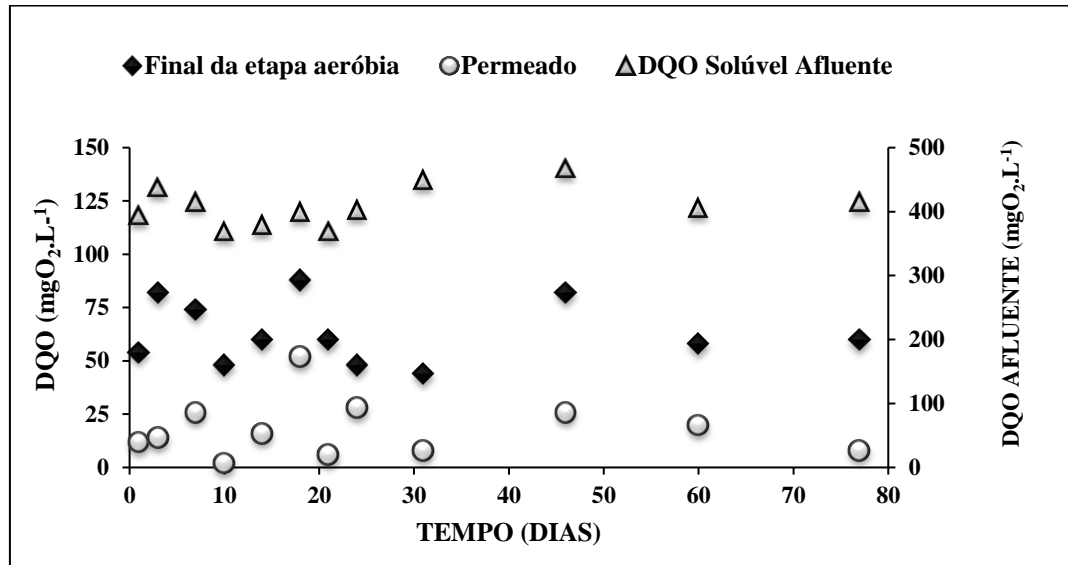
A Figura 17 apresenta a distribuição das amostragens de DQO total referente ao esgoto sanitário (afluente) e permeado (efluente), bem como as respectivas eficiências de remoções obtidas em cada dia operacional.

Figura 17 - Valores de DQO no esgoto afluente e no permeado obtidos durante o período operacional.



Os resultados apontam um elevado desempenho do BRMBS-LM quanto a remoção de DQO do esgoto, com eficiência média de 96,9%. Tal eficiência está próxima ao encontrado por Fu, Bi e Ng (2016) e Duan *et al.* (2013), que obtiveram respectivamente 95,1% e 96,6% de remoção de DQO de esgoto doméstico em um biorreator à membrana de leito móvel. A alta eficiência obtida pelo sistema pode ser atribuída a inúmeros fatores, dentre os quais destacam-se: (i) a presença de uma gama de biomassa floculenta e aderida, os quais aceleram o processo de oxidação da matéria orgânica e; (ii) a filtração por membranas, que por sua vez propicia uma remoção adicional de matéria orgânica não biodegradável (DQO inerte). Esta remoção adicional pode ser visualizada na Figura 18, onde constata-se uma redução de DQO solúvel após a passagem pela membrana.

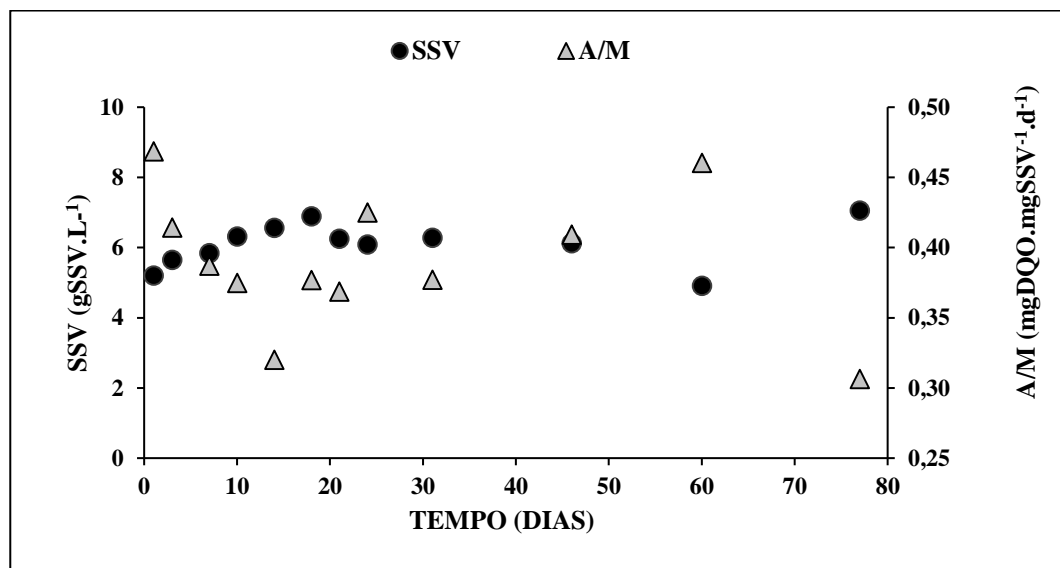
Figura 18 - Concentração de DQO solúvel afluente, ao final da etapa aeróbia e no permeado durante os dias operacionais do BRMBS-LM.



Os resultados apresentados na Figura 18 confirmam a retenção de DQO após a etapa de filtração. Em termos de concentração média de DQO, obteve-se $63,17 \pm 14,81 \text{ mg.L}^{-1}$ no final da etapa aeróbia, enquanto que no permeado esta concentração foi de $18,17 \pm 13,63 \text{ mg.L}^{-1}$, resultando em uma remoção média alcançada pela membrana de 10,7 % da DQO solúvel do esgoto. Huang, Gui e Quian (2001) confirmam tal desempenho e evidenciam em sua pesquisa que em média 10-20% da remoção de DQO é atribuída a retenção física imposta pela membrana. Assim como Rosenberg *et al.* (2002) que em sua pesquisa constataram que 4% da DQO do afluente em estudo foi removida pela membrana, totalizando uma eficiência de remoção de DQO do sistema de 95%.

Outro aspecto que influencia consideravelmente na eficiência de remoção de DQO é a relação alimento/microrganismo (A/M). Tal parâmetro é calculado através da relação entre a carga orgânica volumétrica (COV) e a concentração de microrganismos (SSV) presente no reator. Nesta pesquisa a carga orgânica volumétrica apresentou valor médio de $2.356 \pm 154 \text{ mgDQO.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$ e concentração de sólidos suspensos voláteis de $6.095 \pm 627 \text{ mgSSV.L}^{-1}$, resultando em uma relação (A/M) média de $0,39 \text{ mgDQO.mgSSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$. A Figura 19 apresenta detalhadamente o comportamento da relação (A/M) frente a variação de SSV ao longo dos dias operacionais.

Figura 19 - Comportamento da relação (A/M) frente a variação de SSV ao longo dos dias operacionais.

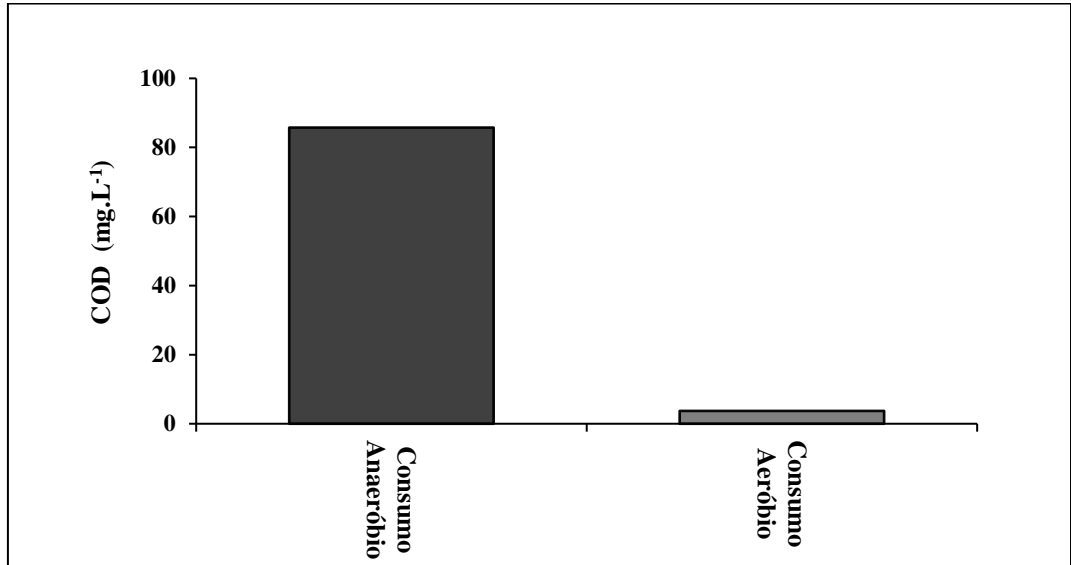


A relação alimento/microrganismo se manteve entre 0,30 e 0,50 mgDQO.mgSSV⁻¹.d⁻¹ ao longo dos dias operacionais, enquanto que o SSV permaneceu na faixa de 4-7 gSSV. L⁻¹. A faixa de A/M ao longo do período operacional é considerada alta comparada a pesquisa de Belli (2015), em que operou com tempo de detenção hidráulico de 20 horas e valor médio de A/M de 0,08 mgDQO.mgSSV⁻¹.d⁻¹. A diferença entre tais valores pode ser atribuída as condições operacionais adotadas nessa pesquisa, tais como o reduzido tempo de detenção hidráulico e a alta carga orgânica volumétrica.

4.1.3 Consumo de Carbono Orgânico Dissolvido (COD) entre as etapas operacionais do BRMBS-LM

A Figura 20 apresenta o consumo de COD obtido no BRMBS-LM durante as etapas anaeróbia e aeróbia ao longo dos dias operacionais.

Figura 20 - Consumo de carbono orgânico dissolvido (COD) obtido no BRMBS-LM durante as etapas anaeróbia e aeróbia ao longo dos dias operacionais

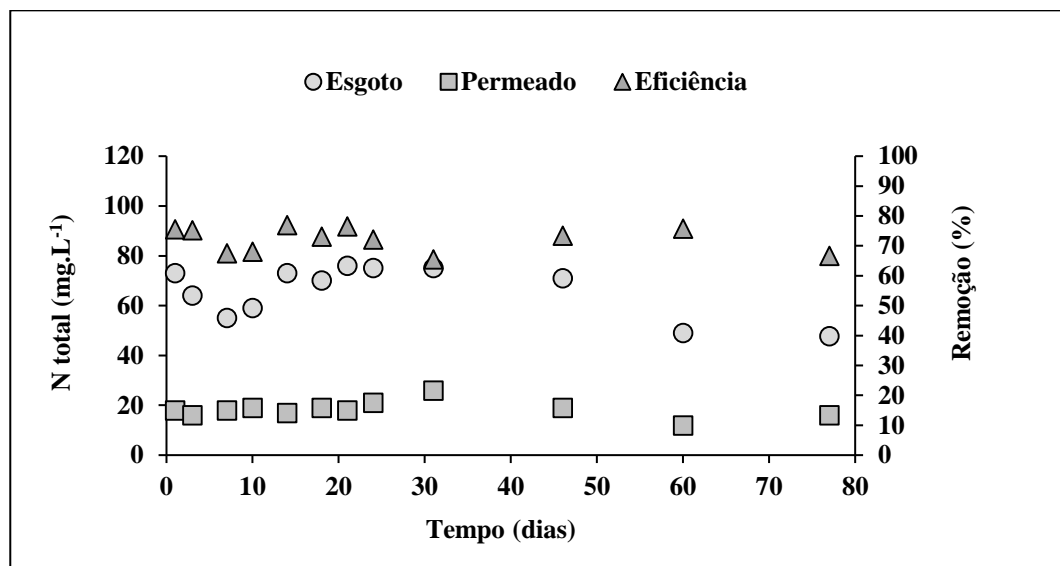


Os resultados apresentados na Figura 20 apontam que a maior remoção de COD ocorreu essencialmente na etapa anaeróbia, tendo em vista o baixo consumo de COD durante a etapa aeróbia. Em termos de remoção de COD do afluente, observou-se um consumo médio durante a etapa anaeróbia de 46,05%, enquanto que na etapa aeróbia este valor foi de 2,21 %. Este comportamento indica que a maior porção de matéria orgânica presente no esgoto foi destinada aos microrganismos heterotróficos, tais como: (i) organismos acumuladores de fósforo (PAO) e; (ii) bactérias desnitrificantes; em detrimento ao consumo heterotrófico aeróbio.

4.1.4 Remoção de nitrogênio total

A Figura 21 apresenta a distribuição das amostragens de Nitrogênio total referente ao esgoto sanitário (afluente) e permeado (efluente), bem como as respectivas eficiências de remoções obtidas em cada dia operacional.

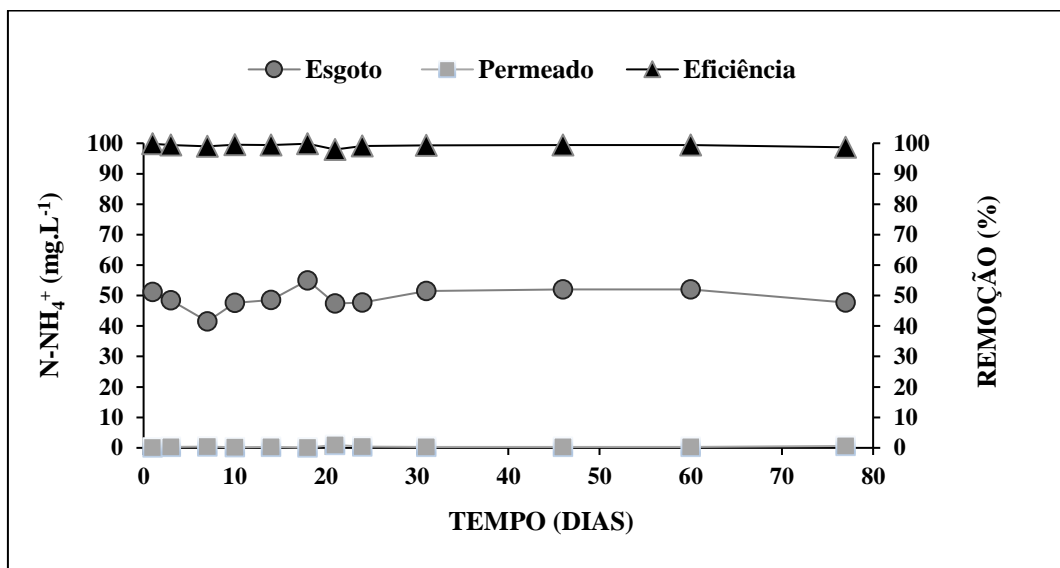
Figura 21 - Evolução do parâmetro nitrogênio total do esgoto afluyente e do permeado, bem como as respectivas eficiências de remoções.



Os resultados apontam um teor médio de nitrogênio total no esgoto de $65,64 \pm 10,43$ mg.L⁻¹, enquanto que no permeado esta concentração foi de $18,15 \pm 3,31$ mg.L⁻¹, resultando em uma eficiência média de remoção de nitrogênio total de 72,14 %. A concentração de nitrogênio total presente no esgoto bruto ao entrar no BRMBS-LM sofre o processo de diluição, visto que metade do volume do licor misto presente no reator é referente ao ciclo operacional anterior. Tal característica resulta em uma redução de aproximadamente 50 % na concentração de nitrogênio total ao final do ciclo, visto que no início do ciclo posterior ainda há a presença de nitrato no licor misto. A remoção de 72,14 %, maior do que o esperado, está associada a realização dos processos de nitrificação e desnitrificação no licor misto e sob o material suporte. Este valor adicional na remoção de nitrogênio pode também ser decorrente da assimilação por bactérias via síntese celular, visto que esta via pode ser responsável por 15-30% da remoção de nitrogênio total (EPA, 2010).

O bom desempenho no processo de remoção de nitrogênio está associado a presença de microrganismos no BRMBS-LM responsáveis pela nitrificação e desnitrificação, tais como as bactérias autotróficas e heterotróficas, respectivamente (METCALF e EDDY, 2015). Em relação ao processo de nitrificação, a Figura 22 apresenta a distribuição das amostragens de N-NH₄⁺ referente ao esgoto sanitário (afluente) e permeado (efluente), bem como as respectivas eficiências de remoções obtidas em cada dia operacional.

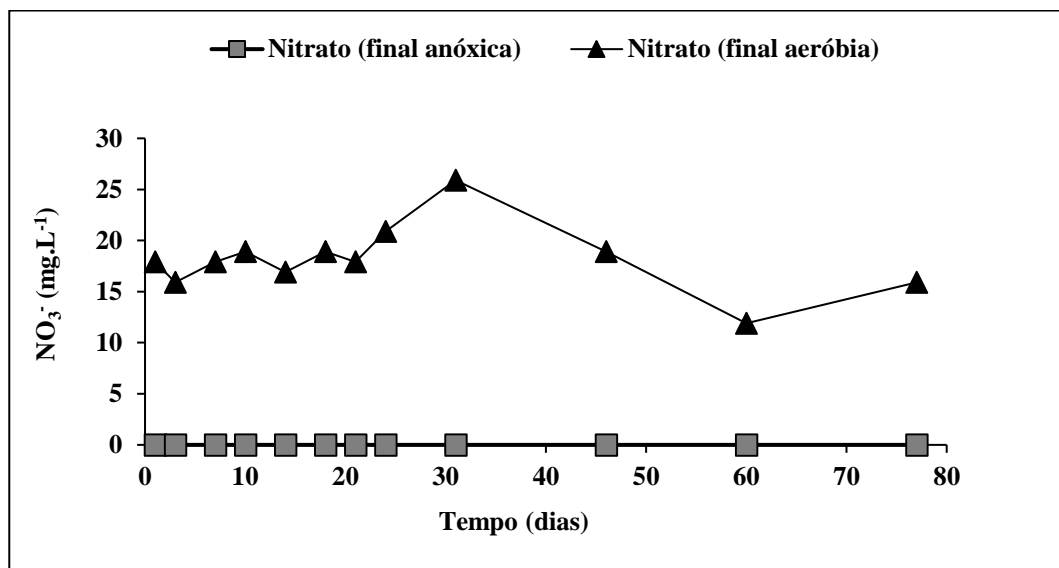
Figura 22 - Evolução do parâmetro $N-NH_4^+$ do esgoto afluyente e do permeado, bem como as respectivas eficiências de remoções.



Os resultados apontam um teor médio de nitrogênio amoniacal no esgoto de $49,21 \pm 3,43 \text{ mg.L}^{-1}$, enquanto que no permeado esta concentração foi de $0,36 \pm 0,24 \text{ mg.L}^{-1}$, resultando em uma eficiência média de remoção de $N-NH_4^+$ de 99,25 %. A elevada eficiência obtida pode ser associada a manutenção de parâmetros, como o pH e oxigênio dissolvido, próximos ao ideal para o desempenho do processo de nitrificação. Em relação ao pH, este se manteve com valores entre 7,5-8,00 ao longo de todo período operacional. Araújo (2006) reporta que a faixa ótima de pH para a atividade nitrificante está entre 7,5-8,0, visto que em valores de pH abaixo de 6,8 ocorre um decréscimo considerável na velocidade de reação de nitrificação. Por fim, a alta concentração de oxigênio dissolvido, com valor médio de $4,7 \text{ mg.L}^{-1}$, também contribuiu para o bom desempenho do processo de nitrificação.

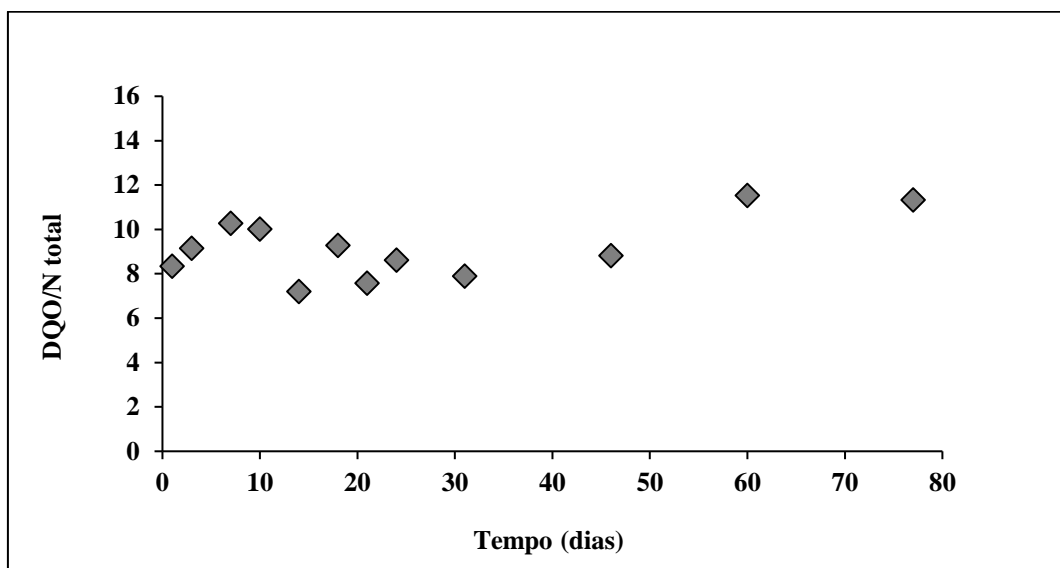
Após a etapa de oxidação da amônia a nitrato, decorria-se o processo de desnitrificação no ciclo posterior, especificamente na etapa anóxica. A Figura 23 apresenta a distribuição das amostragens de NO_3^- que eram realizadas ao final da etapa aeróbia e ao final da etapa anóxica do ciclo seguinte.

Figura 23 - Distribuição das amostragens de NO_3^- ao final da etapa aeróbia e ao final da etapa anóxica.



Os resultados evidenciam a ocorrência do processo de desnitrificação, visto que a concentração de nitrato ao final da fase anóxica durante todo o período operacional se manteve nula. O excelente desempenho do processo de desnitrificação ao longo do período operacional está associado a disponibilidade de carbono orgânico durante a etapa anóxica, visto que o processo de redução do nitrato à nitrogênio gasoso é mediado por bactérias heterotróficas, conforme apresentado na Figura 20. Helmermadhok *et al.* (2012) reportam que para o bom desempenho do processo de desnitrificação, deve-se manter uma relação C: N maior que 2,5. Nesta pesquisa, a relação entre carbono orgânico disponível e nitrogênio total, expressa em $\text{DQO}/\text{N}_{\text{total}}$, variou-se entre 8,5 e 12 $\text{gDQO}/\text{gN}_{\text{total}}$, conforme apresentado na Figura 24.

Figura 24 - Relação DQO do esgoto/Ntotal verificada ao longo dos dias operacionais.

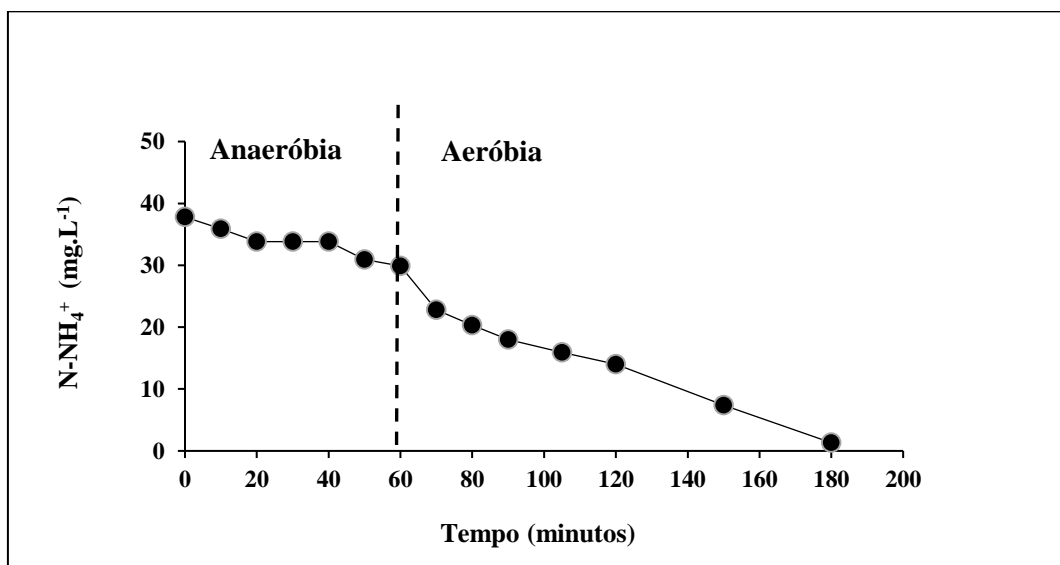


A variação observada ao longo do período operacional resultou em um valor médio de $9,17 \pm 1,39$ gDQO/gNtotal. Esta relação DQO/Ntotal de 9,17 contribuiu para o bom desempenho da desnitrificação, uma vez que este é um processo heterotrófico que requer uma fonte de carbono orgânico para que a redução de nitrato à nitrogênio ocorra.

4.1.4.1. Análise de Ciclo

A Figura 25 apresenta a evolução detalhada do nitrogênio amoniacal ao longo do ciclo operacional.

Figura 25 - Evolução da concentração de nitrogênio amoniacal ao longo do ciclo.

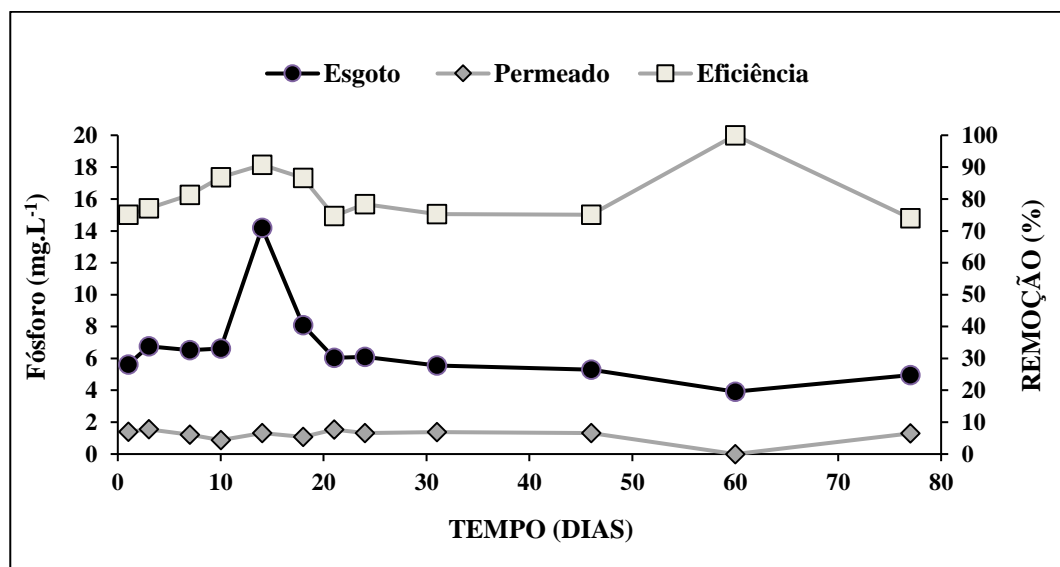


Observa-se que a remoção de amônia durante a etapa anaeróbia é baixa, visto que durante essa fase a concentração de oxigênio dissolvido permanece abaixo de 1 mg.L^{-1} . Com o início da aeração, ocorre um aumento progressivo na concentração de OD, propiciando o desenvolvimento do processo de nitrificação. Ao final da etapa aeróbia, a concentração de N-NH_4^+ , que inicialmente era de $37,8 \text{ mg.L}^{-1}$ reduz para $1,32 \text{ mg.L}^{-1}$. Quanto a velocidade de consumo de nitrogênio amoniacal, esta apresentou um valor de $1,97 \text{ mg.N-NH}_4^+ \cdot \text{g.SSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$. Este valor de velocidade de consumo de N-NH_4^+ está próximo ao reportado por Zhang *et al.* (1997), que alcançaram uma velocidade de consumo de nitrogênio amoniacal em seu biorreator a membrana de $2,28 \text{ mg N-NH}_4^+ \cdot \text{g.SSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$.

4.1.5 Remoção de fósforo

A Figura 26 apresenta a distribuição das amostragens de Fósforo Total referente ao esgoto sanitário (afluente) e permeado (efluente), bem como as respectivas eficiências de remoções obtidas em cada dia operacional.

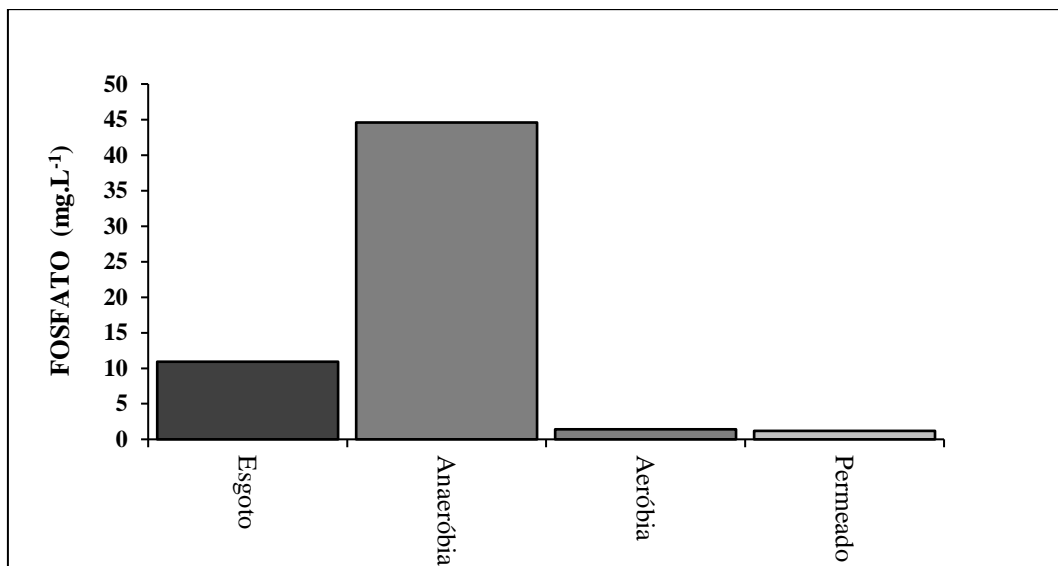
Figura 26 - Evolução do parâmetro fósforo do esgoto afluente e do permeado, bem como as respectivas eficiências de remoções.



Os resultados apontam um teor médio de fósforo no esgoto de $6,64 \pm 2,60 \text{ mg.L}^{-1}$, enquanto que no permeado esta concentração foi de $1,19 \pm 0,42 \text{ mg.L}^{-1}$, resultando em uma eficiência média de remoção de fósforo de 81,26 %. Tal eficiência de 81,26% alcançada nesta pesquisa está diretamente associada ao desempenho do processo de liberação e absorção de

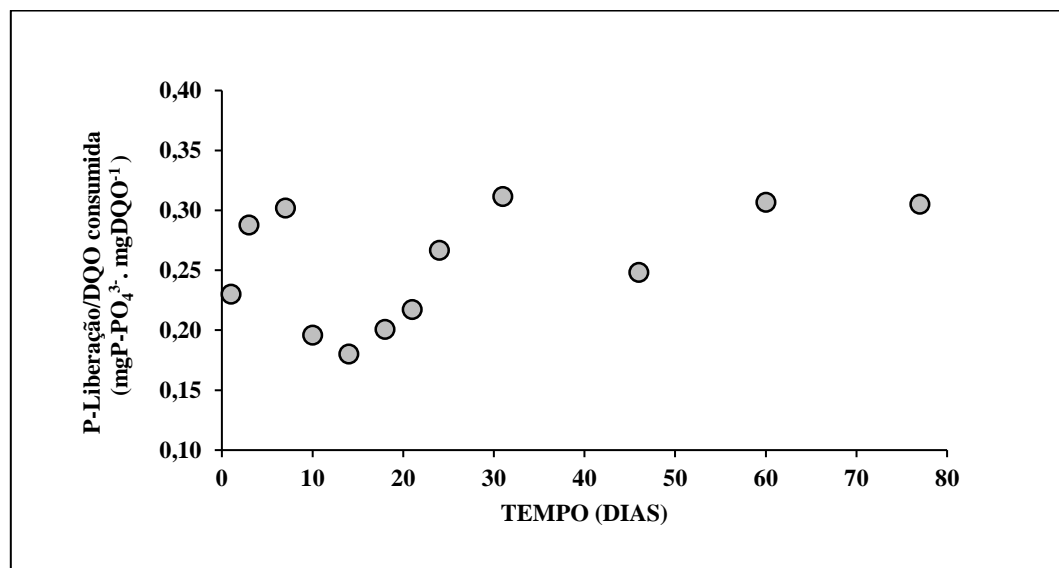
fosfato ao longo das etapas do ciclo operacional, conforme monitorado durante o período experimental e detalhado na Figura 27.

Figura 27 - Concentração média de fosfato no esgoto, etapa anaeróbia, aeróbia e no permeado.



Os resultados apresentados na Figura 27 evidenciam o aumento do teor de fosfato ao longo da etapa anaeróbia e a redução durante a fase aeróbia, indicando o desenvolvimento do processo de remoção biológica otimizada de fósforo (EBPR) durante o período experimental. O bom desempenho do processo EBPR é dependente de algumas variáveis, dentre as quais destacam-se (i) temperatura; (ii) concentração de matéria orgânica e; (iii) presença de nitrato na etapa anaeróbia. Em relação a temperatura, esta se manteve em 20° C durante todo o período experimental. Tal valor é reportado por Whang e Parque (2006) como recomendável, visto que temperaturas superiores as 20° C propiciam o crescimento dos organismos acumuladores de glicogênio (GAO), implicando na eficiência do processo EBPR. Já em termos de concentração de matéria orgânica, Schuler e Jenkins (2003) reportam que uma possível verificação da influência da fonte de carbono na eficiência do processo EBPR, está em monitorar a proporção entre a concentração de fósforo liberada e o consumo de DQO ao final da etapa anaeróbia (P-liberação/DQO-consumida). A Figura 28 apresenta com detalhes esta relação ao longo do período experimental.

Figura 28 - Comportamento da relação (P-liberação/DQO-consumida) ao longo do período experimental.

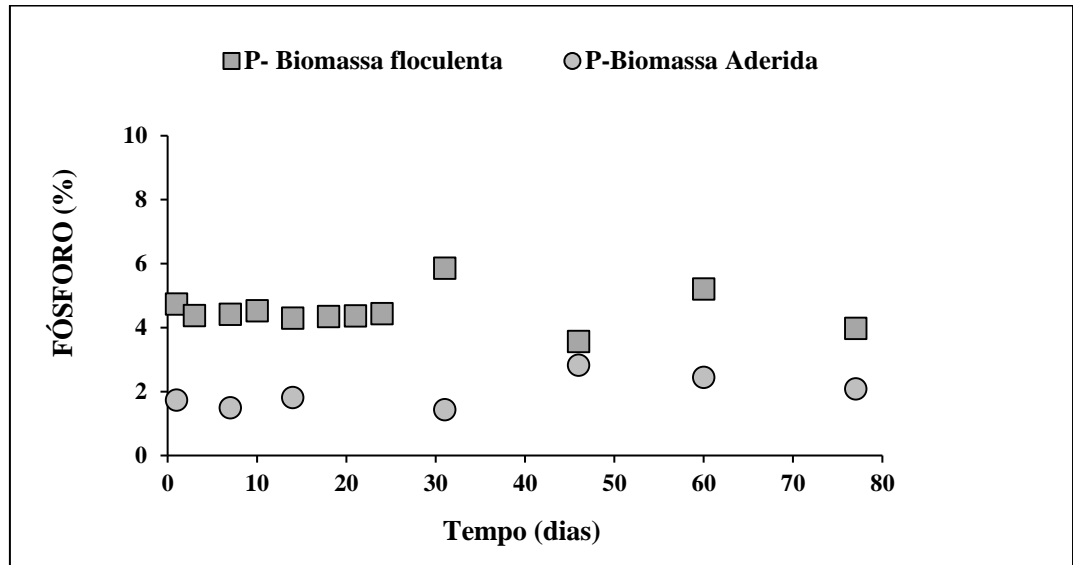


Bassin *et al.* (2012) explica que valores mais reduzidos desta relação favorecem o consumo da matéria orgânica através das GAOs. Tal comportamento reduz a eficiência do processo EBPR, visto que diferentemente das PAOs, as GAOs não contribuem para a remoção de fosfato, uma vez que em seu metabolismo não há a liberação/consumo desse nutriente. Porém, neste estudo a relação P-liberação/DQO-consumida manteve-se na faixa entre 0,20 e 0,30 mgP-PO₄³⁻.mgDQO⁻¹, variação esta que favorece o consumo de matéria orgânica pelas PAOs, portanto, não comprometendo o desempenho da remoção biológica de fósforo.

4.1.5.1 Proporção de Fósforo presente na biomassa aderida e na biomassa floculenta

A Figura 29 apresenta o monitoramento da porcentagem de fósforo presente na biomassa aderida e na floculenta ao longo do período operacional.

Figura 29 - Monitoramento da porcentagem de fósforo presente na biomassa aderida e na floculenta ao longo do período operacional.

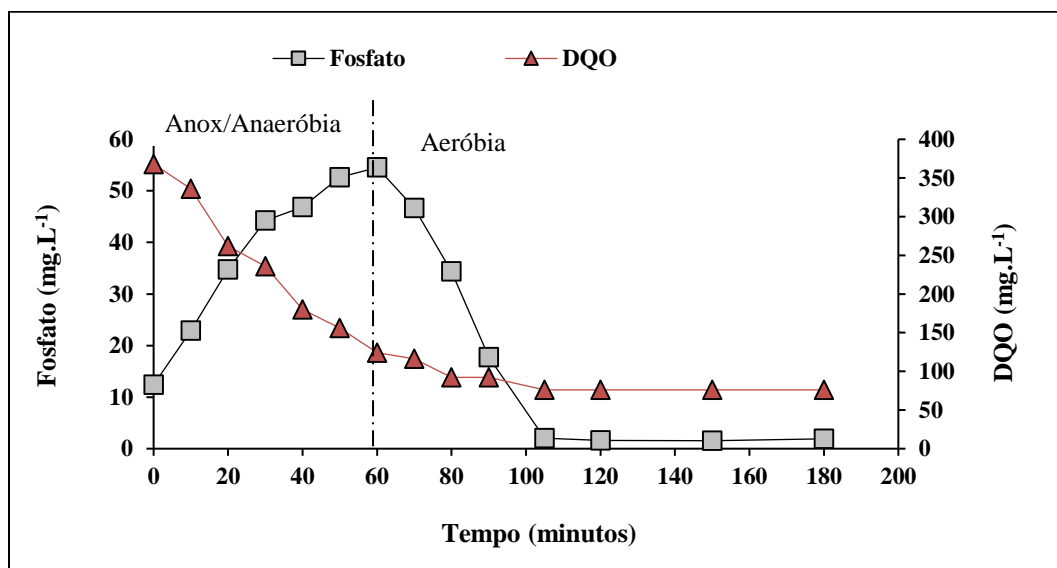


Os resultados obtidos quanto a porcentagem média de fósforo presente na biomassa aderida foi de $1,98 \pm 0,51$ %, enquanto que na biomassa floculenta este valor foi de $4,51 \pm 0,58$ %. Tal proporção presente na biomassa floculenta está dentro da faixa observada para sistemas que desenvolvem o processo EBPR, ao passo que a proporção observada no biofilme não. Este comportamento pode estar associado a baixa presença de PAOs sob o meio suporte, visto que o biofilme presente sob o material suporte possui alta idade de lodo, condição essa desfavorável para o crescimento dos organismos acumuladores de fósforo (PAOs). Tal característica de idade de lodo elevada do biofilme está associada ao não descarte desta biomassa que se encontra aderida sob o meio suporte.

4.1.5.2 Análise de Ciclo

A Figura 30 apresenta o desenvolvimento do processo de liberação e absorção de fósforo, bem como o consumo de DQO ao longo deste ensaio.

Figura 30 - Desenvolvimento dos parâmetros: fosfato e DQO ao longo do ciclo operacional.



Observa-se que a concentração máxima de P-PO₄ é atingida ao final da fase anaeróbia, enquanto que a mínima foi verificada durante a fase aeróbia, com valores de 54,53 mg.L⁻¹ e 1,54 mg.L⁻¹, respectivamente. A velocidade de absorção de fosfato observada foi de 10,14 mgP.gSSV⁻¹.h⁻¹. Tal valor está próximo ao de Yang *et al.* (2010), que observaram uma velocidade de absorção de fosfato de 14,9 mgP.gSSV⁻¹.h⁻¹ em um biorreator à membrana de leito móvel tratando esgoto sintético. Estes autores atribuem este valor às condições adotadas para o desenvolvimento dos organismos acumuladores de fósforo.

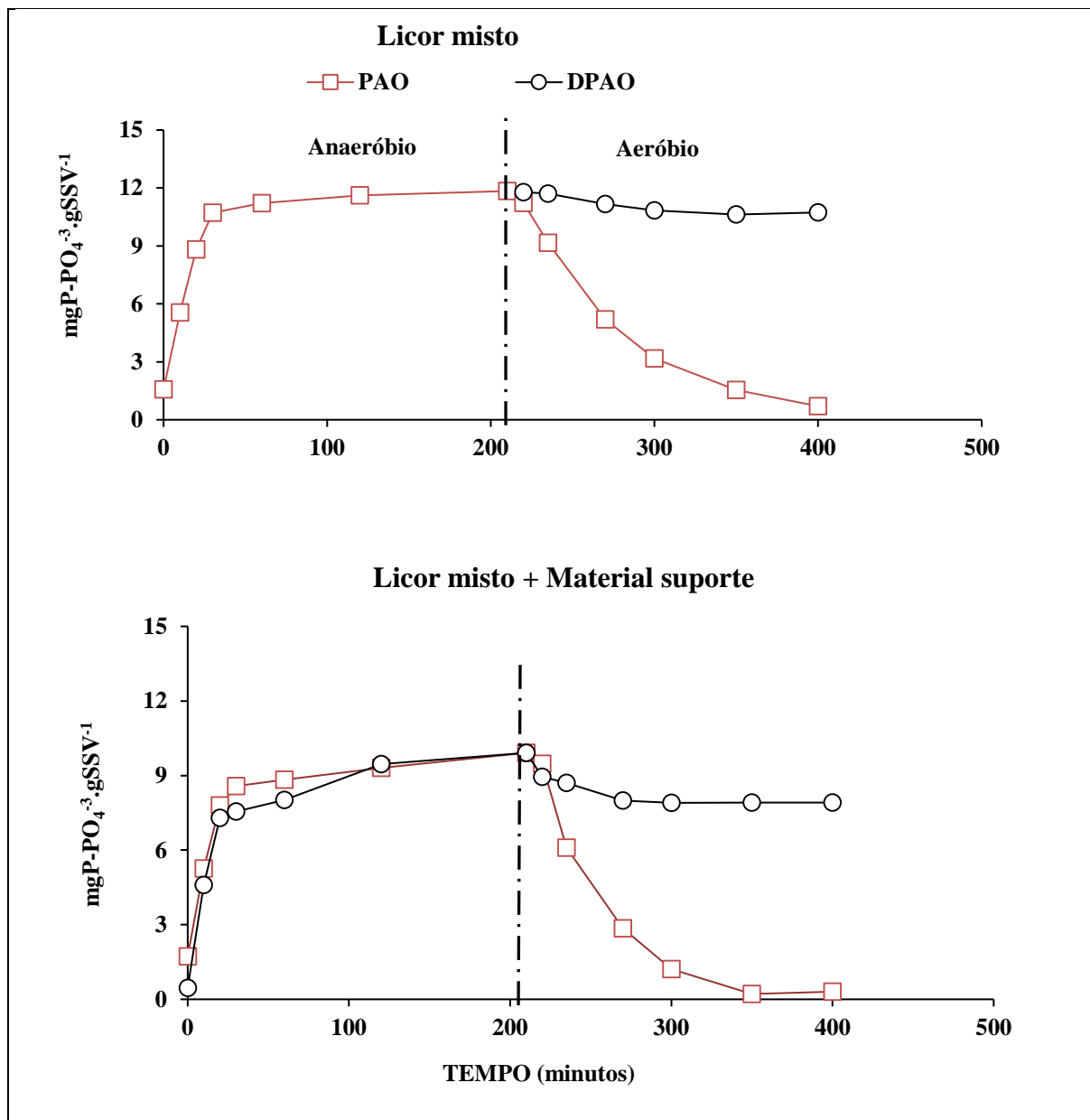
Em relação a DQO, constata-se que o maior consumo sucede na fase anóxica/anaeróbia, visto que é nesta etapa que os organismos acumuladores de fosfato (PAOs) realizam o processo de assimilação da matéria orgânica de fácil degradação, conforme discutido no item 4.1.3. Durante a etapa aeróbia constata-se um baixo consumo de DQO, uma vez que a maior porção de matéria orgânica de fácil biodegradabilidade já foi assimilada pelas PAOs durante a etapa anóxica/anaeróbia.

4.1.5.3 Ensaios de bancada: Atividade dos Organismos Acumuladores de Fósforo (PAO) e Organismos Acumuladores de Fósforo Desnitrificantes (DPAO)

Através deste ensaio buscou-se identificar o desempenho da atividade de liberação e absorção de fosfato via PAO e DPAO, sob duas situações, sendo: um ensaio realizado apenas com o licor misto do reator e outro em paralelo com o licor misto e o material suporte. Tais

situações foram realizados com intuito de observar a influência do material suporte sob a liberação/absorção de fósforo. A Figura 31 apresenta o desempenho deste ensaio de bancada.

Figura 31 - Comportamento da liberação e absorção de fosfato via organismos acumuladores de fósforo (PAO) e organismos acumuladores de fósforo desnitrificantes (DPAO) sob as duas situações: licor misto e licor misto com material suporte, respectivamente.



Os resultados deste ensaio apontam uma maior capacidade de absorção de fosfato pelas PAOs em detrimento as DPAOs, conforme observado na pesquisa de Yang *et al.* (2010) e Belli (2016). Em relação ao desempenho das DPAOs, observou-se uma maior capacidade de absorção de fosfato sob a condição em que o material suporte estava presente, visto que a

difusão de oxigênio dissolvido sob o material suporte é mais dificultosa quando comparada ao licor misto. A Tabela 8 evidencia tais resultados.

Tabela 8 - Velocidade de liberação e absorção de fosfato para ambas as situações.

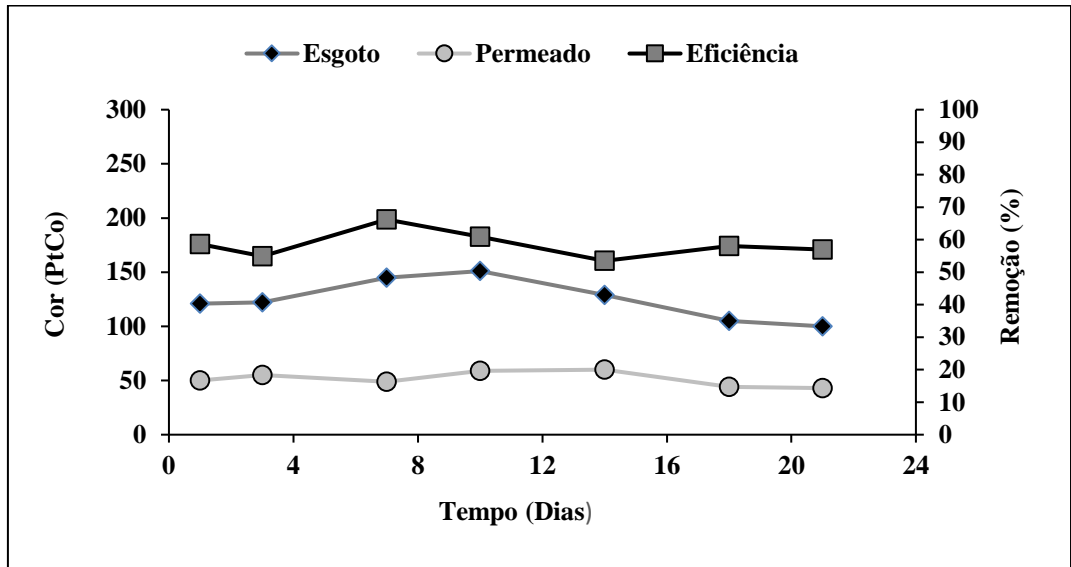
Ensaio	Parâmetro	Unidade	LICOR MISTO	LICOR MISTO + MS
PAO	P-Liberação	mgP.gSSV ⁻¹ .h ⁻¹	18,29	18,25
	P-Absorção	mgP.gSSV ⁻¹ .h ⁻¹	6,64	7,06
DPAO	P-Liberação	mgP.gSSV ⁻¹ .h ⁻¹	18,29	20,54
	P-Absorção	mgP.gSSV ⁻¹ .h ⁻¹	0,68	1,92
% DPAO		-	10,23	27,27

Conforme a Tabela 8, a absorção de fosfato via DPAO na presença do material suporte resultou em um valor de 2,5 vezes maior do que unicamente o licor misto. Esta maior absorção de fosfato sob condições anóxicas, é reportada por Kuba, Loosdrecht e Heijnen (1996) sendo vantajosa, visto que o processo simultâneo de desnitrificação e remoção de fósforo necessitam menor concentração de matéria orgânica em detrimento a processos biológicos de remoção de fósforo e nitrogênio sucedidos separadamente. Além desta vantagem, este processo propicia uma redução da aeração, visto que nesta situação o nitrato é o acceptor de elétrons, e não mais o oxigênio.

4.1.6 Remoção de Cor e Turbidez

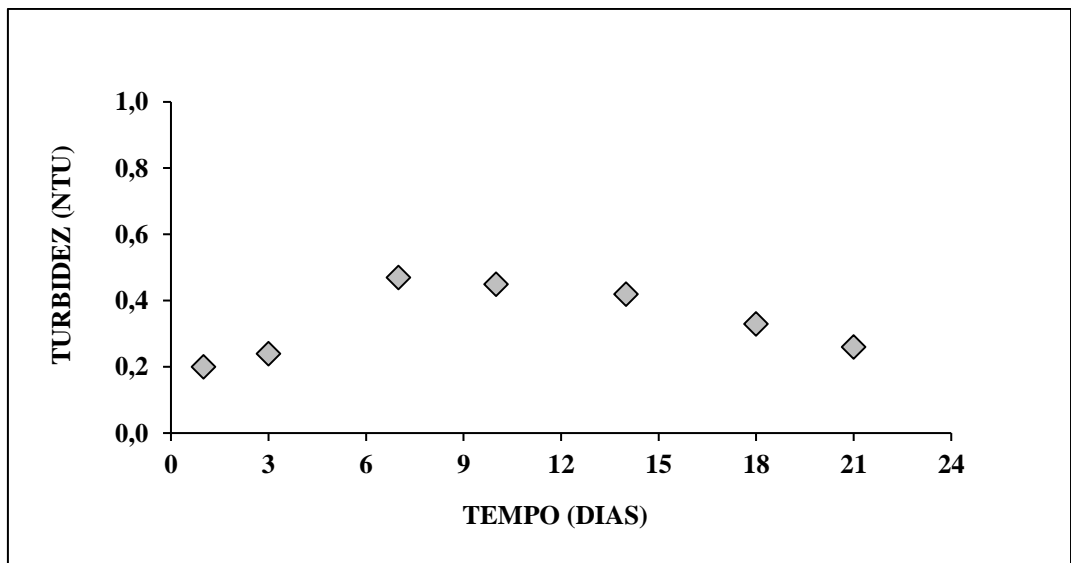
A cor e a turbidez passaram a ser monitorados nos últimos 21 dias de operação do reator, a fim de avaliar o desempenho do BRMBS-LM frente a tais parâmetros. A Figura 32 apresenta a distribuição das amostragens de cor verdadeira referente ao esgoto sanitário (afluente) e permeado (efluente), bem como as respectivas eficiências de remoções obtidas em cada dia operacional.

Figura 32 - Evolução dos resultados obtidos para cor verdadeira do esgoto afluente e do permeado, bem como suas respectivas eficiências ao longo do período de operação.



Os resultados apontam um teor médio de cor verdadeira no esgoto de $124,71 \pm 18,89$ mg.L^{-1} , enquanto que no permeado esta concentração foi de $51,43 \pm 6,80$ mg.L^{-1} , resultando em uma eficiência média de remoção de cor de 58,47%. Este valor de 58,47% encontra-se próximo ao reportado por Kelnner (2014), que em sua pesquisa obteve uma eficiência de 64,3% de remoção de cor em seu BRM-LM. Tais valores de eficiência podem ser considerados altos, visto que a membrana tem como característica a retenção de substâncias suspensas e não compostos dissolvidos. Em relação a presença de substâncias suspensas, a Figura 33 apresenta os teores de turbidez presentes no permeado ao longo do período operacional.

Figura 33 - Teores de turbidez presentes no permeado ao longo do período operacional.



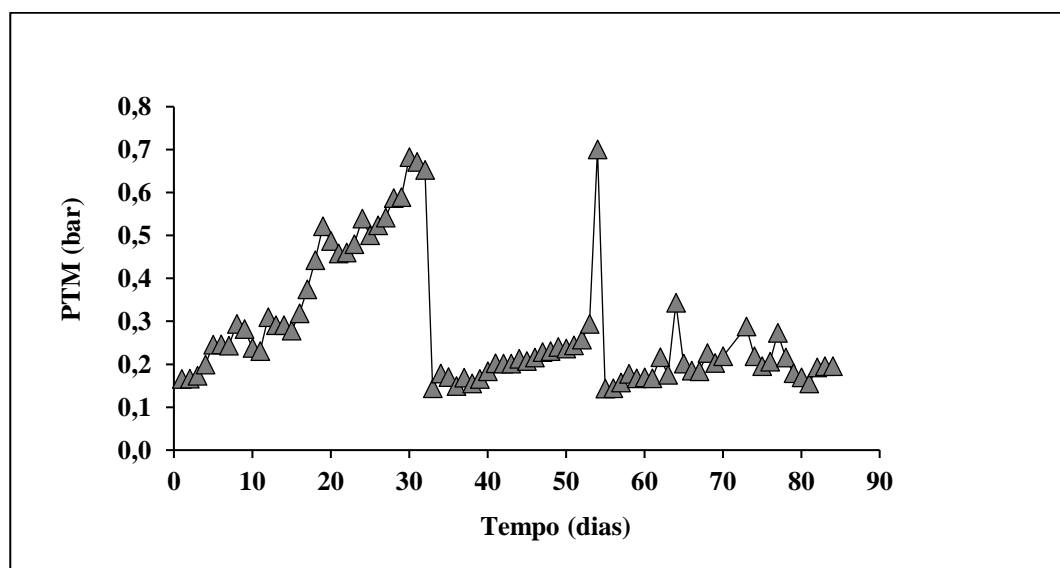
Os resultados evidenciam a elevada capacidade da filtração por membranas em remover substâncias suspensas ao longo de todo período analisado, visto que o presente sistema apresentou um teor médio de turbidez no permeado de $0,34 \pm 0,11$ NTU. A NBR 13969 que dispõe sobre reúso de efluentes após a realização do tratamento, estabelece o valor de 5 NTU como teor máximo de turbidez em efluentes destinados ao reúso para fins urbanos não potáveis. Neste enfoque, o permeado da presente pesquisa encontra-se abaixo do valor máximo permitido por tal norma, portanto, estando apto para o reúso, em termos do parâmetro turbidez.

4.2 PARÂMETROS ASSOCIADOS À MEMBRANA

4.2.1 Pressão Transmembrana e Tempo de Sucção Capilar

A Figura 34 apresenta o comportamento da pressão transmembrana ao longo dos dias operacionais.

Figura 34 - Comportamento da Pressão Transmembrana (PTM) ao longo dos dias operacionais.



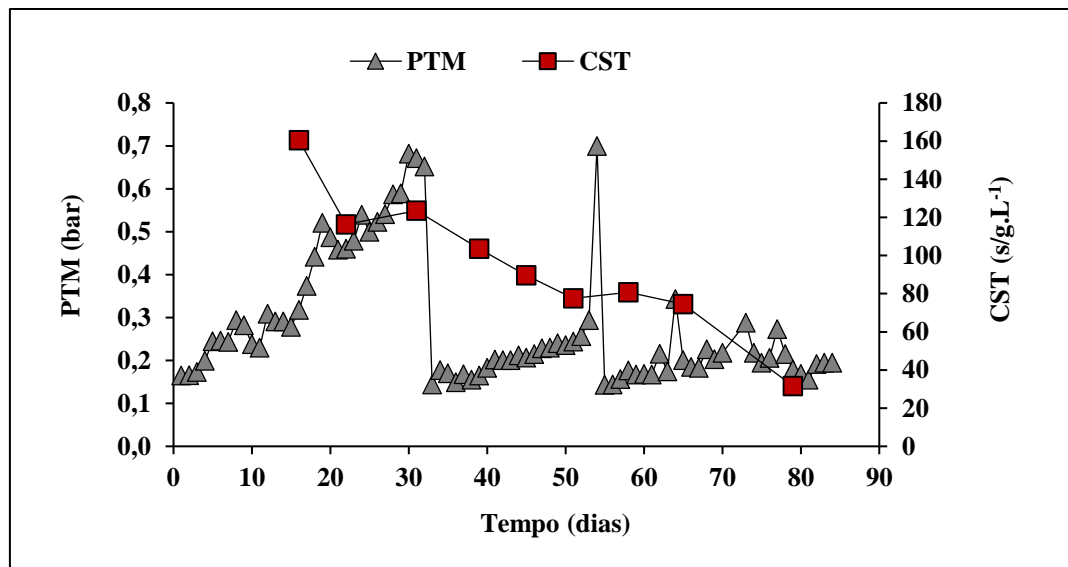
Ao longo do período operacional procedeu-se dois procedimentos de limpeza, sendo uma química no dia operacional 33, e uma física no dia operacional 53. Em relação a limpeza química, esta foi procedida no dia operacional 33 devido ao alcance da pressão máxima de 0,7 bar. A velocidade de colmatação da membrana nesses 33 dias operacionais foi de $16,67$ mbar.dia⁻¹. Tal valor encontra-se acima do reportado por Belli (2015), que em seu biorreator a membrana operando com um tempo de detenção hidráulico de 20 horas e idade do lodo de 20 dias observou uma velocidade de colmatação de $1,95$ mbar.dia⁻¹. O alto valor encontrado pode

ser atribuído as condições operacionais adotadas nessa pesquisa, tais como o reduzido tempo de detenção hidráulico (6 horas) e a alta carga orgânica volumétrica. Tais condições operacionais propiciam as seguintes situações: (i) aumento da vazão de tratamento; (ii) maior crescimento da biomassa; (iii) maior excreção de substâncias poliméricas extracelulares e; (iv) maior colmatação da membrana.

Já a segunda limpeza da membrana, procedida no dia operacional 53, é decorrente de um problema operacional no reator devido ao mal funcionamento de seu sensor de nível. Tal falha operacional fez com que o sistema procedesse seguidas filtrações sem que houvesse o reabastecimento do esgoto bruto na unidade. O não reabastecimento do esgoto aliado as seguidas filtrações, resultou em um licor misto bastante concentrado. A filtração deste licor misto ocasionou um maior depósito de sólidos sob os poros da membrana, acelerando por sua vez o processo de colmatação da membrana.

Observou-se ao longo da pesquisa que o aumento da pressão transmembrana ao longo dos dias operacionais pode estar associada ao tempo de sucção capilar. Tal dependência entre esses parâmetros é apresentada na Figura 35.

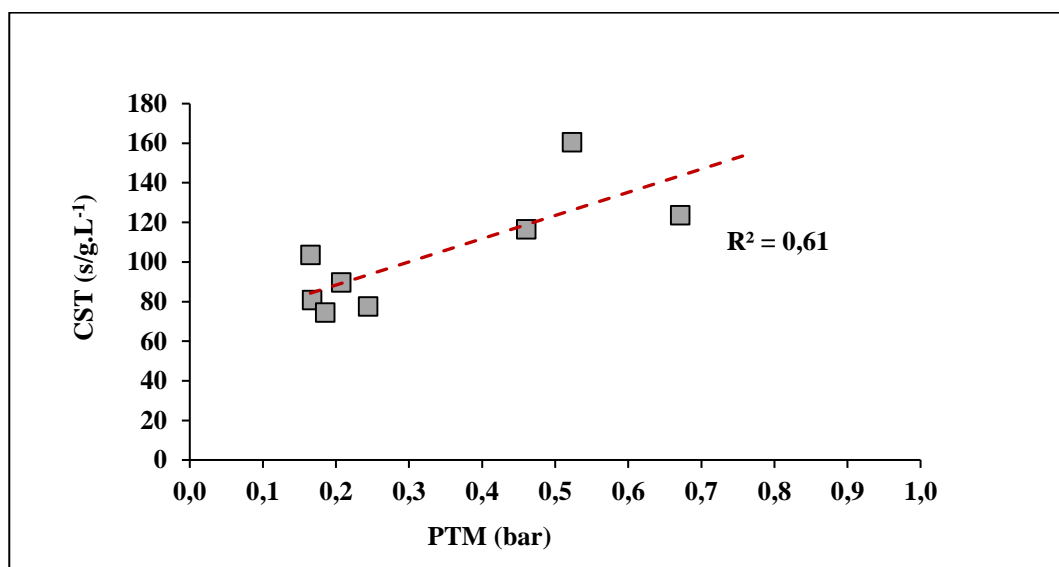
Figura 35 - Comportamento da Pressão Transmembrana e do Tempo de Sucção Capilar.



O aumento da colmatação da membrana nos primeiros 32 dias de operação, pode estar associada ao alto valor do tempo de sucção capilar (CST) observado ao longo desses dias. Jin *et al.* (2004) reportam que o CST é um indicador chave que possibilita relacionar as características do licor misto com a sua capacidade em acelerar o processo de colmatação das membranas. Esta relação entre o alto CST e o aumento do processo de colmatação das membranas foi constatada no estudo de Wang *et al.* (2006), que ao estudar a relação entre o

CST e a colmatação das membranas em seu BRM com membranas submersas, observou um coeficiente de correlação de Pearson de 0,876, evidenciando a forte relação entre esses dois parâmetros. Em relação a presente pesquisa, a Figura 36 apresenta a relação entre o parâmetro CST e a pressão transmembrana ao longo dos dias operacionais.

Figura 36 - Relação entre o CST e a PTM durante o período operacional.

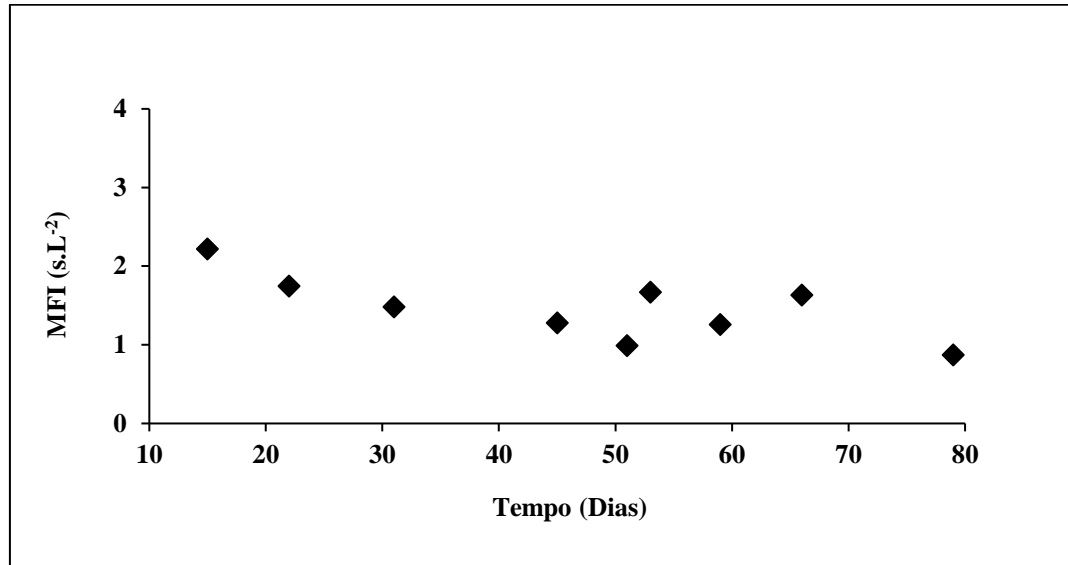


A relação entre o CST e a PTM, conforme ilustrado na Figura 17, apresentou um R^2 de 0,61. Tal valor de 0,61 confirma a relação entre esses dois parâmetros, justificando assim a maior velocidade de colmatação nos primeiros 32 dias de operação. A redução dos valores de CST entre os dias operacionais 40 e 80 resultou em um aumento mais lento da pressão transmembrana. Tal crescimento gradual da PTM fez com que o sistema não atingisse a pressão máxima para a limpeza das membranas.

4.2.2 Comportamento do MFI (membrane fouling index)

A Figura 37 apresenta a distribuição dos valores de MFI do licor misto ao longo dos dias operacionais.

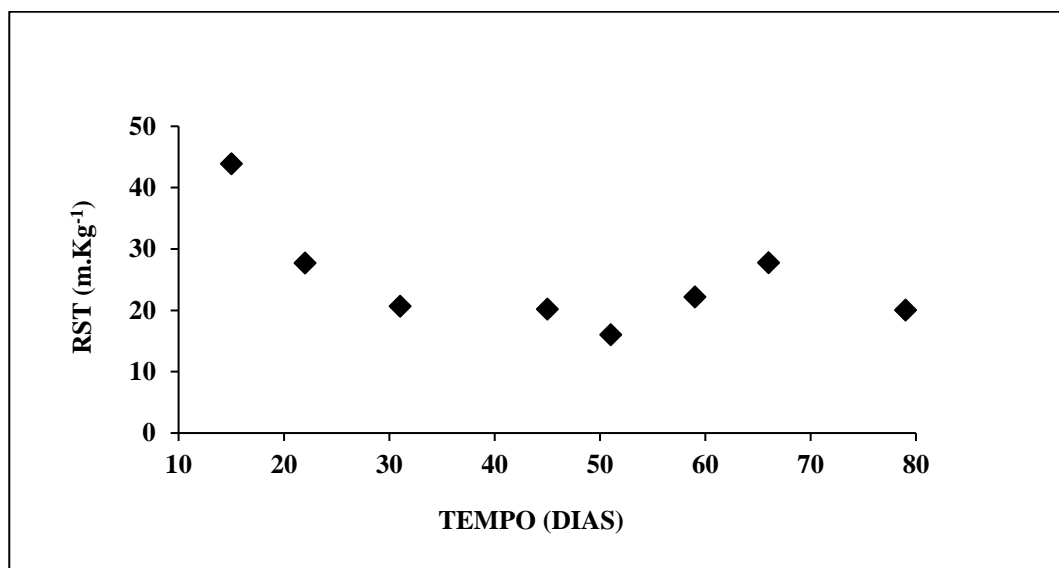
Figura 37 - Distribuição temporal dos valores do MFI do Licor-misto.



Durante o primeiro mês de operação, constata-se que o MFI apresentou um comportamento decrescente, estando próximo a 1s.L^{-2} , valor este reportado por Nederlof *et al.* (1998) como ideal para a redução da colmatação das membranas. Em termos de valores, observa-se que o maior MFI do licor misto encontrado foi de $2,220\text{s.L}^{-2}$, e o menor de $1,482\text{s.L}^{-2}$. Este valor de $2,220$ está próximo ao observado por Kelnner (2014), que ao avaliar o MFI do licor misto do seu biorreator a membrana híbrido (biomassa aderida e floculenta), observou um valor máximo de $1,899\text{s.L}^{-2}$. Já Belli (2015) ao avaliar um biorreator a membrana apenas com biomassa floculenta obteve um valor máximo de 4s.L^{-2} . Tal diferença entre o valor de MFI de Belli (2015) e o desta pesquisa foi também verificado por Duan *et al.* (2015), que ao compararem o índice de incrustação da membrana entre dois biorreatores a membrana, sendo um com biomassa floculenta e outro com biomassa floculenta e aderida, constataram uma maior velocidade de colmatação das membranas no sistema que havia apenas a biomassa floculenta. Os autores atribuem o menor valor de MFI do sistema híbrido à menor produção de substâncias poliméricas extracelulares (EPS) e produtos microbianos solúveis (SMP), discutidos na literatura como determinantes no processo de colmatação das membranas (DREWS, 2010).

Outro parâmetro associado a incrustação da membrana, é a resistência específica da torta (RST). Tal parâmetro é reportado como sendo a resistência da torta normalizada em relação a massa de biossólidos aderidas sobre a área da membrana. A Figura 38 apresenta a distribuição da RST ao longo dos dias operacionais.

Figura 38 - Comportamento da RST ao longo do período experimental.

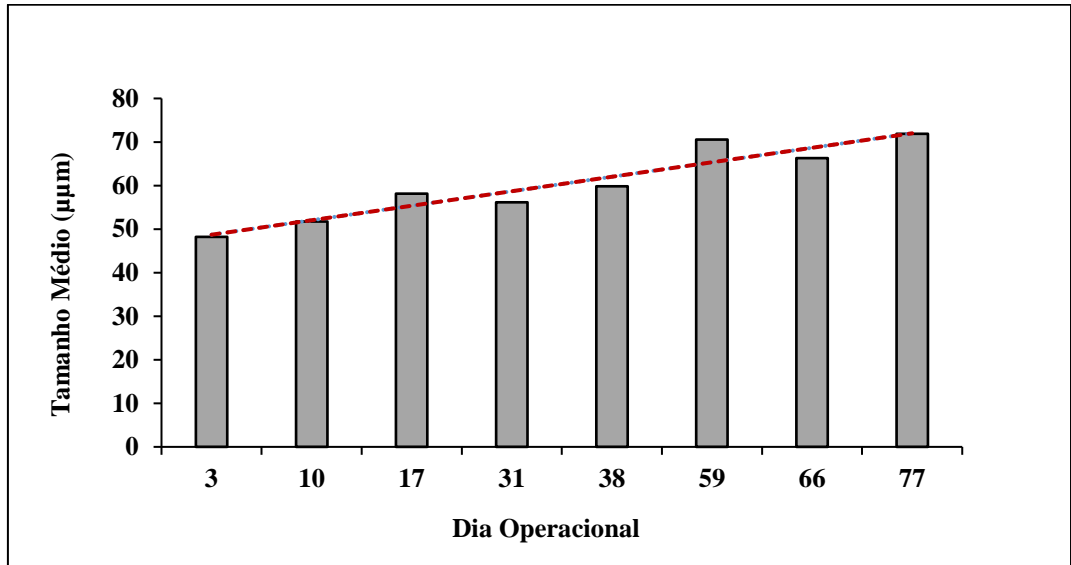


Observa-se ao longo do período experimental uma variação da RST entre 16 e 43 m. Kg⁻¹, resultando em um valor médio de $24,80 \pm 8,66$ m.Kg⁻¹. Ahmed *et al.* (2007) reportam em sua pesquisa que o aumento da resistência específica da torta pode estar associado a parâmetros como a idade do lodo, relação A/M e a concentração de sólidos suspensos. Já Cho *et al.* (2005) constataram uma relação direta entre o aumento da resistência específica da torta com o aumento da concentração de substâncias poliméricas extracelulares. Tais autores associam esta relação ao maior depósito dessas partículas sobre a superfície da membrana. Porém, nesta pesquisa observou-se pouca relação entre a RST e o aumento da pressão transmembrana ao longo dos dias operacionais.

4.2.3 Granulometria

A Figura 39 apresenta a evolução granulométrica do Licor Misto durante os dias operacionais.

Figura 39 - Evolução granulométrica do Licor Misto.



Constata-se por meio da linha de tendência que, durante a operação do BRMBS-LM, o tamanho médio das partículas teve um comportamento crescente, indicando um aumento do tamanho da suspensão biológica. Em relação a variação do tamanho dos componentes da suspensão biológica, este variou de 48,23 a 71,89 µm, com um tamanho médio de $60,36 \pm 8,59$ µm. Este valor de 60,39 encontra-se próximo ao reportado por Hu *et al.* (2012), que ao analisarem um biorreator a membrana de leito móvel sob fração de enchimento de 10 %, obtiveram um tamanho médio dos flocos de 64 µm.

O comportamento do tamanho médio dos flocos ao longo dos dias operacionais foi semelhante ao reportado por Li *et al.* (2012), que ao monitorar um biorreator a membrana constatou um aumento no tamanho dos flocos de 160 para 339 µm, após 40 dias de operação. Estes autores reportam que partículas com tamanhos menores propiciaram uma maior taxa de incrustação da membrana. Assim como Meng *et al.* (2006), que observaram uma elevada resistência a colmatação da membrana, quando o tamanho médio dos flocos era reduzido.

De modo geral, observou-se que o diâmetro dos flocos da suspensão biológica apresentou valores superiores ao tamanho dos poros das membranas (0,04 µm) do BRMBS-LM. Estes resultados indicam que a colmatação das membranas por entupimento dos poros foi pouco significativa ao longo do período operacional.

5 CONCLUSÃO

Com base nos dados observados durante a operação e monitoramento do biorreator a membrana em batelada sequencial de leito móvel (BRMBS-LM), conclui-se que:

- O BRMBS-LM apresentou uma excelente capacidade na remoção de matéria orgânica, com eficiência média de remoção de DQO de $96,98 \pm 2,10\%$. A filtração pelas membranas conferiu uma remoção média de 45 mg.L^{-1} de DQO, colaborando para a reduzida concentração deste parâmetro no permeado.
- Em relação ao nitrogênio total, decorreu uma remoção média de $72,14\%$. Tal remoção pode ser atribuída à realização dos processos de nitrificação e desnitrificação no licor misto e sob o material suporte, além da assimilação por bactérias via síntese celular.
- Em relação ao nitrogênio amoniacal, observou-se ao longo dos dias operacionais um teor médio no esgoto de $49,21 \text{ mg.L}^{-1}$, enquanto que no permeado esta concentração foi de $0,36 \pm 0,24 \text{ mg.L}^{-1}$, resultando em uma eficiência média de remoção de $99,25\%$. Observou-se por meio da análise de ciclo uma velocidade de consumo deste parâmetro de $1,97 \text{ mg.N-NH}_4^+ \text{ g.SSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$, indicando o bom desenvolvimento do processo de nitrificação ao longo do ciclo operacional.
- Quanto ao nitrato, observou-se que a concentração deste parâmetro ao final da fase anóxica durante todo o período operacional se manteve nula. Tal comportamento da concentração de nitrato comprova a ocorrência do fenômeno de desnitrificação.
- Em termos de fósforo, observou-se uma remoção média de $81,26\%$, mantendo-se a concentração no permeado sempre abaixo de $1,55 \text{ mg.L}^{-1}$. Tal eficiência vale ser destacada, visto que a remoção de fósforo via remoção biológica necessita de condições específicas que em muitos casos impedem o alcance de altas eficiências.
- Ainda em relação ao fósforo, observou-se através do ensaio de liberação e absorção de fosfato via PAO e DPAO que a presença do material suporte propiciou um aumento na absorção de fosfato via DPAOs.
- Com relação ao desempenho da membrana, o valor limite da pressão transmembrana de $0,7 \text{ bar}$, que indicava o processo de colmatação da membrana foi atingida em um momento,

especificamente no dia operacional 33. Constatou-se uma velocidade de colmatação de 16,67 mbar.dia⁻¹. Observou-se, também, que o processo de colmatação das membranas apresentou relação com os valores do tempo de sucção capilar.

- A filtração exercida pela membrana apresentou elevada capacidade na retenção de sólidos em suspensão, com um valor médio de turbidez de 0,34 NTU.

Em geral, o biorreator a membrana em batelada sequencial de leito móvel apresentou excelentes resultados na remoção de matéria orgânica e nutrientes, produzindo um efluente capaz de atender aos padrões estabelecidos para lançamento e reúso de esgoto. As elevadas eficiências observadas nesta pesquisa condicionam os biorreatores à membrana de leito móvel como um sistema propenso quando objetivado a remoção simultânea de matéria orgânica e nutrientes.

REFERÊNCIAS

AHMED, Z; CHO, J; LIM, B.-R; SONG, K.-G; AHN, K.-H. **Effects of sludge retention time on membrane fouling and microbial community structure in a membrane bioreactor.** Journal of Membrane Science, 2007. 287 (2), 211–218.

AKIN, B.S; UGURLU, A. **The effect of an anoxic zone on biological phosphorus release by a sequential batch reactor.** Bioresour. Technol. v. 94 (1). p.1-7. 2004.

ALMADA, R.B. **Avaliação de reatores de leito móvel com biofilme (MBBR) em série para tratamento de diferentes efluentes de refinaria de petróleo visando ao reúso industrial.** Tese (Doutorado em Engenharia Química). Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, 2012.

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 (UFMG). Belo Horizonte, 2009.

APHA, AWWWA, WPCF (1998). **Standard method for the examination of water and wastewater**, 20th Edition, Washington DC.

ARAÚJO, M.M. **Reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de água residuária de indústria produtora de lisina.** Tese, (Doutorado em Engenharia civil). Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo. São Paulo, 2006.

BASSIN, J.P. **Remoção biológica de nutrientes em sistemas compactos e estudo da diversidade microbiana por técnicas de biologia molecular**. Tese (Doutorado em Engenharia Química). Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, 2012.

BASSIN, J.; KLEEREBEZEM, R; DEZOTTI, M; VAN LOOSDRECHT, M.C.M. **Simultaneous nitrogen and phosphate removal in aerobic granular sludge reactors operated at different temperatures**. Water research 46 (2012) 3805-3816.

BATTISTELLI, A.A. **Eletro-biorreator a membrana aplicado ao tratamento de efluentes sanitários objetivando a remoção de fósforo e o controle da colmatação**. Qualificação (Mestrado em Engenharia Ambiental). Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC). Florianópolis, 2015.

BELLI, T. J. **Biorreator à membrana em batelada sequencial aplicado ao tratamento de esgoto visando a remoção de nitrogênio total**. Dissertação (mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2011.

BELLI, T. J. **Biorreator à membrana em batelada sequencial para a remoção de nutrientes do esgoto sanitário: desempenho do tratamento, colmatação das membranas e estratégias de otimização**. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental). Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC). Florianópolis, 2015.

BELLI, T. J.; AMARAL, P. A. P.; RÉCIO, M. A. L.; VIDAL, C. M. S.; LAPOLLI, F. R. **Biorreator à membrana em batelada sequencial aplicado ao tratamento de esgoto visando à**

remoção de nutrientes. Engenharia Sanitária e Ambiental, Florianópolis, v.17, n.2, p. 143-154, 2012.

BERNAL, R; VON GATTBERG, A; MACK, B. **Using Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment in Small Communities.** Water & Process Technologies (2012), p. 1-7.

BITTON, G. **Wastewater microbiology.** 3th edition. Gainesville, Florida: Wiley, 2005.

BROWN, P; ONG, S. K; LEE, Y. L. **Influence of anoxic and anaerobic hydraulic retention time on biological nitrogen and phosphorus removal in a membrane bioreactor.** Desalination, v. 270, p. 227–232, 2011.

BRINDLE, K., STEPHENSON, T. **The Application of Membrane Biological Reactors for the Treatment of Wastewaters.** Biotechnology and Bioengineering, 49 (1996) 601 – 610.

BUISSON, H., COTE, P., PRADERIE, M., PAILLARD, H. **The use of immersed membranes for upgrading wastewater treatment plants.** Water Science and Technology, 1998. v. 37, pp. 89-95.

CAGATAYHAN, B. E. **Comparison of recirculation configurations for biological nutrient removal in a membrane bioreactor.** Water Research, New York, v.42, p.1651 – 1663, 2008.

CHANG, I; CLECH, P.L; JEFFERSON, B; JUDD, S. **Membrane fouling in membrane bioreactors for wastewater treatment.** Environ. Eng. Sci. 128 (11) (2002) 1018–1029.

CHEN, F; BI, X; NG, Y.H. **Effects of bio-carriers on membrane fouling mitigation in moving bed membrane bioreactor.** Journal of Membrane Science, 2016. V.499, pp.134-142.

CHO, J; SONG, K,G; SONG,H; YUN, L,H;KIM, J,Y; CHUNG, T,H. **Quantitative analysis of biological effect on membrane fouling in submerged membrane bioreactor.** Water Sci. Technol. 51 (2005) 9–18.

CICEK, N; MACOMBER,J; DAVEL,J.; SUIDAN, T.M;AUDIC,J; GENESTET,P. **Effect of solids retention time on the performance and biological characteristics of a membrane bioreactor.** Water Sci Technol. 43(2001):43-50.

COMTE, S; GUIBAUD, G; BAUDU, M. **Biosorption properties of extracellular polymeric substances (EPS) resulting from activated sludge according to their type: soluble or bound.** Process Biochemistry, 2006, V.41 (4), 815–823.

COSTA, R.E. **Remoção de nitrogênio e fósforo de esgoto sanitário em biorreator a membrana de leito móvel operado na modalidade de batelada sequencial.** Qualificação (Doutorado em Engenharia Ambiental). Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC). Florianópolis, 2015.

CYBIS, L. F. A; SANTOS, A. V; GEHLING, G. R. **Eficiência do reator sequencial em batelada (RSB) na remoção de nitrogênio no tratamento de esgoto doméstico com DQO baixa.** Eng. Sanit. Ambient. vol. 9, n.3, p. 260-264, 2004.

DAVIS, M. L. **Water and Wastewater Engineering: Design Principles and Practice.** Wefpress, Michigan State University, 2010.

DEZOTTI, M.; SANT'ANNA JUNIOR, G. L.; BASSIN, J.P. **Processos biológicos avançados para tratamento de efluentes e técnicas de biologia molecular para o estudo da diversidade microbiana.** Rio de Janeiro: Editora Interciência, 2011. 368p. (v. 1).

DÍAZ, J.C.L; MUÑO, M.M; LÓPEZ, J.G; POYATOS, J.M. **Anaerobic/anoxic/oxic configuration in hybrid moving bed biofilm reactor-membrane bioreactor for nutrient removal from municipal wastewater.** Ecological Engineering, 2016. p.449-458. (v.91).

DREWS, A. **Membrane fouling in membrane bioreactors—Characterisation, contradictions, cause and cures.** Journal of Membrane Science 363 (2010) 1–28.

DUAN, L; JIANG, W; SONG, Y; XIA, S; HERMANOWICZ, S.W. **The characteristics of extracellular polymeric substances and soluble microbial products in moving bed biofilm reactor-membrane bioreactor.** Bioresource Technology, 2013. p.436-442.

DUAN, L; LI, S; HAN,S; SONG, Y; ZHOU,B; ZHANG, J. **Comparison between moving bed-membrane bioreactor and conventional membrane bioreactor systems. Part I: membrane fouling.** Environ Earth Sci, 2015. p.4881-4890.

EPA. **Nutrient Control Design Manual.** United States Environmental Protection Agency (2010), 369 pages.

ERSU, C. B.; ONG, S. K.; ARSLANKAYA, E.; BROWN, P. **Comparison of recirculation configurations for nutrient removal in a membrane bioreactor.** Water Research, New York, v.42, p.1651-1663, 2008.

FERREIRA, M.L.; LIER, J.B.V; GRAAF, J.H.J.M. **Impact of suspended solids concentration on sludge filterability in full-scale membrane bioreactors.** *Journal of Membrane Science*, 2015. p.68-75.

FIELD, R. W.; WU, D.; HOWELL, J. A.; GUPTA, B. B. **Critical Flux Concept for Microfiltration Fouling.** *Journal of Membrane Science*, v. 100, n. 3, p. 259-272, 1995.

FU, H. Y; XU, P.C; HUANG, G.H; CHAI, T; GAO,P.F. **Effects of aeration parameters on effluent quality and membrane fouling in a submerged membrane bioreactor using BoxBehnken response surface methodology.** *Desalination* 302 (2012) 33–42.

FU, C; BI, X; NG, H.Y. **Effects of bio-carriers on membrane fouling mitigation in moving bed membrane bioreactor.** *Journal of Membrane Science*, 2016. V.499, p.134-142.

GALIL, N.I; MALACHI, K.B; SHEINDORF, C. **Biological nutrient removal in membrane biological reactors.** *Environmental Engineering Science*, v. 26(4), p. 817-824, 2009.

GALLEGUILLLOS M. **Membrane Bioreactor: Membranes.** In _____. **Optimisation of landfill leachates treatment by membrane bioreactor.** University of Liège, PhD thesis, 2011. cap.2, p.38-44.

GEBREMARIAM, S. Y. **Research Advances and Challenges in the Microbiology of Enhanced Biological Phosphorus Removal—A Critical Review.** *Water Environment Research*, Volume 83 (2011).

GERARDI, M. H. **Troubleshooting the sequencing batch reactor**. 1ª Edição. New Jersey: John Wiley and Sons, 2010. p.216.

GIACOBBO, A. **Biorreator à Membrana Aplicado ao tratamento de efluentes**. Dissertação (Mestrado em Engenharia), Universidade Federal do Rio Grande do Sul (UFRS). Porto Alegre, 2010.

GRELIER, P; ROSENBERGER, S; TAZI-PAIN, A., 2006. **Influence of sludge retention time on membrane bioreactor hydraulic performance**. Desalination 192 (1-3), 10–17.

GUERRERO J, GUIASOLA A, BAEZA JA. **The nature of the carbon source rules the competition between PAO and denitrifiers in systems for simultaneous biological nitrogen and phosphorus removal**. Water Res 2011; 45: 4793–802.

HAN, S. S; HAN, S; BAE, T.H; JANG, G.G; TAK, T.M. **Influence of sludge retention time on membrane fouling and bioactivities in membrane bioreactor system**. Process Biochemistry, 40(2005): 2393–2400.

HELMER-MADHOK, C.; SCHMID, M.; FILIPOV, E.; GAUL, T.; HIPPEN, A.; ROSENWINKEL, K.H.; SEYFRIED, C.F.; WAGNER, M.; KUNST, S. **Deammonification in biofilm systems: population structure and function**. Water Science and Technology, 2002. V.46, n. 1-2, p. 223-231.

HIDAKA, T.; YAMADA, H.; KAWAMURA, M.; TSUNO, H. **Effect of dissolved oxygen conditions on nitrogen removal in continuously fed intermittent-aeration process with two tanks**. Water Science and Technology, 2002. V. 45, n. 12, p. 181-188.

HOOSHYARI, B.; AZIMI, A.; MEHRDADI, N. Kinetic analysis of enhanced biological phosphorus removal in a hybrid integrated fixed film activated sludge process. *Int. J. Environ. Sci. Tech.*, 2009. 149-158 (10 pages).

HU, J.; REN, H.; XU, K.; GENG, J.; DING, L.; YAN, X.; LI, K. **Effect of carriers on sludge characteristics and mitigation of membrane fouling in attached-growth membrane bioreactor**. *Bioresource Technology*, n. 122, p. 35–41. Doi:10.1016/j.biortech.2012.05.029, 2012.

HUANG, Z.; ONG, S.L.; NG, H.Y. **Submerged anaerobic membrane bioreactor for low-strength wastewater treatment: effect of HRT and SRT on treatment performance and membrane fouling**. *Water Res.* 45 (2011), 705-713.

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

JARUSUTTHIRAK, C.E; AMY, G. **Understanding soluble microbial products (SMP) in membrane fouling and flux decline**. *Environ. Sci. Technol.* 40: 969-974.

JENKINS, D.; RICHARD, M.G.; DAIGGER, G.T. **Manual on the causes and control of activated sludge bulking, foaming, and other solids separation problems**. (2003) 190 pages, 3rd edition, IWA Publishers.

Jl, L; ZHOU, J. **Influence of aeration on microbial polymers and membrane fouling in submerged membrane bioreactors**. *Journal of Membrane Science* (2006). V.276. p.168-177.

JIANG, T; KENNEDY, M.D; VAN DER MEER, W.G.J; VANROLLEGHEM, P.A;
SCHIPPERS, J.C. **The role of blocking and cake filtration in MBR fouling**. Desalination,
2003, v.157, pp.335-343.

JUDD, S.; JUDD, C. **The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors
in Water and Wastewater Treatment**. 2^a ed – Elsevier Ltd, Oxford, UK, 2011.

JUDD, S. **The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors in Water and
Wastewater Treatment**. Elsevier, Oxford, 2006.

KAEWSUK, J; THORASAMPAN, W; THANUTTAMAVONG, M; 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.

KELNNER, R.L. **Biorreator à membrana de leito móvel em bateladas sequenciais para a
remoção de nutrientes e matéria orgânica de efluentes sanitários**. Dissertação (Mestrado em
Engenharia Ambiental). Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade
Federal de Santa Catarina (UFSC). Florianópolis, 2014.

KHAN, S.J; REHMAN, Z.U; VISVANATHAN, C; JEGATHEESANN, V. **Influence of biofilm
carriers on membrane fouling propensity in moving biofilm membrane bioreactor**.
Bioresource Technology, 2012. p.161-164. (v.113).

KHAN, S.J; VISVANATHAN, C; JEGATHEESANN, V; AIN, R.B. **Influence of mechanical
mixing rates on sludge characteristics and membrane fouling in MBRs**. Separation Science
and Technology, 2008. p. 1826-1838. (v.43).

KIELING, D.D. **Estudo da remoção biológica de nitrogênio a partir de lodo nitrificante cultivado em meio autotrófico sob condições anóxicas.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Química). Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 2004.

KUBA, T, LOOSDRECHT, V; HEIJNEN, J J. **Phosphorus and nitrogen removal with minimal COD requirement by integration of denitrifying dephosphatation and nitrification in a two-sludge system.** Water Res. 30 (1996),1702–1710.

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

LASPIDOU, C.G; RITTMANN, B, E. **A unified theory for extracellular polymeric substances, soluble microbial products, and active and inert biomass.** Water Res. 36 (2002) 2711–2720.

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.

LEE, W.; KANG, S.; SHIN, H. **Sludge characteristics and their contribution to microfiltration in submerged membrane bioreactors.** Journal of Membrane Science, v. 216(1-2), p. 217– 227, 2003.

LEIKNES, T; ØDEGAARD, H. **The development of a biofilm membrane bioreactor.** Trondheim, Noriega: Norwegian University of Science and Technology, 2005.

LEIKNES, T; ØDEGAARD, H. **The development of a biofilm membrane bioreactor.**

Desalination 202 (2007) 135–143.

LEITE, A.E.B. **Simulação do lançamento de esgotos domésticos em rios usando um modelo de qualidade d'água, SisBAHIA.** Dissertação (Mestrado em Saúde Pública), Escola Nacional de Saúde Pública. Rio de Janeiro, 2004.

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

LI, J.F., YANG, F.L., LIU, Y., SONG, H.P., LI, D., CHENG, F.Q., 2012. **Microbial community and biomass characteristics associated severe membrane fouling during startup of a hybrid anoxic–oxic membrane bioreactor.** Bioresour. Technol. 103, 43–47.

LI, G.; YANG, M.; ZHANG, Y.; YU, T.; KAMAGATA, Y. **Nitrification performance and microbial community dynamics in a submerged membrane bioreactor with complete sludge retention.** J Biotechnol. 123 (2006), 60–70.

LIU, J.; ZUO, J.E.; YANG, Y.; ZHU, S.; KUANG, S.; WANG, K. **An autotrophic nitrogen removal process: short-cut nitrification combined with ANAMMOX for treating diluted effluent from an UASB reactor fed by landfill leachate.** Journal of Environmental Sciences (China), 2010. V. 22, n. 5, p. 777–783.

LOPEZ-VAZQUEZ, C.M; OEHMEN, A; HOOIJMANS, C.M; BRDJANOVIC, D; GIJZEN, H.J; YUAN, Z; VAN LOOSDRECHT, M.C.M. **Modeling the PAO-GAO competition: Effects of carbon source, pH and temperature.** Water Research, 2009. V.43, pp. 450-462

MANNINA, G; COSENZA, A. **The fouling phenomenon in membrane bioreactors: assessment of different strategies for energy saving.** Journal of Membrane Science, v. 444, p. 332-344, 2013.

MAROZENE, M.M; ZEPKA, L.Q; VIEIRA, J.G; QUEIROZ, M.I; LOPES, E.J. **A tecnologia de remoção de fósforo: gerenciamento do elemento em resíduos industriais.** Ambiente & Água - An Interdisciplinary Journal of Applied Science. Taubaté, 2014.

MASSÉ, A.; SPERANDIO, M.; CABASSUD, C. **Comparison of sludge characteristics and performance of a submerged membrane bioreactor and an activated sludge process at high solids retention time.** Water Research 40 (2006) 2405 – 2415.

MCADAM, J; MOSQUERA-LOSADA, M.R; PAPANASTASIS, V; PARDINI, A; RIGUEIRO-RODRÍGUEZ, A. **Silvopastoral systems: analyses of an alternative to open swards.** In: O'Mara FP, Wilkins RJ, Mannelje, L; LOVETT, D.K; ROGERS, P.A.M; Boland TM (eds) XX international grassland congress: offered pappers, Academic, Wageningen, The Netherlands, 2005. p.758-759.

MENG, F., ZHANG, H., YANG, F., ZHANG, S., LI, Y., ZHANG, X., 2006. **Identification of activated sludge properties affecting membrane fouling in submerged membrane bioreactors.** Sep. Purif. Technol. 51, 95–103

MENG, F; YANG, F; BAOQIANG, S; ZHANG, H. **A comprehensive study on membrane fouling in submerged membrane bioreactors operated under different aeration intensities.**

Separation and Purification Technology (2008). V.59. p. 91-100.

MENG, F; SHI, B; YANG, F; ZHANG, H. **Effect of hydraulic retention time on membrane fouling and biomass characteristics in submerged membrane bioreactors.** Bioprocess

Biosyst. Eng. 30 (2007) 359-367.

MENG, F; CHAE, S.R; DREWS, A; KRAUME, M; SHIN, H.S; YANG, F. **Recent advances in membrane bioreactors (MBRs): Membrane fouling and membrane material.** Water Research

43 (2009), 1489–1512.

METCALF; EDDY. **Wastewater Engineering - Treatment and reuse.** 4. ed. Boston: McGraw-Hill, 2003.

MISSAGIA, B. **Estudo das comunidades bacterianas em Filtros Biológicos Percoladores utilizados para o pós-tratamento de efluentes de um reator UASB.** 2010. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos). Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG). Belo Horizonte, 2010.

MONCLÚS, H.; SIPMA, J.; FERRERO, G.; RODRIGUEZ-RODA, I.; 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, 2010.

NAIR, R.R., DHAMOLE, P.B., LELE, S.S., D'SOUZA, S.F. **Biological denitrification of high strength nitrate waste using preadapted denitrifying sludge.** Chemosphere, 2007. v. 67, n. 8, pp. 1612-1617.

NEDERLOF, M. M.; KRUITHOF, J. C.; HOFMAN, J. A. M. H.; DE KONING, M.; VAN DER HOEK, J.-P.; BONNÉ, P. A. C. **Integrated multi-objective membrane systems application of reverse osmosis at the Amsterdam Water Supply.** Desalination, v. 119, n. 1-3, p. 263–273, 1998.

NG, H.Y; TAN, T.W; ONG, S.L., 2006. **Membrane fouling of submerged membrane bioreactors: impact of mean cell residence time and the contributing factors.** Environmental Science and Technology 40 (8), 2706–2713.

ØDEGAARD, H. **Innovations in wastewater treatment: the moving bed biofilm process.** Water Science and Technology, 2006. v. 53, 9, pp.17–33.

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

ONNIS-HAYDEN, A; MAJED, N; SCHRAMM, A; GU, A.Z. **Process optimization by decoupled control of key microbial populations: Distribution of activity and abundance of polyphosphate-accumulating organisms and nitrifying populations in a full-scale IFAS-EBPR plant.** Water Research, 2011. V.45, pp.3845-3854.

PASCUAL, J.M; RIVAS, P.B; MUÑO, M.M; LÓPEZ, J.G; POYATOS, J.M. **Membrane fouling of a hybrid moving bed membrane bioreactor plant to treat real urban wastewater.**

Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 2016, v.104, pp. 112-119.

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.

POCHANA, K; KELLER, J. **Study of factors affecting simultaneous nitrification and denitrification (SND).** Water Science and Technology, 1999. p. 61-68.

RADJENOVIC, J; MATOSIC, M; MIJATOVIC, I; PETROVIC, M; BARCELÓ, D. **Membrane Bioreactor (MBR) as an Advanced Wastewater Treatment Technology.** Environmental Chemistry, Vol. 5, (2008): 37–101.

RICKARD, A.H; GILBERT, P; HIGH, N.J; KOLENBRANDER, P.E; HANDLEY, P.S. **Bacterial coaggregation: an integral process in the development of multi-species biofilms.**

Trends in microbiology, 2003. V.11, pp. 94-100.

ROSENBERG, S; KRUGER,U; WITZIG,R; MANZ,W; SZEWZYK,W; KRAUME,M.

Performance of a bioreactor with submerged membranes for aerobic treatment of municipal waste water. Water Research. 36(2002, 413-420.

RUSTEN, B.; EIKEBROKK, J.; ULGENES, Y.; LYGREN E. **Design and operations of the Kaldnes moving bed biofilm reactors.** Aquacultural Engineering, 2006. v.34, pp. 322–331.

SALVETTI, R., AZZELLINO, A., CANZIANI, R. **Effects of temperature on tertiary nitrification in moving-bed biofilm reactors.** *Water Research*, 2006. v. 40, n. 15, pp. 2981-2993.

SANT'ANNA JR, G.L; CERQUEIRA, A.C. Biorreatores com Membranas: Tipos de Biorreatores com Membranas. In: DEZZOTI, M; SANT'ANNA JR; BASSIN, J.P. *Processos biológicos avançados para tratamento de efluentes e técnicas de biologia molecular para o estudo da diversidade microbiana.* Rio de Janeiro: Interciência Ltda, 2011. p.9 - 38.

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

SEDLAK, R. **Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater.** Principles and practice. Lewis Publishers. Estados Unidos, 1991. 240 p.

SEVIOUR, R. J.; MINO, T.; ONUKI, M. **The microbiology of biological phosphorus removal in activated sludge systems.** *FEMS Microbiology Reviews* 27 (2003) 99-127.

SCHULER, A.J.; JENKINS, D. **Enhanced biological phosphorus removal from wastewater by biomass with different phosphorus contents, Part 1: experimental results and comparison with metabolic models.** *Water Environ. Res* (2003). 75, 485-498.

SCHIPPERS, J. C.; VERDOUW, J. **The Modified Fouling Index, a method of determining the fouling characteristics of water.** *Desalination*, v.32, p. 137-148, 1980.

SILVA, M.K. **Biorreatores com Membranas: uma alternativa para o Tratamento de Efluentes**. Tese (Doutorado em Engenharia). Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre, 2009.

SNIS – Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento: **18ª edição do diagnóstico dos serviços de água e esgotos** – (2013). Brasília, MCIDADES. Disponível em: <<http://www.snis.gov.br/diagnostico-agua-e-esgotos/diagnostico-ae-2013>> Acesso em setembro 2016.

STEPHENSON, T.; JUDD, S.; JEFFERSON, B.; BRINDLE, K. Membrane Fundamentals: The Membrane. In _____. **Membrane Bioreactors for wastewater treatment**. Londres: IWA publishing, 2000. cap.2, p.9-15.

STRESSMANN, M. **Membrane Fouling in Constant Permeate Flux Cross-Flow Microfiltration of Biological Solutions**. Thesis (PhD in Chemical Engineering) University of Waterloo. Waterloo, Canada, 2008.

SUBTIL, E.L.; HESPANHOL, I; MIERZWA, J.C. **Avaliação de desempenho de um biorreator com membranas submersas para o tratamento de esgotos sanitários visando o reúso de água**. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária, 2013. pp.1-11.

SUEZWATERHANDBOOK. **CST (Capillary Suction Time) test**. Disponível em <<https://www.suezwaterhandbook.com/water-and-generalities/water-analysis-and-rentability/sludge-examination/CST-Capillary-Suction-Time-test>> Acesso em nov. 2016.

SUN, F. Y; WANG, X. M; LI, X. Y. **An innovative membrane bioreactor (MBR) system for simultaneous nitrogen and phosphorus removal.** Process Biochemistry, v. 48, p.1749–1756, 2013.

TAN, T.W; NG, H.Y; ONG, S.L. **Effect of mean cell residence time on the performance and microbial diversity of pre-denitrification submerged membrane bioreactors.** Chemosphere, 2008. V.70, pp.387-396.

TARDIEU, E. **Caractérisation du colmatage dans un bioréacteur à membrane recirculé appliqué au traitement d'eau résiduaire urbaine.** Montpellier. 179p. Thèse. Université de Montpellier II – France, 1997.

THOMAS, H, JUDD, S., MURRER, J. **Fouling Characteristics of Membrane Filtration in Membrane Bioreactors.** Membrane Technology, 122 (2000) 10-13.

TRAPANI, D.D; BELLA, D.G; MANNINA, G; TORREGROSSA, M; VIVIANI, G.
Comparison between moving bed-membrane bioreactor (MB-MBR) and membrane bioreactor (MBR) systems: Influence of wastewater salinity variation. Bioresource Technology, 2014. p.60-69 (v.162).

UJANG, Z.; SALIM, M. R.; KHOR S. L. **The effect of aeration and non-aeration time on simultaneous organic, nitrogen and phosphorus removal using an intermittent aeration membrane bioreactor.** Water Sci Technol. 46, n 9 (2002)193-200.

URBAIN, V., MOBARRY, B., DE SILVA, V., STAHL, D.A., RITTMANN, B.E., MANEM, J.

Integration of performance, molecular biology and modeling to describe the activated sludge process. Water Science and Technology, 1998. V. 37, pp. 223- 229.

VAN DEN BROECK, R; et al. **The influence of solids retention time on activated sludge bioflocculation and membrane fouling in a membrane bioreactor (MBR).** Journal of Membrane Science 401– 402 (2012) 48– 55.

VAN LOOSDRECHT, M.C.M., HOOIJMANS, C.M., BRDJANOVIC, D., HEIJNEN, J.J.
Biological phosphate removal processes. Applied Microbiology and Biotechnology, 1997. V. 48, pp. 289-296.

VENDRAMEL, S. M. R. **Nitrificação de Efluente Industrial em Reator de Leito Móvel com Biofilme: Efeito da Salinidade.** 226 p. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

VON SPERLING, M. **Introdução à Qualidade das Águas e ao Tratamento de Esgotos - Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias.** v.1. 2.ed. Belo Horizonte: Editora UFMG, 1996.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos – Princípios do tratamento biológico de águas Residuárias,** v.1. 3.ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade de Minas Gerais, 2005. p.452.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas Residuárias – Lodos Ativados.** v.4. 3.ed. Belo Horizonte: Editora UFMG, 2012.

WANG, X. M.; LI, X. Y.; HUANG, X. **Membrane fouling in a submerged membrane bioreactor (SMBR): Characterisation of the sludge cake and its high filtration resistance.** Sep. Purif. Technol., 52 (2007) 439-445.

WANG, Y.-K.; SHENG, G.-P.; LI, W.-W.; YU, H.-Q. **A pilot investigation into membrane bioreactor using mesh filter for treating low-strength municipal wastewater.** Bioresource technology, v. 122, p. 17–21, 2012. doi:10.1016/j.biortech.2012.04.020, 2012.

WANG, X. J.; XIA, S. Q. ; CHEN, L.; ZHAO, J. F.; RENAULT, N.J.; CHOVELON, J.M. **Nutrients removal from municipal wastewater by chemical precipitation in a moving bed biofilm reactor.** Process Biochem, v. 41, p. 824–828, 2006.

WACHTMEISTER, A; KUBA, T; VAN LOOSDRECHT, V; HEIJNEN, J.J. **A sludge characterization assay for aerobic and denitrifying phosphorus removing sludge.** Water Res. 31(1997), p.471–478.

WILDERER, P.A.; DOELLERER, J.; IRVINE, R.L. **Sequencing batch reactor technology.** London: IWA Publishing, 1997.

WOLFE, R.L.; LIEU, N. I. **Nitrifying bacteria in drinking water.** In: Encyclopedia of Environmental Microbiology, 2002. Gabriel Bitton, editor-in-chief, pp. 2167–2176. Wiley-Interscience, N.Y.

WOLFF, D.B. **Remoção biológica de carbono e nitrogênio de esgoto urbano em reatores híbridos utilizando dois materiais suporte flotantes.** Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental). Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC). Florianópolis, 2005.

XU, S.; WU, D.; HU, Z. **Impact of hydraulic retention time on organic and nutrient removal in a membrane coupled sequencing batch reactor.** *Water research*, v. 55, p. 12-20, 2014.

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.** China: Key Laboratory of Industrial Ecology and Environmental Engineering, 2010.

YUAN, Z.; PRATT, S; BATSTONE, D. J. **Phosphorus recovery from wastewater through microbial processes.** *Current Opinion in Biotechnology*, v. 23, p. 878-883, 2012.

ZENG, R.J., YUAN, Z., VAN LOOSDRECHT, M.C.M., KELLER, J. **Proposed modifications to metabolic model for glycogen-accumulating organisms under anaerobic conditions.** *Biotechnology and Bioengineering*, 2002. v. 80, pp. 277-279.

ZHANG, B.; YAMAMOTO, K.; OHGAKI, S.; KAMIKO, N. **Floc size distribution and bacterial activities in membrane separation activated mixed liquor processes for small-scale treatment/remediation.** *Water Science Technology*, Oxford, v.35, n.6, p.37 – 44, 1997.

ZHANG, H.M; XIAO, J.N; CHENG, Y.J; LIU, L.F; ZHANG, X.W; YANG, F.L.. **Comparison between a sequencing batch membrane bioreactor and a conventional membrane bioreactor.** *Process Biochemistry*, v. 41 (2006), p. 87-95.

ZHANG, B; SUN, M; JI, H; LIU, X. **Quantification and comparison of ammonia-oxidizing bacterial communities in MBRs treating various types of wastewater.** *Bioresour. Technol.* 101 (2010) 3054–3059.

ZUTHI, M. F. R.; et al. **A Mini Review of Biological Phosphorus Removal and its Mathematical Modelling for Activated Sludge and Membrane Bioreactor Processes in Wastewater Treatment.** Water Research (2012), doi: 10.1016/j.watres.2012.10.052.

ZUTHI, M.F.R; GUO, W.S; NGO, H.H; NGHIEM, L.D; HAI, F.I. **Enhanced biological phosphorus removal and its modeling for the activated sludge and membrane bioreactor process.** Bioresource Technology, 2003. V. 139, pp.363-374.