

Ministério da Saúde

**FIOCRUZ**

**Fundação Oswaldo Cruz**



ESCOLA NACIONAL DE SAÚDE PÚBLICA  
SERGIO AROUCA  
ENSP

Patricia Camara de Brito

**Influência da carga orgânica e da vazão de ar sobre o desempenho de um reator de leito móvel (MBBR) tratando esgoto sanitário**

Rio de Janeiro

2019

Patricia Camara de Brito

**Influência da carga orgânica e da vazão de ar sobre o desempenho de um reator de leito móvel (MBBR) tratando esgoto sanitário**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Saúde Pública e Meio Ambiente, da Escola Nacional de Saúde Pública Sergio Arouca, na Fundação Oswaldo Cruz, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Ciências. Área de concentração: Gestão e Saneamento Ambiental.

Orientadora: Prof.<sup>a</sup> Dra. Débora Cynamon Kligerman

Coorientador: Prof.<sup>o</sup> Dr. Jaime Lopes da Mota Oliveira

Rio de Janeiro

2019

Catálogo na fonte  
Fundação Oswaldo Cruz  
Instituto de Comunicação e Informação Científica e Tecnológica em Saúde  
Biblioteca de Saúde Pública

B862i Brito, Patricia Camara de.  
Influência da carga orgânica e da vazão de ar sobre o desempenho  
de um reator de leito móvel (MBBR) tratando esgoto sanitário / Patricia  
Camara de Brito. -- 2019.  
109 f. : il. color. ; graf. ; tab.

Orientadora: Débora Cynamon Kligerman.  
Coorientador: Jaime Lopes da Mota Oliveira.  
Dissertação (mestrado) – Fundação Oswaldo Cruz, Escola  
Nacional de Saúde Pública Sergio Arouca, Rio de Janeiro, 2019.

1. Tratamento de Águas Residuárias. 2. Lodos Ativados. 3. Reatores  
Biológicos. 4. Nitrogênio. 5. Medição de Vazão. 6. Amônia.  
7. Nitrificação. 8. Interpretação Estatística de Dados. I. Título.

CDD – 23.ed. – 628.3

Patricia Camara de Brito

**Influência da carga orgânica e da vazão de ar sobre o desempenho de um reator de leito móvel (MBBR) tratando esgoto sanitário**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Saúde Pública e Meio Ambiente, da Escola Nacional de Saúde Pública Sergio Arouca, na Fundação Oswaldo Cruz, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Ciências. Área de concentração: Gestão e Saneamento Ambiental.

Aprovada em: 12 de Junho de 2019

Banca Examinadora

Prof. Dr., Alexandre Lioi Nascentes

Universidade Federal Rural do Rio de Janeiro – Instituto de Tecnologia

Prof<sup>ª</sup>. Dra., Juacyara Carbonelli Campos

Universidade Federal do Rio de Janeiro – Centro de Tecnologia

Prof. Dr., Jaime Lopes da Mota Oliveira (coorientador)

Fundação Oswaldo Cruz – Escola Nacional de Saúde Pública Sergio Arouca

Prof<sup>ª</sup>. Dra., Debora Cynamon Kligerman (orientadora)

Fundação Oswaldo Cruz – Escola Nacional de Saúde Pública Sergio Arouca

Rio de Janeiro

2019

Este trabalho é dedicado aos meus pais, que são meus maiores exemplos de vida e superação.

## AGRADECIMENTOS

Agradeço ao meu pai que foi o grande incentivador disso tudo, sem o seu encorajamento essa história não teria começado. A minha mãe por toda atenção, cuidado e paciência comigo. Vocês são minha referência de vida, amor e dedicação. A minha vó Jô querida, que sempre orou e torceu por mim. Ao meu namorado e amigo Jorge Augusto, que foi compreensivo em vários momentos de ausência durante o mestrado e que sempre me apoiou ao longo dessa jornada. Enfim, a toda minha família que sempre torceu por mim.

Aos meus professores e orientadores Dra. Débora Cynamon pela oportunidade de trabalharmos juntas e pelos insights durante as reuniões que tivemos ao longo desse mestrado. Em especial ao incansável professor Dr. Jaime Lopes, que desde o princípio do mestrado me ajudou muito na construção desse trabalho, seus ensinamentos levarei por toda minha vida, minha eterna gratidão mestre. De fato, sentirei falta das nossas conversas e dos seus conselhos.

Ao programa de Pós-Graduação de Saúde Pública e Meio ambiente da Fiocruz, por possibilitar um grande enriquecimento intelectual para a construção da minha carreira e desenvolvimento deste trabalho. Aos docentes do programa, pela dedicação ao ensino de qualidade. Aos professores da especialização de gestão e saneamento na Fiocruz, que foram os grandes estimuladores para engatar no processo do mestrado.

Ao professor Dr. Renato Ribeiro, pela participação da banca e sugestões propostas no exame de qualificação, você ajudou demais no enriquecimento desse trabalho.

A amiga Bárbara que conheci durante o mestrado, eu serei eternamente grata pelo seu apoio ao longo dessa jornada, sempre estava disposta a esclarecer minhas dúvidas e sempre que podia me ajudava no que fosse preciso.

Aos meus colegas de laboratório da ENSP Fiocruz. Essa equipe é maravilhosa e eu aprendi muito com cada um de vocês, obrigado por tornar essa caminhada mais leve. Agradecimento especial as minhas amigas de bancada: Thayane e Larissa e a todos os estagiários e IC, principalmente o Lucas, Vinicius, a Priscila e a Thaís pela ajuda no projeto de bancada, vocês contribuíram muito ao longo dos monitoramentos, apoiando e dividindo diversas tarefas comigo no laboratório. Assim como a Denise e Maicon, que sempre estavam dispostos a ajudar com qualquer coisa que estivesse ao alcance deles, vocês são exemplo. Beth, você foi sensacional, correu o máximo para me ajudar com as análises de amônia e entregar os resultados da cromatografia de íons no prazo proposto, muito obrigada pela dedicação e pelas conversas que tivemos ao longo dessa fase.

Aos meus amigos do mestrado e especialização, Mônica, Verônica e Norberto. Vimos que juntos seríamos mais fortes, unidos vencemos cada obstáculo desse processo, muito obrigado por todo companheirismo.

As minhas amigas e amigos dessa vida, Débora, Suzy, Ju, Aline, Jeison e Alexandre, que sempre dividiram muitos momentos importantes comigo e fazem essa jornada chamada vida ser mais divertida.

A FAPERJ pela concessão da bolsa de mestrado.

E a todos que contribuíram diretamente e indiretamente a construção desse trabalho.

Muito Obrigada!

## RESUMO

O índice de tratamento de esgoto ainda é um desafio a ser conquistado no Brasil onde somente 46% dos esgotos gerados são tratados. Ainda assim os índices de remoção de matéria orgânica em relação às exigências legais são deficitários. Uma das alternativas tecnológicas para o tratamento de esgoto é o reator de leito móvel (MBBR) que é uma atualização do processo por lodo ativado, que utiliza biomédias como meio de suporte para aderência da biomassa. Este trabalho avaliou o desempenho de um sistema MBBR sujeito a duas variações de carga orgânica volumétrica (0,85 e 1,70 kg de DQO. m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) e vazão de ar (0,04 a 2,80 mL. min<sup>-1</sup>) em relação a remoção de matéria orgânica e nitrogênio (total e amoniacal), bem como a ocorrência da nitrificação e a dinâmica de sólidos. Para isso, foi construído um reator de bancada de 19,5 L, de fluxo contínuo, com vazão fixa de 2,5 L. h<sup>-1</sup>, com tempo de retenção hidráulico de 7,8 horas, 45% de volume de recheio e alimentado com efluente sintético por um período de 210 dias. Os resultados mostraram uma eficiência média de remoção de matéria orgânica em termos de DQO e COT acima de 90 e 85%, respectivamente em todos os experimentos investigados. Em relação à remoção de nitrogênio total (NT) e amoniacal (N-NH<sub>3</sub>), no processo sob condições de alta carga orgânica volumétrica, a vazão de ar foi determinante para se atingir o melhor desempenho; por outro lado, quando submetido à baixa carga orgânica volumétrica, a variação na taxa de aeração não influenciou nesta remoção. Em todas as demais condições experimentais investigadas houve a ocorrência de nitrificação, destacando a condição de baixa carga orgânica volumétrica com vazão de ar alta (entre 0,64 e 2,80 mL. min<sup>-1</sup>) onde foi observada a nitrificação completa. No geral, a produção de lodo foi baixa, exceto para o sistema com alta carga orgânica volumétrica e baixa vazão de ar (entre 0,04 e 0,5 mL. min<sup>-1</sup>). Nos experimentos de baixa carga e de alta carga com alta aeração, a maior parte do nitrogênio foi removido via atmosférica; no entanto, o sistema com alta carga e baixa aeração que foi o responsável pela maior geração de lodo, o nitrogênio foi removido pela incorporação no lodo. Nesse sentido, o MBBR seria uma tecnologia promissora nesse país por apresentar bons parâmetros de remoção de matéria orgânica, baixa produção de lodo e resistente a variação de carga orgânica.

**Palavras Chaves:** Tratamento de esgoto, MBBR, Escala de Bancada, Variação de Carga Orgânica Volumétrico, Variação da vazão de Ar.

## ABSTRACT

The sewage treatment index is still a challenge to be conquered in Brazil, where only 46% of the sewage generated are treated. Even so, the organic matter removal rates in relation to the legal requirements are deficient. One of the technological alternatives for sewage treatment is the moving bed biofilm reactor (MBBR), which is a variant of activated sludge processes, which uses biomedias as a means of support for biomass adhesion. This work evaluated the performance of a MBBR system subject to two variations of volumetric organic load (0.85 and 1.70 kg of COD. m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) and Airflow (0.04 to 2.80 mL .min<sup>-1</sup>) in relation to the removal of organic matter and nitrogen (total and ammoniacal), as well as the occurrence of nitrification and solids dynamics. For this, a 19.5 L continuous flow bench reactor with fixed flow rate of 2.5 L. h<sup>-1</sup> was used, with a hydraulic retention time of 7.8 hours, 45% of filling volume and fed with synthetic effluent for a period of 210 days. The results showed an average efficiency of organic matter in terms of COD and TOC above 90 and 85%, respectively in all experiments investigated. In relation to the total nitrogen (NT) and ammoniacal (N-NH<sub>3</sub>), in the process under high volumetric organic load conditions, the airflow was determinant to achieve the best performance; on the other hand, when subjected to low volumetric organic load, the variation in the aeration rate did not influence this removal. In all the experimental variants there was the occurrence of nitrification, highlighting the condition of low organic volumetric load with high air flow (between 0.64 and 2.80 mL. min<sup>-1</sup>) where the complete nitrification was observed. In general, sludge production was low, except for the system with high volumetric organic load and low aeration (between 0.04 and 0.5 mL. min<sup>-1</sup>). In the experiments of low load and of high load with high aeration, the majority of the nitrogen was removed atmospheric; however, the system with high load and low aeration that was responsible for the largest generation of sludge, nitrogen was removed by incorporation in the sludge. In this sense, the MBBR would be a promising technology in this country for presenting good organic matter removal parameters, low sludge production and resistant variation of organic load.

**Keywords:** Sewage treatment, MBBR, bench scale, volumetric organic load variation, air flow variation.

## LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 -	Esquema operacional do sistema de lodos ativados.....	20
Figura 2 -	Variantes dos sistemas por Lodos Ativados que estão instaladas e em funcionamento no Brasil.....	21
Figura 3 -	Tecnologia MBBR em sistemas de difusores e misturadores, respectivamente.....	24
Figura 4 -	Configuração do MBBR com dois tanques de aeração.....	25
Figura 5 -	Configuração do processo IFAS.....	25
Figura 6 -	Mecanismo de um biofilme.....	28
Figura 7 -	Diversidade de modelos de biomédias.....	30
Figura 8 -	Biomédia quadrada produzida pela Biowater.....	32
Figura 9 -	Ciclo do Nitrogênio.....	39
Figura 10 -	Fatores que influenciam na taxa de remoção de nitrogênio amoniacal total (NAT). Em (A) mostra a influência da carga orgânica e da concentração de OD e em (B) a concentração de OD necessária para a oxidação de nitrogênio amoniacal total (NAT) promovendo determinada taxa de remoção.....	43
Figura 11 -	Configuração de reatores utilizados para remoção de carga orgânica e nitrogênio, empregando o conceito da pré-desnitrificação.....	45
Figura 12 -	Esquema das formações de diferentes zonas metabólicas que podem se formar em um floco ou biofilme.....	47
Figura 13 -	Biomédia utilizada no MBBR.....	53
Figura 14 -	Aparato Experimental.....	53
Figura 15 -	Aclimatação do MBBR em escala de bancada.....	56
Figura 16 -	Reator de leito móvel (MBBR) em escala de bancada utilizado neste estudo.....	56
Figura 17 -	Análise experimental de sólido na biomédia.....	62
Figura 18 -	Fluxograma de entrada e saída do N em um reator MBBR.....	65

Figura 19 - Início da aclimação do MBBR com proliferação de espuma.....	68
Figura 20 - Concentração de Oxigênio Dissolvido na ETAPA 1 e ETAPA 2.....	70
Figura 21 - Comportamento da concentração média de sólidos suspensos totais e voláteis nas ETAPAS 1 e 2.....	79
Figura 22 - Relação SSV/SST nas diferentes ETAPAS no MBBR.....	80
Figura 23 - Concentração de biomassa aderida a biomídia na ETAPA 1 com vazão de ar Alta e Baixa.....	81
Figura 24 - Concentração de biomassa aderida a biomídia na ETAPA 2 com vazão de ar Alta e Baixa.....	81
Figura 25 - Visualização da espessura do biofilme utilizando uma lupa de aumento 10x. Em (A) mostra a biomídia limpa e os detalhes do biofilme formado na câmara 1 (B), câmara 2 (C), câmara 3 (D) e na câmara 4 (E) do MBBR.....	85
Figura 26 - (A)Concentração de N-NH <sub>3</sub> na ETAPA1. (B)Concentração de N-NO <sub>2</sub> na ETAPA1. (C) Concentração de N-NO <sub>3</sub> na ETAPA1. (D) Concentração de N- NH <sub>3</sub> na ETAPA2. (E) Concentração de N-NO <sub>2</sub> na ETAPA2. (F) Concentração de N-NO <sub>3</sub> na ETAPA2.....	88
Figura 27 - Percentual do N incorporado em cada saída do reator.....	92
Figura 28 - Curva de calibração de NaCl versus Condutividade.....	108
Figura 29 - Concentração versus tempo.....	109
Quadro 1 - Distribuição das formas de nitrogênio em condições diversas.....	41

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 -	Diferentes formas e propriedades das biomédias utilizadas em um MBBR.....	31
Tabela 2 -	Composição do esgoto sintético preparado para as duas variações de carga orgânica volumétrica.....	51
Tabela 3 -	Característica da Biomédia.....	52
Tabela 4 -	Planejamento das variantes operacionais.....	55
Tabela 5 -	Parâmetros do monitoramento e frequência analítica .....	57
Tabela 6 -	Metodologia analítica aplicada no monitoramento e seus respectivos equipamentos.....	58
Tabela 7 -	Características do Esgoto Bruto empregado nas duas etapas experimentais.....	69
Tabela 8 -	Medição da vazão de ar alta e baixa monitorado durante a ETAPA 1 e ETAPA 2 ao longo das câmaras do reator.....	69
Tabela 9 -	Potencial Redox (ORP) medido na câmara 1 ao longo dos diferentes experimentos com Alta (ETAPA 1) e Baixa (ETAPA 2) COV sob as condições de vazão de ar alta e baixa.....	71
Tabela 10 -	Eficiências do MBBR e concentrações de carga orgânica, nitrogênio e turbidez no efluente tratado.....	73
Tabela 11 -	Teste Mann Whitney aplicado para comparação das eficiências dos diferentes ensaios ( $p < 0,05$ ).....	77
Tabela 12 -	Volume de lodo gerado pelo processo MBBR.....	85
Tabela 13 -	Resultados do Nitrogênio nos diferentes compartimentos de um MBBR sob diferentes condições experimentais.....	90

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnica
ANA	Agência Nacional de Água
ANAMMOX	ANAEROBIC AMMONIUM OXIDATION
BOM	Bactérias oxidadoras de Amônio
BON	Bactérias oxidadoras de Nitrito
CO <sub>2</sub>	Dióxido de Carbono
COS	Carga Orgânica Superficial
COV	Carga Orgânica Volumétrica
DRSAI	Doenças Relacionadas Saneamento Ambiental Inadequado
DQO	Demanda Química de Oxigênio
ENSP	Escola Nacional de Saúde Pública Sérgio Arouca
EPA	Agência de Proteção Ambiental dos Estados Unidos
EPS	Substância Polimérica Extracelular
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto
FIOCRUZ	Fundação Oswaldo Cruz
GEE	Gases do Efeito Estufa
IFAS	Integrated Fixed- Film Activated Sludge
IPCC	Intergovernmental Panel on Climate Changes
LA	Lodos ativados
MBBR	Moving Bed Biofilm Reactor
N	Nitrogênio
NaCl	Cloreto de Sódio
NAT	Nitrogênio amoniacal total
NT	Nitrogênio Total
NTK	Nitrogênio Total Kjeldahl
N <sub>2</sub> O	Óxido Nitroso
OD	Oxigênio Dissolvido
ONU	Organização das Nações Unidas
PEAD	Polietileno de Alta Densidade
SND	Simultânea Nitrificação e Desnitrificação
SNIS	Sistema Nacional de Informação sobre Saneamento

SST	Sólidos Suspensos Totais
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis
ST	Sólidos Totais
TRH	Tempo de retenção Hidráulico
UNICEF	United Nations Children's Fund

## SUMÁRIO

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO</b> .....	16
<b>2</b>	<b>OBJETIVOS</b> .....	19
2.1	OBJETIVO GERAL.....	19
2.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	19
<b>3</b>	<b>REFERENCIAL TEÓRICO</b> .....	20
3.1	PROCESSOS DE TRATAMENTO DE ESGOTO.....	20
<b>3.1.1</b>	<b>Lodo ativado</b> .....	20
<b>3.1.2</b>	<b>Reator biológico de leito móvel com biofilme (MBBR)</b> .....	23
<b>3.1.3</b>	<b>Biomassa Aderida</b> .....	27
3.2	PARÂMETROS FUNDAMENTAIS DE CONTROLE OPERACIONAL NO MBBR.....	30
<b>3.2.1</b>	<b>Características do meio de suporte (biomídia)</b> .....	30
<b>3.2.2</b>	<b>Oxigênio Dissolvido</b> .....	35
<b>3.2.3</b>	<b>Carga orgânica volumétrica e carga orgânica superficial</b> .....	36
3.3	NITROGÊNIO.....	38
<b>3.3.1</b>	<b>Nitrogênio e suas formas no esgoto</b> .....	38
<b>3.3.2</b>	<b>Nitrogênio e seus problemas ambientais</b> .....	40
<b>3.3.3</b>	<b>Principais mecanismos da remoção de nitrogênio do esgoto sanitário</b> ....	42
<b>3.3.4</b>	<b>Nitrificação biológica</b> .....	42
<b>3.3.5</b>	<b>Desnitrificação biológica</b> .....	44
<b>3.3.6</b>	<b>Nitrificação e Desnitrificação Simultânea (NDS)</b> .....	47
<b>3.3.7</b>	<b>Anamox</b> .....	49
<b>4</b>	<b>METODOLOGIA</b> .....	51
4.1	DESCRIÇÃO DO REATOR MBBR EM ESCALA DE BANCADA E DO MEIO DE SUPORTE UTILIZADO.....	51
4.2	DESCRIÇÃO DA OPERAÇÃO DO MBBR EM BANCADA E AJUSTES OPERACIONAIS.....	54
4.3	CONDIÇÕES EXPERIMENTAIS INVESTIGADAS.....	55
4.4	PARÂMETROS DE MONITORAMENTO DO MBBR E FREQUÊNCIA ANALÍTICA.....	57
4.5	MÉTODOS ANALÍTICOS.....	58

4.5.1	<b>Demanda Química de Oxigênio e Carbono Orgânico Total</b> .....	59
4.5.2	<b>Sólidos em Suspensão Total e Sólidos em Suspensão Voláteis</b> .....	59
4.5.3	<b>Sólidos Totais</b> .....	60
4.5.4	<b>Sólidos aderido a biomídia</b> .....	61
4.5.5	<b>Turbidez</b> .....	62
4.5.6	<b>Nitrogênio Amoniacal</b> .....	62
4.5.7	<b>Nitrogênio como Nitrito e Nitrato</b> .....	63
4.5.8	<b>Nitrogênio Total e Lodo</b> .....	63
4.5.9	<b>Monitoramento do Potencial Redox, pH, temperatura, OD e Vazão de ar</b> .....	63
4.5.10	<b>Determinação do Balanço de Massa</b> .....	64
4.5.11	<b>Hidrodinâmica do MBBR</b> .....	65
4.6	<b>ANÁLISE ESTATÍSTICA DOS DADOS</b> .....	67
5	<b>RESULTADOS E DISCUSSÃO</b> .....	68
5.1	<b>CONDIÇÕES OPERACIONAIS DO MBBR</b> .....	68
5.2	<b>DESEMPENHO DO MBBR</b> .....	72
5.3	<b>AVALIAÇÃO DA BIOMASSA NO MBBR</b> .....	78
5.4	<b>METABOLIZAÇÃO DO NITROGÊNIO NO MBBR</b> .....	87
5.4.1	<b>Nitrificação</b> .....	87
5.4.2	<b>Balanço de Massa de Nitrogênio</b> .....	90
6	<b>CONCLUSÃO</b> .....	94
	<b>REFERÊNCIAS</b> .....	95
	<b>ANEXO I</b> .....	108

## 1. INTRODUÇÃO

O saneamento é um serviço que se destaca pela essencialidade para a garantia da qualidade de vida e salubridade ambiental. No entanto, a prestação inadequada desse serviço compromete a saúde da população com o a ocorrência das chamadas doenças relacionadas ao saneamento ambiental inadequado (DRSAI). As principais doenças que possuem expressão epidemiológica pela falta de acesso ao saneamento são: diarreias, hepatite A, dengue, febre amarela, leishmanioses, malária e febre tifoide (SOUZA *et al.*, 2015).

Em julho de 2010, a Organização das Nações Unidas (ONU), em sua Assembleia Geral, reconheceu o acesso a água e ao esgotamento sanitário como um direito humano essencial a vida e, além disso, destacou a necessidade dos Estados contribuírem para o desenvolvimento de capacidade e tecnologias que assegurem o saneamento para todos (ONU, 2010). Apesar do reconhecimento dessa garantia de direitos, tanto no Brasil quanto no mundo, a cobertura dos serviços de esgotamento sanitário ainda é menor quando comparado ao abastecimento de água (NEVES-SILVA e HELLER, 2016). De acordo com os dados de 2015 da Organização Mundial de Saúde (*World Health Organization* -WHO) e da Fundação das Nações Unidas para infância (*United Nations Children`s Fund* - UNICEF), 71% da população global utilizam de um sistema de serviço a água potável, enquanto 39% utilizam de um sistema de tratamento de esgoto com segurança. No entanto, a cobertura ao esgotamento sanitário ainda é mais baixa contando com 892 milhões de pessoas no mundo que ainda defecam ao ar livre (WORLD HEALTH ORGANIZATION e UNICEF, 2017).

No Brasil, o quadro de cobertura e acesso ao esgotamento sanitário ainda se revela preocupante. Segundo os dados divulgados pelo Sistema Nacional de Informação sobre Saneamento (SNIS), de todo esgoto gerado apenas 46% é tratado e apenas 52,4% da população brasileira dispõem de coleta de esgoto (BRASIL, 2019). Além desses índices de cobertura, para se ter um panorama geral da situação do esgotamento sanitário é fundamental identificar os níveis de eficiência de tratamento que alcançam as Estações de Tratamento de Esgoto (ETEs) no Brasil. De acordo com a Resolução CONAMA nº 430/2011, que dispõem sobre os padrões de lançamento de efluentes, a remoção da Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) no tratamento de esgoto deve ser superior a 60% ou uma DBO máxima de 120 mg/L para que então possa ser lançado no corpo hídrico. Apesar de ser uma exigência legal, de acordo com os dados da Agência Nacional de Águas (ANA), apenas 14% das cidades brasileiras atingem uma remoção de DBO superior a 60%, o restante (4.801 cidades) atingem índices inferiores ao permitido pela norma. Esses dados apontam que mais de 5,5

mil  $t$  DBO. $d^{-1}$  podem alcançar os corpos d'água. Essa carga orgânica lançada diariamente nos corpos hídricos representa um risco à qualidade das águas e à saúde pública dos brasileiros, visto que 57% da população reside em municípios que não possuem vazão suficiente para diluição da carga orgânica. Inclusive, somente 5% dos processos em operação que foram pesquisados pela ANA conseguem remover simultaneamente matéria orgânica e nutrientes (Nitrogênio e Fósforo) (ANA, 2017). Notadamente, a maioria das ETEs são projetadas apenas para remoção de DBO, em relação ao nitrogênio (N), em sua maioria, apenas realiza a conversão de suas formas, sem a adequada remoção do nitrogênio total (NT) (VON SPERLING, 2005). Alguns dos motivos pelos quais essa preocupação ainda é incipiente no Brasil, é pela complexidade de operação na remoção de nutrientes em estações de tratamento de esgoto (VON SPERLING, 2002).

A busca por processos de tratamento biológico que forneçam uma alta eficiência, principalmente no que diz respeito a remoção de nitrogênio, em espaços cada vez mais urbanizados, tem motivado o aparecimento de novas tecnologias. Nesse sentido, o reator biológico de leito móvel com biomassa aderida (MBBR - *moving bed biofilm reactor*), surge como uma alternativa promissora para ser aplicada em processos de tratamento de esgoto industrial ou doméstico (OLIVEIRA, 2015). Essa tecnologia é derivada do processo por lodos ativados e surgiu na Noruega na década de 1980 pela empresa Kaldness Miljo Teknologi (atual AnoxKaldnes) em cooperação com um grupo de pesquisa de tratamento de água da Universidade Norueguesa de Ciência e Tecnologia. Esta tecnologia visou melhorar o desempenho e a capacidade das estações de lodos ativados, sem aumentar o espaço físico dos reatores biológicos (ØDEGAARD, RUSTEN e WESTRUM, 1994; ØDEGAARD, 1998). Aliada a isso, esta cooperação também teve o objetivo de reduzir o lançamento de nutrientes no mar do Norte Norueguês (RUSTEN *et al.*, 1995).

O processo MBBR é um reator biológico que combina biomassa aderida e suspensa em um único reator. O seu funcionamento é baseado na inserção de biomédias que são suportes plásticos de baixa densidade e elevada área específica ( $m^2/m^3$ ) nos tanques de aeração. Quando sujeitos a aeração, as biomédias apresentam grande mobilidade dentro do reator favorecendo o crescimento da biomassa aderida. Com isso, o tanque pode concentrar uma quantidade de biomassa sem a necessidade de reciclo de lodo como ocorrem em processos por lodos ativados. Isto viabiliza a construção de reatores mais compactos (WOLFF, PAUL e COSTA, 2005). Nesse sentido, o MBBR torna-se uma tecnologia oportuna no Brasil devido necessidade em melhorar seus processos de tratamento de esgoto, além de diminuir o volume de lodo a ser disposto em aterros.

Embora haja pesquisas realizadas ao redor do mundo com foco no desempenho do MBBR com os mais diversos efluentes e aplicação de carga orgânica volumétrica, ainda foram constatadas divergências na literatura quanto ao impacto dessas variações de cargas orgânicas e a remoção de nutrientes. Sendo assim, o presente trabalho buscou estudar a influência da carga orgânica volumétrica no MBBR, aliada a duas diferentes vazões de ar, com o intuito de avaliar o desempenho do reator quanto a eficiência de remoção de matéria orgânica, comportamento dos sólidos no sistema e a metabolização do nitrogênio. Dessa forma, o presente trabalho buscou contribuir para o conhecimento acerca dessas configurações operacionais em sistemas MBBR.

## 2. OBJETIVOS

### 2.1 OBJETIVO GERAL

Avaliar o desempenho de um reator biológico de leito móvel com biomassa aderida (MBBR), em escala de bancada, sob a influência de duas diferentes cargas orgânicas volumétricas e duas diferentes vazões de ar.

### 2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

1. Avaliar a eficiência de remoção de DQO/TOC e NT sob diferentes vazões de ar relacionadas as duas diferentes cargas orgânicas volumétricas aplicadas no sistema.
2. Avaliar a produção de lodo gerado pelo processo.
3. Estimar a rota preferencial de remoção do N a partir do cálculo do balanço de massa em cada condição de carga orgânica volumétrica e vazão de ar aplicada no processo.

### 3 REFERENCIAL TEÓRICO

#### 3.1 PROCESSOS DE TRATAMENTO DE ESGOTO

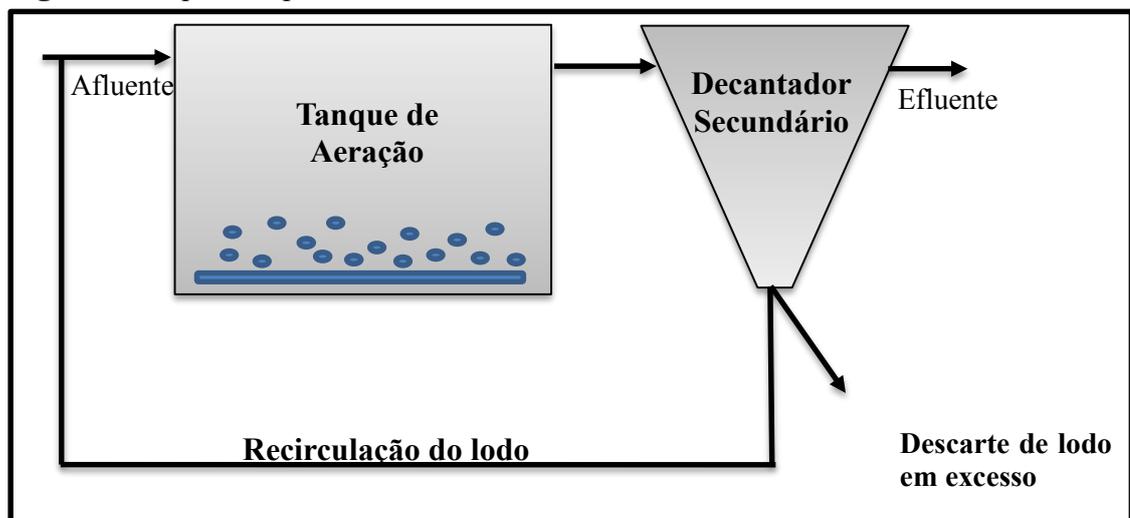
##### 3.1.1 Lodo ativado

O sistema por lodo ativado (LA) é um processo de tratamento de esgoto aeróbio que se originou na Inglaterra em 1913, e que tem sido utilizado no Brasil e no mundo em ocasiões que são necessários gerar efluente de alta qualidade em termos de remoção de matéria orgânica (VON SPERLING, 2002; JORDÃO e PESSÔA, 2014).

No Brasil, por exemplo, é uma das tecnologias mais utilizadas em áreas urbanas, por ser mais compacta que os processos por lagoas, podendo então ser aplicada em áreas com densidade populacional. Além disso, em termos de população atendida, a tecnologia de LA é a técnica mais utilizada, sendo o processo por lodos ativados convencional responsável pelo tratamento de esgotos de 24% da população brasileira (cerca de 16,5 milhões de pessoas), se concentrando principalmente nas regiões Sudeste e Centro-Oeste (ANA, 2017).

A configuração desse processo é basicamente composta por um tanque de aeração (reator) no qual os microrganismos permanecem em suspensão e aerados, um tanque de decantação que é responsável pela separação do lodo e do efluente tratado, e uma linha de recirculação do lodo (METCALF e EDDY, 2003), como mostra a Figura 1.

**Figura 1.** Esquema operacional do sistema de lodos ativados.



Fonte: Adaptado de VON SPERLING, 2002.

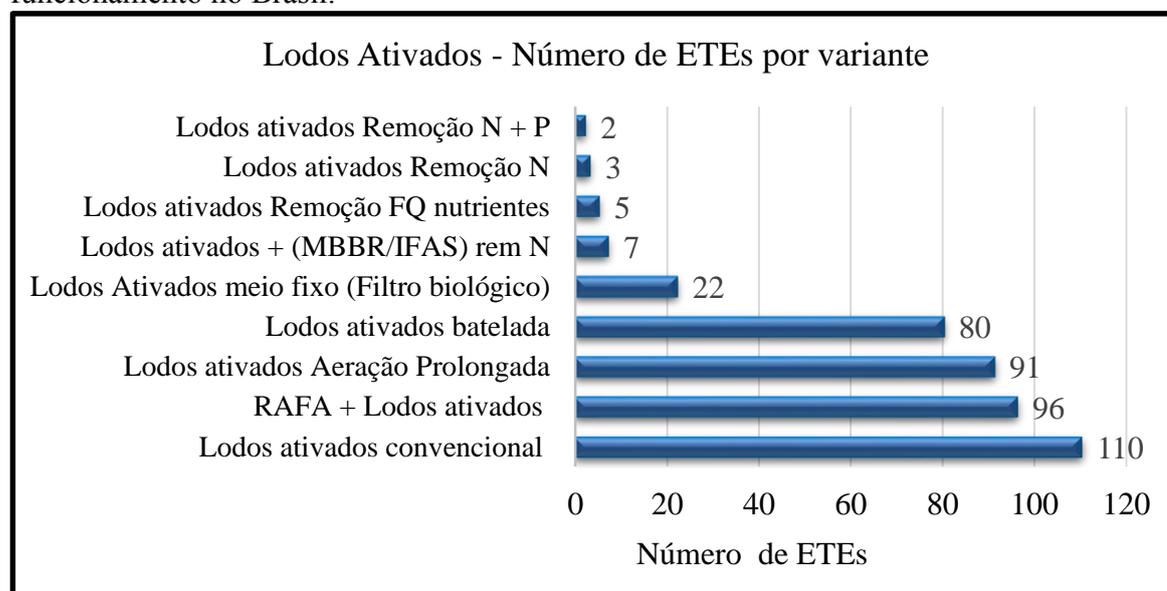
No tanque de aeração, o lodo é capaz de remover a matéria orgânica em determinado

Tempo de Retenção Hidráulica (TRH). As funções da aeração são de fornecer oxigênio dissolvido (OD) para que ocorra as reações bioquímicas de remoção de matéria orgânica e causar turbulência no reator afim de manter a biomassa em suspensão (JORDÃO e PESSÔA, 2014). Essa aeração pode ser realizada por difusores de bolhas finas, médias ou grossas ou ainda por aeração mecânica (aeradores de superfície) (METCALF e EDDY, 2003).

No decantador secundário ocorre a separação do lodo e do efluente por sedimentação, permitindo que o esgoto tratado saia clarificado. Parte do lodo que fica no fundo do decantador é retornado para o sistema, o que justifica a elevada eficiência do processo e outra pequena parte (lodo em excesso) é encaminhado para a destinação adequada como biossólidos, depois de passar por seu devido tratamento e secagem.

Atualmente, existem variantes do processo de lodos ativados com diferenças quanto à idade do lodo, ao modo de aeração, ao fluxo hidráulico e a presença de reatores anaeróbios e/ou anóxicos (JORDÃO e PESSÔA, 2014). Isto justifica sua alta variabilidade operacional e ampla aplicabilidade mundial (FONSECA, 2016). A Figura 2 foi elaborada com base em interpretações das informações contidas no Atlas Esgoto elaborado pela ANA (2017) que mostra o número de Estações de Tratamento de Esgotos por variante dos processos por LA.

**Figura 2.** Variantes dos sistemas por Lodos Ativados que estão instaladas e em funcionamento no Brasil.



Legenda: N: Nitrogênio; P: Fósforo; FQ: Físico químico; MBBR: Reator de leito móvel com biomassa aderida; IFAS: Integrated fixed activated sludge; rem: remoção; RAFA: Reator anaeróbio de fluxo ascendente

Fonte: Informações retiradas do Atlas de esgoto da Agência Nacional de Águas, 2017.

Todavia, através desse gráfico podemos visualizar de forma mais clara a distribuição das variantes dos processos por LA no Brasil. Baseado nesta Figura observa-se que o sistema por lodo ativado convencional é o processo que contém o maior número de ETEs instalado no País, contando com 110 estações de tratamento de esgoto. De forma resumida, o funcionamento desse processo se dá com o intuito de reduzir custo de energia na aeração por adotar um menor volume para o reator. No entanto, este sistema requer um tratamento primário através de um decantador primário onde parte da matéria orgânica em suspensão fica retida. Além disso, essa variante conta com uma reduzida idade do lodo (na ordem de 4 a 10 dias) e, aliado a retirada de biomassa (lodo excesso), faz-se necessário que haja uma etapa de estabilização para o tratamento do lodo, pois este lodo ainda deve possuir elevado teor de matéria orgânica e umidade. Destaca-se que o tempo de retenção hidráulico que é normalmente utilizado é da ordem de 6 a 8 horas.

O sistema por aeração prolongada conta com 91 ETEs no Brasil e, ao contrário do lodo ativado convencional, a biomassa permanece por mais tempo (de 18 a 30 dias), o decantador primário pode ser suprimido e o volume do reator aeróbio é maior. O tempo de retenção hidráulica neste modelo se estende entre 16 a 24 horas o que promove não só o metabolismo exógeno como o endógeno. Com a queda na disponibilidade de alimentos (matéria orgânica exógena), os microrganismos passam a utilizar a matéria orgânica do floco de lodo (respiração endógena). Com isso, o lodo é mais mineralizado do que o gerado pelo sistema convencional, não necessitando de uma etapa posterior para a estabilização do lodo (VON SPERLING, 2002).

Como observado na Figura 2, uma alternativa de sistema é a integração de reatores anaeróbios ao LA. O processo composto pelo RAFA (Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente) seguido por lodos ativados conta com 96 unidades no Brasil. Em geral, esses modelos são instalados em locais com elevada carga orgânica e com pouco espaço para sua instalação. Os reatores anaeróbios realizam parte da remoção da matéria orgânica e o lodo ativado pode promover a degradação final e a nitrificação. Este reator anaeróbio visa substituir o decantador primário, mas ele promove não só a degradação da matéria orgânica em suspensão como também a solúvel. Uma vantagem deste modelo é a redução no gasto energético com a aeração, além da instalação de um tanque de aeração menor (ANA, 2017; VON SPERLING, 2002).

O quarto sistema mais utilizado no Brasil é o processo por lodos ativados em regime de batelada que conta com 80 unidades (Figura 2). Este sistema é mais compacto pois um único tanque incorpora todas as unidades (tanque de aeração e decantador secundário). No

entanto, a funcionalidade deste modelo requer um sistema de automação para o controle das suas fases (VON SPERLING, 2002; JORDÃO e PESSÔA, 2014).

De maneira geral, os processos por LA são bem versáteis e apresentam ótima eficiência de remoção de DBO e nutrientes. Porém há algumas limitações nessa tecnologia, já que é observada a necessidade de reciclo do lodo e dependendo do processo uma maior limitação de área. A limitação de área é um fator importante, pois eventualmente ocorrem situações em que há necessidade de ampliação da estação para o devido atendimento a um aumento populacional, o que conseqüentemente se faz necessário realizar obras para aumentar os tanques de aeração e decantadores, o que pode se tornar inviável em termos de custo e até mesmo espaço (FONSECA, 2016; PASTORELLI *et al.*, 1999; RODGERS e ZHAN, 2003). Assim surge uma outra variante do processo por lodos ativados que está instalada no Brasil, o reator por leito móvel (MBBR). Este sistema é mais recente do que o sistema com leito fixo comum em filtros biológicos. Existem somente 7 unidades que adotaram este modelo não só para a remoção de matéria orgânica como de nitrogênio (Figura2).

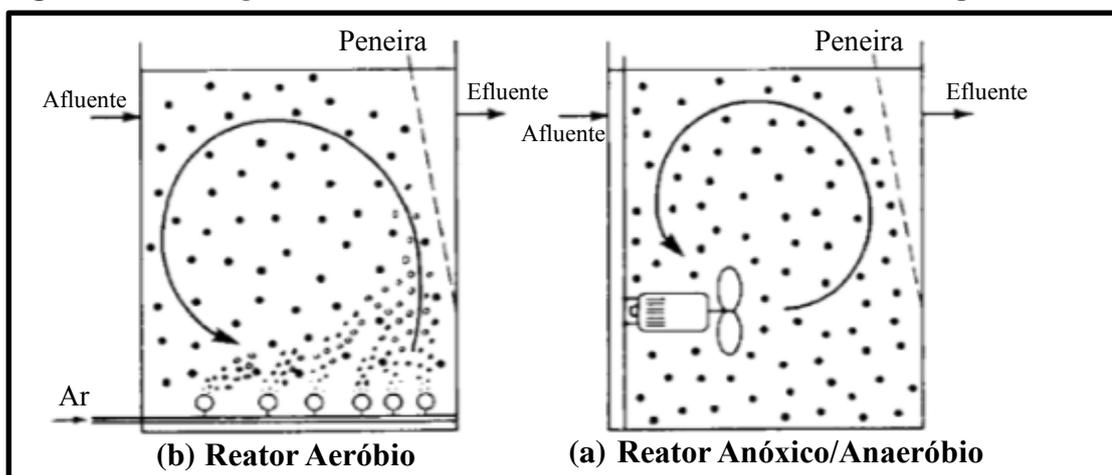
### **3.1.2 Reator biológico de leito móvel com biofilme (MBBR)**

Os processos de tratamento de esgoto como filtros percoladores e lodos ativados surgiram a mais de um século e vem sofrendo atualizações ao longo dos anos com o intuito de melhorar cada vez mais o efluente final. O reator de leito móvel com biomassa aderida, o MBBR, surgiu justamente do aprimoramento desses processos já existente, reunindo as melhores características dos processos por LA incrementando as melhores propriedades do processo com biofiltro, podendo ser utilizada tanto para novas ETEs, quanto de forma adaptada a estações já existentes (RUSTEN *et al.*, 2006)

Um sistema MBBR pode conter um único reator ou até mesmo diversos reatores. Este sistema possui diversos componentes básicos que ficam submersos por todo o reator, as biomédias. Esse material serve como meio de suporte para a impregnação de microrganismos formando um biofilme. Ao contrário dos filtros percoladores, no MBBR o material suporte fica em constante agitação no interior do reator. Essa agitação pode ser favorecida por difusores ou por agitadores mecânicos. Além disso, é comum a presença de peneiras na saída desses reatores que servem para impedir o escape das biomédias. Existem diversas formas de operar o MBBR utilizando diferentes zonas metabólicas no reator: aeróbia, anóxica ou anaeróbia (ØDEGAARD, RUSTEN e WESTRUM, 1994; RUSTEN *et*

*al.*, 2006). Em reatores aeróbios, as biomédias são movimentadas por difusores, enquanto em processos anóxicos e anaeróbios é necessário um misturador para manter o material de suporte em suspensão (RUSTEN *et al.*, 2006). A Figura 3 mostra o reator aeróbio/anóxico/anaeróbio e seus respectivos difusores e misturadores.

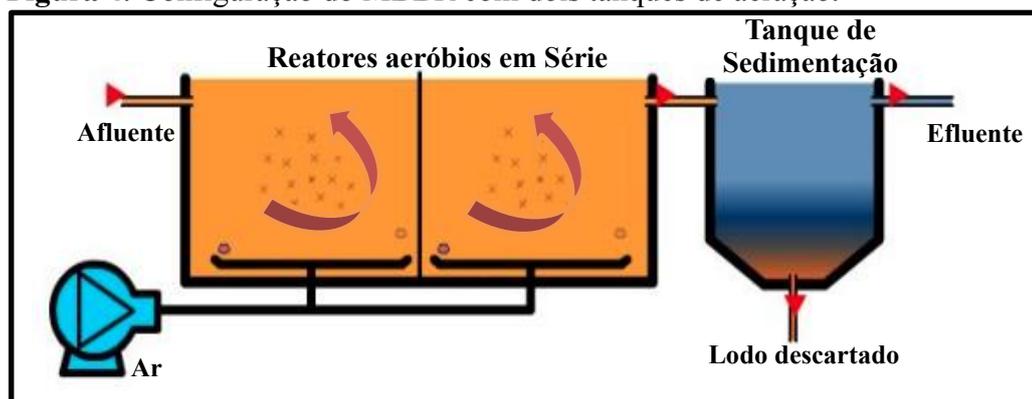
**Figura 3.** Tecnologia MBBR em sistemas de difusores e misturadores, respectivamente.



Fonte: Adaptado por ØDEGAARD *et al.* (1994).

A escolha dos reatores com diferentes zonas de metabolização vai de acordo com o tipo de tratamento e resultado que se espera em uma estação. Os reatores que operaram com misturadores, por exemplo, são capazes de promover uma zona anóxica, favorecendo a desnitrificação do processo, ou seja, contribuem para a metabolização do nitrogênio. Apesar das diversas configurações, o MBBR em um tanque aeróbio já é capaz de atender bons parâmetros de eficiência de remoção de DQO. O estudo realizado por Wang *et al.* (2006) tratando efluente doméstico obteve remoção de 56 a 77% de DQO variando a concentração de OD de 1 a 6 mg/L no sistema, diante disso, identificaram que o limiar do OD acima de 2 mg/L era determinante para melhores resultados no processo e Park *et al.* (2010) e ZINATIZADEH e GHAYTOOLI (2015) também alcançaram boas remoções de matéria orgânica, em torno de 86% de DQO. A Figura 4 mostra um sistema básico de um processo MBBR.

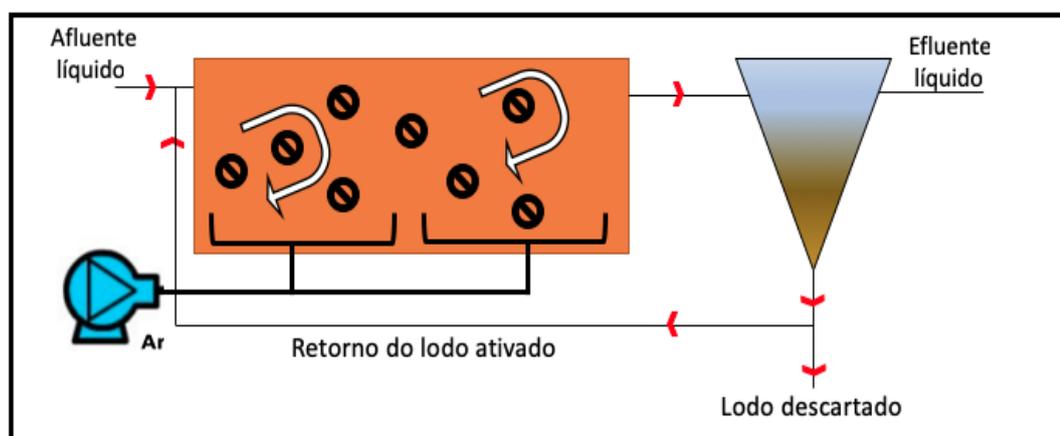
**Figura 4.** Configuração do MBBR com dois tanques de aeração.



Fonte: Adaptado de VEOLIA, 2018.

O MBBR tem sido aplicado de forma extensiva no tratamento de efluentes e sua utilização pode ser configurada para um sistema híbrido, conhecida como IFAS (*Integrated Fixed-Film Activated Sludge*). O IFAS é a integração do MBBR com reciclo do lodo, ou seja, é o processo de lodos ativados com a inserção de biomédias no tanque de aeração. Essa configuração também surgiu na década de 1980 e o professor e pesquisador Hallvard Odegaard foi o grande inventor desses dois sistemas. Desde então esses processos são aplicados mundialmente para atender às exigências mais rigorosas em relação a qualidade dos efluentes tratados (LEYVA-DÍAZ, MARTÍN PASCUAL e POYATOS 2017; MARTÍN-PASCUAL *et al.*, 2015). A Figura 5 mostra o sistema IFAS.

**Figura 5.** Configuração do processo IFAS.



Fonte: Adaptado de VEOLIA, 2018.

Um estudo realizado por Eslami *et al.* (2018) mostraram que um reator IFAS pode apresentar bons desempenhos em termos de remoção de matéria orgânica e nitrogênio. Esses autores trabalharam com uma COV variando de  $0,44 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$  e obtiveram uma eficiência de remoção de DQO e nitrogênio total em torno de 92 e 89,6%, respectivamente

quando aplicaram uma COV de 0,44. Alguns estudos têm apresentado relatos bem-sucedidos das instalações e operações do processo IFAS, mas a maioria das implantações não contemplam a remoção de fósforo ao longo do processo, muito possivelmente pela baixa idade do lodo e temperatura na maioria das plantas investigadas, dificultando a manutenção e remoção do fósforo nesses sistemas (SRIWIRIYARAT e RANDALL, 2005). Além disso, ainda há pouco conhecimento sobre o processo IFAS utilizando zonas anaeróbias, dificultando uma análise sobre a eficiência de remoção de fósforo nesse sistema (MOTA, 2015).

Devido à necessidade de alguns países em fornecer alta qualidade de água tratada para ser usada para fins domésticos, industriais e agrícolas (BARWAL e CHAUDHARY, 2014), surgiu o interesse em integrar o MBBR e IFAS a outras unidades complementares. Nessa ideia, surgiram estudos e o desenvolvimento de plantas integrando os sistemas de MBBR e IFAS aos Biorreatores de Membrana (MBR), com o intuito de substituir os tanques de sedimentação por sistemas MBR. Essa combinação de um tratamento biológico (MBBR ou IFAS) com um sistema de membrana (MBR) foi sugerida como solução alternativa para ETEs que estavam sobrecarregadas. Os efluentes desta ETE estavam com alta salinidade e este país (Israel) necessitava reutilizar este efluente devido a problemas de escassez hídrica em que se encontrava. Este mecanismo de combinação foi uma estratégia para reduzir o efeito de incrustação da membrana (*Membrane fouling*) quando submetido a altas cargas orgânicas (LEYVA-DÍAZ, MARTÍN-PASCUAL, POYATOS, 2017; HUANG, 2017; BASSIN, 2011; LEIKINES e ØDEGAARD, 2007). Sanchez *et al.* (2018) utilizaram um MBR e dois sistemas híbridos de MBBR-MBR e identificaram que essas duas tecnologias juntas são vantajosas e podem ser apropriadas para o tratamento de esgoto salino.

Na literatura identificamos que o MBBR é considerado uma tecnologia flexível com variabilidade operacional capaz de atender uma ampla gama de efluentes demonstrando sua versatilidade (JENKINS, 2012), portanto encontramos estudos com a temática do MBBR utilizando efluentes industriais (VAIDHEGI, 2013; DVORÁK *et al.*, 2014), domésticos (WANG *et al.*, 2006), efluentes recalcitrantes (HUANG, 2017) com a abordagem na remoção de fármacos (BRINKLEY *et al.*, 2007) e de nutrientes (ZINATIZADEH e GHAYTOOLI, 2015).

O MBBR é uma tecnologia que vem sendo cada vez mais estudada e que está se consolidando no mercado mundial com grande aceitação visto que o crescimento populacional, a escassez hídrica, a falta de espaço disponível para instalação de ETEs levaram a necessidade de diversos países irem em busca de pesquisas por tecnologias que

atendam melhor as necessidades de cada local e que operem de forma mais eficiente atendendo a sua respectiva legislação (ODEGAARD, GISVOLD e STRICKLAND, 2000; LEYVA-DÍAZ, MARTÍN-PASCUAL e POYATOS, 2017; KHOSRAVI *et al.*, 2017; ABDEL-SHAIFY e EL-KHATEEB 2013; MASI *et al.*, 2010; SHAHI *et al.*, 2013).

Atualmente existem mais de 400 plantas de tratamento de esgoto em escala real e de grande porte adotando o modelo MBBR (RUSTEN *et al.*, 2006; KERMANI *et al.*, 2008; ZAFARZADEH *et al.*, 2010; KOUPAIE, MOGHADDAM e HASHEMI, 2011). Além disso, em mais de 20 países contam com algumas unidades em escala menor (FONSECA, 2016). No último estudo realizado pela ANA, o Brasil contava com cerca de 7 estações de tratamento de esgoto doméstico operando com a tecnologia MBBR e IFAS. Mesmo com um número restrito, as ETEs em estudo foram avaliadas e obtiveram ótimo desempenho para remoção de DBO (80%) e nitrogênio (maior que 80%) (ANA, 2017).

Portanto, o reator de leito móvel com biofilme aderido, tem demonstrado ser uma tecnologia de grande potencial. Isto porque é um sistema com alta capacidade de remoção de matéria orgânica podendo trabalhar com baixos tempos de retenção hidráulico e atendendo a efluentes com diferentes características.

### **3.1.3 Biomassa Aderida**

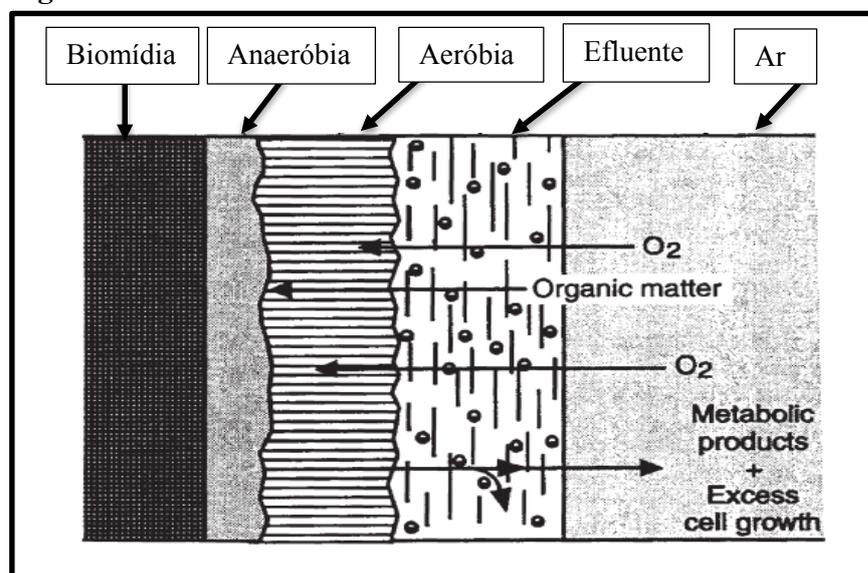
A biomassa do MBBR é composta por uma diversidade de microrganismos tais como protozoários, rotíferos, bactérias heterotróficas entre outras. Estes microrganismos se desenvolvem através do substrato (alimento) presentes no efluente de esgoto (BRYERS, 1994; VON SPERLING, 1996). Os microrganismos com a presença de uma superfície para aderência são capazes de se acumularem e formarem o que chamamos de biofilme. Os biofilmes podem ser formados em ambientes hidratados que tenham um aporte de nutrientes no meio ou até mesmo em diversas superfícies abióticas, como por exemplo, vidro, metais e plásticos (FLETCHER, 1980).

Na literatura não existe um consenso sobre a definição de biofilme, então é possível encontrar uma grande diversidade de conceitos. De forma concisa, o biofilme pode ser descrito como um consórcio de microrganismos que se formam através de um processo complexo que envolve uma série de eventos, como adesão e difusão (WOLFF, PAUL e COSTA, 2010). A adesão é o primeiro passo para que ocorra a colonização no meio de suporte sendo influenciada pela interação entre células e pela presença de substâncias poliméricas que favorecem a aderência. Essas substâncias poliméricas extracelulares (EPS)

são formadas em sua maioria por polissacarídeos e, além de favorecerem a adesão do biofilme, também conferem resistência aos microrganismos contra a desidratação e ação de predadores livres (CAMMAROTA e SANTANA; 1998; BASSIN e DEZOTTI, 2008; DUAN *et al.*, 2013). Essa resistência das células contra inúmeras condições de estresse, como a escassez de água, é devido à hidratação proporcionada pela captura de água pelos carboidratos (PRAKASH, VEEREGOWDA e KRISHNAPPA, 2003). Após o processo de aderência, a matéria orgânica, o oxigênio e outros micronutrientes são metabolizados pelos microrganismos, através da etapa de difusão (ROUXHET e MOZES, 1990; VON SPERLING, 1996).

A Figura 6 mostra como funciona o fluxo de substrato e os mecanismos das fases em um biofilme. Primeiramente ocorre a adesão dos microrganismos na biomídia e, na medida que o biofilme é formado, ele vai crescendo e se tornando mais espesso, podendo dificultar a difusão do oxigênio, formando uma camada anaeróbia. Na superfície do biofilme se observa a fase aeróbia, onde a troca de oxigênio ocorre mais facilmente (MARA e HORAN, 2003).

**Figura 6.** Mecanismo de um biofilme.



Fonte: Adaptado de MARA e HORAN, 2003.

A difusão do oxigênio dissolvido é um fator determinante para as diferentes zonas criadas no biofilme. Destaca-se ainda que entre as zonas anaeróbias e aeróbia, ocorre condições anóxicas, que é essencial para que ocorra a desnitrificação, ou seja, a redução de nitrato (VON SPERLING, 1996). Desse modo, a estrutura do biofilme pode favorecer a ocorrência de nitrificação na área superficial e desnitrificação na zona anóxica (FUJII, 2011; WOLFF, PAUL e COSTA, 2010). Dessa forma, os processos de tratamento de efluente que

envolvem o uso de biofilme têm sido amplamente utilizado hoje em dia por conta de algumas vantagens tais como, sua forte adaptabilidade a choques de carga, pela baixa produção de lodo no processo e por conta da boa eficiência de remoção para poluentes orgânicos e nitrogênio amoniacal de águas residuais, devido a retenção de microrganismos de crescimento lento (SINGH *et al.* 2018).

O pH interfere e indica como será a estrutura e a composição do biofilme (DONLAN e CONSTERTON, 2002). Um pH neutro contribui para a produção de polissacarídeos. Além desse parâmetro, a atividade biológica e a manutenção da espessura do biofilme também são condições que geralmente são observadas em estudos que trabalham com processos biológicos de tratamento de esgoto com biomassa aderida (BOLTON *et al.*, 2006; HOANG *et al.*, 2014). Lin *et al.* (2015) estudaram a espessura de biofilmes e a viabilidade celular (quantidade de células vivas no biofilme) com o uso de microelétrodo de oxigênio dissolvido.

O controle da espessura no processo MBBR é importante devido à difusão do substrato e de oxigênio que devem ser adsorvidos ao longo do biofilme. Um biofilme muito espesso pode dificultar o transporte desses substratos por todo o biofilme ocasionando a morte celular e ruptura do mesmo (ALLAN *et al.*, 2002; HUANG, PERETTI e BRYERS, 1994). Por outro lado, um biofilme muito fino não favorece a formação de gradiente de oxigênio e as camadas anóxicas e anaeróbia. Portanto, um biofilme ideal em sistemas de MBBR não deve ser muito espesso e sem acúmulos na biomídia, isto é, a biomassa deve ser uniformemente distribuída pelo material de suporte (RUSTEN, *et al.*, 2006). Lazarova e Manem (1996) abordaram a necessidade de um controle da espessura do biofilme, pois um biofilme muito espesso pode reduzir a permeabilidade do substrato e conseqüentemente diminuir a atividade biológica do biofilme. Os valores de espessura do biofilme indicados pela literatura, em processos de MBBR, variam de 0,1 mm a 1,0 mm (ØDEGAARD, RUSTEN e BADIN, 1993; ØDEGAARD, RUSTEN e WESTRUM, 1994; ANDREOTOLLA *et al.*, 2000).

A agitação no reator é um fator que deve ser observado durante a operação para que não atrapalhe o desempenho dos microrganismos na criação do biofilme e conseqüentemente o desprendimento da biomassa (RUSTEN *et al.*, 2006). Cheng, Demirci e Catchmark (2010) observaram que a adesão ao biofilme através dos microrganismos não foi difícil, o problema foi a resistência ao cisalhamento que comprometeu a espessura do biofilme. Além da agitação no interior do reator, existem outros fatores que também provocam o desprendimento da biomassa do material de suporte tal como, indisponibilidade de OD no

biofilme, falta de substrato, choque entre os meios de suporte e a idade do biofilme (DIAS, 2011; CHENG, DEMIRCI e CATCHMARK, 2010).

### 3.2 PARÂMETROS FUNDAMENTAIS DE CONTROLE OPERACIONAL NO MBBR

Os parâmetros operacionais adotados no MBBR são os mesmos usados nos processos por lodos ativados, devido à semelhança desses sistemas. As diferenças são apenas os valores usuais de aplicação acrescido de parâmetros que estão relacionados a biomassa do sistema, já que o MBBR além da biomassa suspensa contém a biomassa aderida. Serão então apresentados os parâmetros fundamentais desse processo, bem como: as características das biomédias, os percentuais do meio de suporte normalmente usados, a quantidade de oxigênio dissolvido, a carga orgânica volumétrica (COV) e a carga orgânica superficial (COS) normalmente aplicados.

#### 3.2.1 Características do meio de suporte (biomédia)

Existe uma grande variedade de modelos de biomédias no mercado mundial. De uma forma geral, esses suportes são pequenos, leves e podem ser fabricados por diferentes materiais e possuir vários formatos, como mostra a Figura 7.

**Figura 7.** Diversidade de modelos de biomédias.



Fonte: VEOLIA, 2018.

A maioria desses suportes é de polietileno de alta densidade (PEAD), porque são menos custosos que os de material de polipropileno. Yuan *et al.* (2015) relataram que o melhor meio de suporte para ser usado em processos de remoção avançada de nitrogênio, com objetivo de nitrificação e desnitrificação é o de polietileno de alta densidade. Esses meios de suporte possuem uma área superficial elevada e densidade que varia de 0,95 a 1,0

g/cm<sup>3</sup>. Esta última característica vai influenciar dentro do reator, já que as biomédias tendem a flutuar quando não estão sujeitas a aeração (RODGERS e ZHAN, 2003; VAN HAANDEL e VAN DER LUBBE, 2012). As biomédias apresentam diferentes configurações com áreas de contato distintas, podendo assim apresentar um potencial maior na aderência da biomassa. A Tabela 1 mostra diversos tipos e formas de biomédias e suas respectivas dimensões e material de fabricação.

**Tabela 1.** Diferentes formas e propriedades das biomédias utilizadas em um MBBR.

<b>Modelos da Biomédia</b>	<b>Diâmetro (mm)</b>	<b>Área Superficial Específica (m<sup>2</sup>. m<sup>-3</sup>)</b>	<b>Material</b>
<b>AnoxKaldnes (K1)</b> 	9,10	500	PEAD
<b>Kaldnes (K3)</b> 	25,00	500	PEAD
<b>Kaldnes (K5)</b> 	25,00	800	PEAD
<b>Biofilm Chip (M)</b> 	48,00	1400	PEAD ou Polipropileno
<b>Multi Umwelt Mutag Biochip</b> 	22,00	3.000	PEAD
<b>Biowater (BWT 15)</b> 	-	828	PEAD

Fonte: Adaptado de VAN HAANDEL e VAN DER LUBBE, 2012.

Os suportes mais conhecidos para os processos MBBR são os da série K fabricados pela empresa Anox-kaldnes (CANLER e PERRET, CHOUBERT, 2012) que em 2007 foi adquirida pela empresa Biowater Technology e desde então foi exclusiva na criação e comercialização de biomédias quadradas (BIOWATER, 2019) como mostra a Figura 8. Mas, atualmente, há outros fabricantes, inclusive nacionais produzindo biomédias para serem comercializadas.

**Figura 8.** Biomédia quadrada produzida pela Biowater.



Fonte: BIOWATER, 2019.

Um dos aspectos que geralmente são considerados no momento da escolha da biomédia, é sobre o tamanho da sua área específica, que deve ser elevada para que o biofilme fique aderido e protegido. A área específica é um parâmetro fundamental que nos fornece uma referência do tamanho interno da peça e pode ser calculada pela razão entre a área total da biomédia e o volume por ele ocupado. Além disso, a estrutura deste suporte deve ser aberta para que ocorra a transferência de oxigênio e de substrato e para evitar que ocorra o entupimento do transportador com a biomassa (VAN HAANDEL e VAN DER LUBBE, 2012). Porém, mesmo com a importância sobre o parâmetro da área específica aderida, surgiram pesquisas com a abordagem sobre a influência das formas das biomédias no desenvolvimento do processo (YUAN *et al.*, 2015; JACOBS, CORREA e PRATES, 2015).

Com o objetivo de testar duas biomédias (da empresa Water Treatment Group) ambos de polietileno de alta densidade, de dimensões e áreas específicas similares, mas de forma distinta Zhang *et al.* (2013) mostraram que a biomédia de forma cilíndrica, teve maior velocidade de circulação (cerca de 33% mais elevada) do que a biomédia do modelo

Hacketten (que possui um formato de esfera) além de apresentar melhor difusão do substrato, melhor taxa de nitrificação e foi mais eficaz na adesão do biofilme no início do processo. Esses resultados mostram que a forma geométrica das biomédias é um ponto importante na eficiência do sistema. Wolff, Paul e Costa (2010) testaram dois diferentes materiais de suporte, um PEAD com pouca rugosidade e área superficial de  $3.075 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$  e outro de plástico reciclado rugoso, com área superficial de  $2.596 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ . Eles encontraram uma remoção de matéria orgânica e de nutrientes maior com as biomédias de plástico reciclado com mais rugosidade e menos denso do que as de PEAD que era menos rugoso. Com isso eles mostraram que a rugosidade superior favorece a fixação e o desenvolvimento de organismos do biofilme e pode oferecer melhores condições para o crescimento de organismos lento, como as nitrificantes.

Bassin *et al.* (2016) comparou dois diferentes meios de suporte (Kaldnes K1 e o Mutag Biochip) com tamanho, forma e estrutura distintas com o objetivo de avaliar a influência dos meios de suporte na dinâmica da biomassa aderida durante o experimento nos reatores de leito móvel. Os reatores foram submetidos ao aumento gradual de carga orgânica no sistema e os autores identificaram que houve diferença na formação de biomassa por  $\text{m}^2$  e na distribuição do biofilme conforme houve o acréscimo de carga orgânica. Apesar da biomédia Mutag Biochip apresentar uma maior área superficial ( $3.000 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ ) e mais porosidade comparada a K1 ( $500 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ ), ela teve menor acúmulo de biomassa mostrando que alguns suportes porosos mostram maior dificuldade para a biomassa se desenvolver do que as biomédias com superfície lisa.

Já o estudo realizado por Rusten *et al.* (2003) identificaram que a biomédia K1 Kaldnes apresentou as melhores eficiências em termos de remoção de matéria orgânica e produção de sólidos quando comparado a outros meios de suporte e estes resultados foram reproduzidos em escala real mostrando resultados satisfatórios (mais de 98% de remoção de COT).

Outro parâmetro essencial para o MBBR é a quantidade de biomédias no reator. A princípio quanto mais biomédias maiores quantidades de biofilme e maior a capacidade de acomodar maiores cargas afluentes. Sobre essa característica, é comum abordar essa quantidade em termos percentuais relativos ao volume do reator. Essa quantidade de suportes no reator é conhecida como fração de recheio ou de enchimento (RUSTEN e ØDEGAARD, 1995; SALVETTI *et al.*, 2006). Na literatura recomenda-se uma fração de recheio esteja entre 20 e 70%. Já Ødegaard, Rusten e Badin (1993), Rusten, Kolkinn e Ødegaard (1998) e Andreottolla *et al.* (2000) relatam que a quantidade de meios de suporte deve estar em torno

de 40 a 70% do volume do reator.

Altas frações de recheio podem prejudicar a hidrodinâmica do reator, pois as peças podem não conseguir percolar adequadamente no tanque fazendo com que haja extremos choques entre elas, e assim, atrapalhar na formação do biofilme e provocar um maior desprendimento de biomassa (ØDEGAARD, 2006 e RUSTEN *et al.*, 2006). Apesar da preocupação com altas razões de preenchimento de biomédias no reator, há diversos estudos que não relataram problemas quanto a fração de recheio elevada, como é o caso do estudo feito por Wang, Wen e Qian (2005) que trabalharam com recheios de até 75% e observaram boa circulação dos suportes no reator. Além disso, outros estudos utilizaram uma fração de recheio de até 70% e também não relataram problemas operacionais quanto ao uso desse percentual de recheio (REGMI *et al.*, 2015; YANG, SYED e ZHOU 2014; RAFIEI, NAEIMPOOR e MOHAMMADI 2014; RAHIMI *et al.*, 2011).

Por outro lado, os baixos percentuais não garantem uma quantidade de biomassa suficiente para que possa tratar o esgoto afluente (RUSTEN *et al.*, 2006). De fato, alguns estudos como o Martín-Pascual *et al.* (2015) relataram que houve uma menor eficiência em termos de remoção de matéria orgânica e nitrogênio quando se utilizou 30% da fração de recheio quando comparado a 50% de preenchimento. No entanto, não há um consenso sobre a fração de recheio ideal, pois a maioria dos autores fixa uma fração de recheio e avalia o desempenho do reator, frente as variações de carga orgânica, remoção de nitrogênio e outros poluentes, sendo pouco explorado o impacto dessas variações e a influência do suporte. Wang, Wen e Qian (2005) obtiveram melhores desempenhos quando a relação de enchimento com meios de suporte foi de 50%, assim como os estudos realizados por Guo, Guan e Xia (2014) e Calderón *et al.* (2012).

Portanto, as biomédias precisam ser resistentes e devem ser duráveis, de forma que resistam a meios turbulentos com constantes choques dentro do reator. A durabilidade da biomédia vai depender do seu material de fabricação, porém os fabricantes garantem cerca de 20 anos de vida útil. De todas as plantas instaladas na Noruega nenhuma apresentou desgaste do suporte de plástico em mais de 15 anos de operação (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, MOP No. 8, 2009). A planta mais antiga de MBBR construída em 1989, na Noruega, ainda permanece com a mesma biomédia utilizada desde a sua construção, ou seja, 30 anos de duração (BIOWATER, 2019).

### 3.2.2 Oxigênio Dissolvido

O oxigênio dissolvido é uma variável fundamental e necessária em todos os processos de tratamento aeróbio de esgoto, pois é através dessa disponibilidade deste gás que os microrganismos são capazes de realizarem a degradação da matéria orgânica (JORDÃO e PESSÔA, 2014). Além disso, a introdução de ar no interior do reator se faz necessária para promover a completa mistura do conteúdo do tanque e manterem as biomédias em movimento. Dessa forma, espera-se que no sistema MBBR, por contar com a presença da biomassa aderida, biomassa suspensa e biomédias em um mesmo tanque, naturalmente este sistema necessitará de maiores taxas de aeração comparado aos processos por lodos ativados.

Em princípio, ressalta-se, que o fornecimento de ar deve ser controlado de forma que não cause uma turbulência capaz de prejudicar o sistema e até mesmo o desprendimento do biofilme do material de suporte (REIS, 2007). Ødegaard, Rusten e Westrum (1994), indicaram uma faixa de concentração de OD entre 2,0 e 5,0 mgO<sub>2</sub>/L em processos MBBR sem que afete a eficiência do processo. Hem, Rusten e Ødegaard (1994) observaram que condições de OD na faixa de 4,5 a 5,0 mg. L<sup>-1</sup> produziu as melhores taxas de nitrificação no sistema MBBR. Enquanto Rusten et al. (1994) observaram que a nitrificação foi quase linearmente dependente da concentração de oxigênio dissolvido, e que só se deu início a partir de um OD de 2,5 a 3 mgO<sub>2</sub>/L, as mesmas condições de OD observadas por Weng e Molof (1974).

Apesar de estudos apontarem para um limiar de OD entre 2 e 5 mgO<sub>2</sub>. L<sup>-1</sup> para não comprometer a eficiência do processo, Rusten *et al.* (2000) apontaram que a eficiência da nitrificação aumenta em 70% quando a concentração de OD aumenta de 5,0 para 8,0 mgO<sub>2</sub>. L<sup>-1</sup>. Em um outro estudo realizado por Rusten *et al.* (2006) que tinha como propósito de aprofundar as questões de remoção de matéria orgânica e nitrificação em MBBR foi comentado que um OD na faixa de 3 mg. L<sup>-1</sup> para reatores que trabalham com alta carga orgânica foi mais eficiente inclusive obtendo um biofilme fino evitando o entupimento da peça.

Os experimentos de Pastorelli *et al.* (1999) demonstraram que o MBBR com um OD superior a 3 mg. L<sup>-1</sup> obteve-se a nitrificação do efluente. E em estudos mais recentes, como o de Zhang *et al.* (2013) conseguiram a metabolização completa de NH<sub>4</sub><sup>+</sup> a NO<sub>2</sub><sup>-</sup> em concentrações de OD acima de 6 mg. L<sup>-1</sup> nos MBBRs, constatando que houve nitrificação nos reatores, e que nenhuma desnitrificação ocorreu. Bassin *et al.* (2016) que trabalharam

com dois reatores MBBR preenchido com diferentes materiais de suporte e submetido ao aumento gradual de carga orgânica e diferentes taxas de retenção hidráulica, utilizou concentrações de OD entre 4 e 5 mg. L<sup>-1</sup> nos dois MBBRs e obteve bons resultados na remoção de NT nos dois MBBRs, (73 e 86%).

Alguns trabalhos da literatura que estudaram o MBBR com o objetivo na nitrificação e nitrificação parcial, utilizaram concentrações de OD acima de 2 mg. L<sup>-1</sup> chegando até a 8 mg. L<sup>-1</sup>. No entanto, esses estudos apontam para uma relação entre o OD e a nitrificação, justificando assim, o fato das concentrações de OD serem importantes nos processos de tratamento de esgoto, inclusive no sistema MBBR.

### 3.2.3 Carga orgânica volumétrica e carga orgânica superficial

Nos primeiros trabalhos sobre o MBBR, Rusten, Ødegaard e Lundar (1992), Ødegaard, Rusten e Westrum (1994), Hem, Rusten e Ødegaard (1994) faziam referência a carga orgânica volumétrica (COV) ou carga orgânica superficial (COS) em seus estudos. Assim como os filtros percoladores, o sistema MBBR também pode sofrer influência sobre a eficiência do processo através da aplicação da COV ou COS.

A COV (kgDBO ou DQO/m<sup>3</sup>.d) é calculada pela razão entre a carga orgânica aplicada no reator e o seu volume, como mostra a Equação 1.

$$COV = \frac{(C_{DQO \text{ ou } DBO}) \times (Q)}{V_R} \quad (1)$$

Onde: COV: Carga orgânica volumétrica; C<sub>DQO</sub>: Concentração de DQO ou DBO no efluente; Q: vazão do efluente; V<sub>R</sub>: volume do reator

Broch-Due, Andersen e Opheim (1997) investigaram a integração de um MBBR com um sistema de lodos ativados para o tratamento de um efluente da indústria de papel. Neste estudo, eles utilizaram dois reatores pilotos preenchido com 70% de biomídias, pH foi ajustado a 7 e o TRH variando de 4,2 a 30 horas. Esses reatores receberam COV variando de 2,7 a 17,8 kgDQO. m<sup>-3</sup>.dia<sup>-1</sup> e o OD variou de 2,5 a 5,7 mg. L<sup>-1</sup>. Foram verificadas remoções de DQO inferiores a 50% por conta da alta carga orgânica aplicada, baixo TRH, e problemas na unidade de sedimentação processo. Com o aumento do TRH, eles obtiveram resultados de até 82% de remoção de DQO.

Rusten *et al.* (2003) que trabalharam com efluente de uma indústria química, obtiveram eficiências em torno de 62 a 79% para a remoção de DQO quando o MBBR foi submetido a carga orgânicas na faixa de 2 a 4,5 kgDQO. m<sup>-3</sup>. d<sup>-1</sup>. Os autores também observaram que o desempenho dos reatores foi estável mesmo submetidos a choques de cargas orgânicas. Bassin *et al.* (2016) utilizaram dois MBBRs alimentados com efluente sintético e avaliaram o desempenho do processo em termos de remoção de nitrogênio submetido a diferentes concentrações de carga orgânica. Neste estudo, eles aplicaram COVs entre 0,8 e 3,2 kgDQO. m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> e variaram os tempos de retenção hidráulico entre 3 e 12 horas. Eles observaram que com o aumento gradual da COV, o biofilme se tornou mais espesso e o teor de sólidos em suspensão aumentou significativamente no reator. Apesar disso, o trabalho demonstrou que houve nitrificação no processo independente da carga orgânica utilizada.

Eslami *et al.* (2018) estudaram a eficiência do processo IFAS submetido a diferentes COVs variando de 0,11 a 1,3 kgDQO. m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>. Este estudo foi realizado em escala piloto e os autores relataram resultados de até 92,5% de remoção de DQO e 90% de remoção de nitrogênio total e 87% de remoção de fósforo em uma COV aplicada de 0,44 kgDQO. m<sup>-3</sup>. d<sup>-1</sup>. Porém, foi relatado que com o aumento da COV as eficiências desses parâmetros diminuíram, variando de 60 a 80% da DQO. Os autores atribuíram essa queda da eficiência ao provável aumento de substâncias não biodegradáveis afluente ao reator.

A carga orgânica superficial corresponde a razão entre a carga orgânica e a área específica da biomídia, como mostra a Equação (2). A COS é expressa em gDBO. m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>.

$$COS = \frac{(C_{DQO \text{ ou } DBO}) \times (Q)}{A_S} \quad (2)$$

Onde: C<sub>DQO</sub>: Concentração de DQO no efluente; Q: vazão do efluente; A<sub>S</sub>: área superficial do suporte

Ødegaard, Rusten e Westrum (1994) avaliaram a COS máxima que um MBBR poderia receber. Neste trabalho foi utilizado dois reatores MBBR em série ambos preenchidos com fração de recheio de 54% e com biomídias de área superficial específica de 276 m<sup>2</sup>. m<sup>-3</sup>. A partir deste estudo foi obtido uma boa eficiência de remoção de DQO para COS 21 gDQO. m<sup>-2</sup>. d<sup>-1</sup>, porém eles relataram que o sistema reduziu sua eficiência quando a COS foi de 37 gDQO. m<sup>-2</sup>. d<sup>-1</sup>.

Melin *et al.* (2005) investigaram o desempenho em termos de remoção de matéria orgânica de dois sistemas MBBR com duas COS, um com 22 gDQO. m<sup>-2</sup>. d<sup>-1</sup> e o outro com 4,1 gDQO. m<sup>-2</sup>. d<sup>-1</sup> variando os tempos de retenção hidráulico de 45 min a 4 horas. Os autores observaram que a eficiência média da remoção de DQO foi semelhante em ambos os sistemas (em torno de 85%), demonstrando que o sistema não sofreu impacto em diferentes aplicações de COS.

Aygun, Nas e Berkay (2008) estudaram o desempenho do MBBR a fim de avaliar a eficiência do sistema para remoção da matéria orgânica e a relação entre diferentes COS. Para isso, utilizaram um MBBR em escala laboratorial alimentado continuamente com esgoto sintético e preenchido com uma fração de recheio de 50% do volume do reator, variando o TRH entre 4 e 8 horas. O funcionamento do reator foi ajustado para atender 5 diferentes COS: 6, 12, 24, 48 e 96 gDQO. m<sup>-2</sup>. d<sup>-1</sup>, e foi observado que a eficiência da remoção de matéria orgânica reduziu conforme foi aumentada a COS, variando de 95,1% até 45,2% utilizando o TRH de 8 horas. O OD do sistema variou de 0,30 a 3,0 mg. L<sup>-1</sup> e, quando o sistema atingiu uma COS de 48 e 96 gDQO. m<sup>-2</sup>. d<sup>-1</sup>, o OD no sistema diminuiu atingindo 0,83 e 0,30 mg. L<sup>-1</sup>, respectivamente. Segundo os autores essa baixa concentração de OD pode ter prejudicado a eficiência do sistema.

### 3.3 NITROGÊNIO

#### 3.3.1 Nitrogênio e suas formas no esgoto

A maior parte do nitrogênio encontrado no planeta está na forma de gás N<sub>2</sub>, compondo 78% do ar que respiramos. Apesar disso, poucos seres vivos têm a capacidade de absorver o nitrogênio nesta forma (MARTINS *et al.*, 2003).

A partir do seu ciclo biogeoquímico pode se compreender melhor sobre como o nitrogênio se transforma e se apresenta nas diferentes formas, como mostra a Figura 8. O ciclo do nitrogênio apresenta-se como um diferencial dos demais ciclos naturais em função de sua estrutura química sofrer diversas transformações em cada processo, tornando o N disponível para outros organismos.

A fixação biológica do nitrogênio atmosférico ocorre normalmente por cianobactérias que fixam o N<sub>2</sub> e o transformam em nitrogênio amoniacal, processo denominado de fixação biológica de nitrogênio. Uma fração do nitrogênio orgânico presente no solo ou sedimento pode ser também convertido por diferentes grupos microbianos em



### 3.3.2 Nitrogênio e os seus problemas ambientais

O nitrogênio é um nutriente encontrado naturalmente nos corpos hídricos. Porém com o aumento do uso indiscriminado de fertilizantes e do despejo de efluentes sem o tratamento adequado vem ocorrendo diversos inconvenientes como a poluição hídrica. Observa-se que o tratamento de esgoto com objetivo de remoção de carga carbonácea é importante e já seria um grande avanço no Brasil, visto os dados demonstrado pelo Atlas de Esgoto (ANA, 2017), mas também é necessário investir em remoção de nutrientes com o intuito de obtermos um efluente final de maior qualidade.

O despejo de efluente com alto teor de N em um corpo hídrico pode acarretar o fenômeno chamado de eutrofização, que conseqüentemente afeta a fauna marinha e a saúde pública da população. A eutrofização, apesar de muitas vezes ocorrer por ação antrópica, pelo excesso de nutrientes, principalmente o fósforo, é considerado um fenômeno natural, que vem a ser o crescimento excessivo de algas com alto consumo de oxigênio e posteriormente a falta de oxigênio na água, acarretando a mortalidade dos peixes (JORDÃO e PESSOA, 2014; VON SPERLING 2002)

As diferentes formas do N podem ser encontradas nos diferentes compartimentos ao longo do processo de tratamento de esgoto sanitário. E a composição da forma como sai o nitrogênio é de grande relevância para o entendimento dos processos que visam a remoção de cargas nitrogenadas, devido ao destino final desses produtos. A contaminação das águas subterrâneas por nitrato, ou até mesmo a descarga direta em águas superficiais é uma questão de saúde pública, que atinge principalmente crianças de 1 a 3 anos. A população que faz uso dessas águas contendo alta concentração de nitrato pode adquirir a metemoglobinemia, doença que causa uma desordem sanguínea e conseqüentemente o sufocamento em humanos (VERLY, SAEKI e STELATO, 2017). Outro aspecto diretamente ligado a saúde ambiental das águas é despejo de amônia livre ( $\text{NH}_3$ ), implicando diretamente na toxicidade dos peixes (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2005). Na parte sólida, por exemplo, é importante identificar se o lodo incorporou parte do nitrogênio. De acordo com Lara, Andreoli e Pegorini (2001), uma das alternativas mais usuais para o descarte do lodo, no Brasil, é o aterro sanitário e isso pode causar alguns riscos ambientais e a saúde humana, como o escorrimento de compostos resultantes da decomposição do lodo no solo, principalmente  $\text{NO}_3^-$ , podendo ser retornado aos corpos hídricos. Na forma gasosa, é importante a verificação das emissões de  $\text{N}_2\text{O}$  devido o seu importante papel na atmosfera, por ser um gás do efeito estufa, e o seu potencial de aquecimento global ser 300 vezes maior

do que o dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) (IPCC, 2007; IPCC, 2014).

No entanto, o nitrogênio é um componente crucial e de grande relevância para o equilíbrio e geração da vida como também do controle da poluição dos corpos d'água. Portanto a determinação da forma que o mesmo se encontra no meio, através do balanço de massa de nitrogênio, é possível identificar a condição e até mesmo as indicações sobre o estágio de contaminação desse corpo hídrico. De forma sintetizada, o Quadro 1 mostra as diferentes condições de um efluente de esgoto ou de um curso d'água poluído e qual a forma de nitrogênio está em predominância (MOTA e VON SPERLING, 2009).

**Quadro 1.** Distribuição das formas de nitrogênio em condições diversas.

<b>CONDIÇÃO</b>	<b>FORMA PREDOMINANTE DO NITROGÊNIO</b>
Esgoto bruto	Nitrogênio Orgânico Amônia
Poluição recente em um curso de água	Nitrogênio orgânico Amônia
Estágio intermediário da poluição em um curso de água	Nitrogênio orgânico Amônia Nitrito (em menores concentrações) Nitrato
Poluição remota em um curso de água	Nitrato
Efluente de tratamento sem nitrificação	Nitrogênio orgânico (em menores concentrações) Amônia
Efluente de tratamento com nitrificação	Nitrato
Efluente de tratamento Com nitrificação/desnitrificação	Concentrações mais reduzidas de todas as formas de nitrogênio

Fonte: MOTA e VON SPERLING, 2009.

Embora haja uma série de problemas que o N em excesso pode causar no meio ambiente, já existem esforços mundiais para controle do N em meio aquático. O departamento ambiental da cidade de Nova York (NY), por exemplo, desenvolveu um programa de controle para reduzir as descargas de nitrogênio na Jamaica Bay e no Long Island Sound, que são importantes ambientes aquáticos da cidade. O objetivo deste programa foi implementar tecnologias de remoção de nutrientes biológicos em todas as suas 14 estações de tratamento de águas residuais. Esse projeto foi desenvolvido em 1994, e ao longo

do tempo foi ganhando apoio através de normas publicadas pela Agência de Proteção Ambiental dos Estados Unidos (EPA) e como resultado, nos últimos 20 anos foram observados uma redução de N (VAUDREY, 2017).

### 3.3.3 Principais mecanismos da remoção biológica de nitrogênio do esgoto sanitário

A remoção do N no tratamento de esgoto tem sido amplamente estudada e uma das formas mais convencionais é a de remoção biológica, através da combinação de dois processos: nitrificação e desnitrificação (ZAFAEZADEH *et al.*, 2010). Porém, vale lembrar que outros tipos de tratamento como o físico-químico também podem ser utilizados como métodos para remoção de nutrientes (METCALF e EDDY, 2003). Entretanto, ao longo dos anos, processos de remoção biológica vêm sendo proposto, surgindo formas alternativas para aperfeiçoar a metabolização ou remoção de N no esgoto, como, nitrificação e desnitrificação simultânea (NDS), o processo Anammox, entre outros (KARTAL, KUENEN e VAN LOOSDRECHT, 2010; ZHU *et al.*, 2007).

### 3.3.4 Nitrificação biológica

O processo de nitrificação completa se baseia na metabolização de nitrogênio, transformando a amônia ( $\text{NH}_3$  e  $\text{NH}_4^+$ ) em compostos nitrogenados oxidados, como ( $\text{NO}_2^-$  e  $\text{NO}_3^-$ ). A nitrificação completa é um processo estritamente aeróbio, onde grupos de bactérias BOA e BON são essenciais para a conversão de suas formas. Dentre os gêneros mais conhecidos de BOA e BON destacam-se as *Nitrosomonas* sp. e *Nitrobacter* sp., respectivamente. Esses organismos na presença de oxigênio dissolvido e em um intervalo de pH geralmente entre neutro a levemente alcalino são capazes de oxidar a amônia a nitrito e posteriormente a nitrato, como mostra as equações (3) e (4) (VON SPERLING 2002; JORDÃO e PESSÔA, 2014).

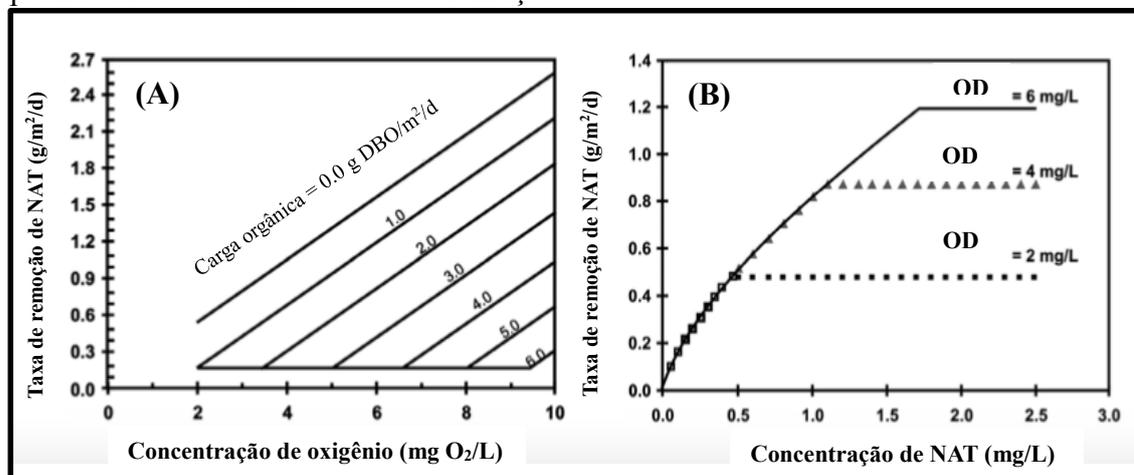


A partir dessas equações descritas acima, nota-se uma alta demanda por oxigênio

para oxidação do nitrogênio amoniacal. A massa de oxigênio necessária para que ocorra a nitrificação é de 4,57 mg de  $O_2$  para cada mg de  $N-NH_4^+$  oxidado (EKAMA, DOLD e MARAIS, 1984). Além disso, a equação 3 mostra a geração de íons  $H^+$  que podem diminuir o pH do meio (METCALF e EDDY, 2003). Apesar da indicação sobre a necessidade de um pH entre 7,2 a 9,0 (METCALF e EDDY, 2003) para não comprometer a nitrificação do sistema, já existem estudos que mostram a nitrificação em condições de pH inferiores a neutralidade. Ribeiro *et al.*, (2017) realizou medições das emissões de  $N_2O$  em três condições de aeração em um processo por lodos ativados em escala real sob diversas condições operacionais, como: OD, pH e choques. Durante este estudo os autores identificaram que em um dos tanques, mesmo sob condições de pH entre 4 e 5 sob uma carga orgânica de 12 a 42 kgDQO.  $h^{-1}$  e vazão de ar de  $450 m^3 \cdot h^{-1}$ , o sistema foi capaz de remover 95% da DQO e do NTK.

No entanto, a etapa da nitrificação em ETEs é um passo limitante, porque os microrganismos nitrificantes são impactados por diferentes condições ambientais e operacionais além do oxigênio dissolvido e do pH como: carga orgânica disponível e temperatura (RUSTEN *et al.*, 1994; TER HASEBORG *et al.*, 2010). Rusten *et al.* (2006) e Ødegaard, Rusten e Westrum (1994) destacaram que a taxa de nitrificação é influenciada pela carga orgânica e pelo OD, e explicou que ao aplicar uma COS acima de  $4g DBO \cdot m^{-2} \cdot dia^{-1}$  será necessária uma alta concentração de oxigênio dissolvido ( $6 mgO_2/L$ ) para que a nitrificação seja realizada, como mostra a Figura 10.

**Figura 10.** Fatores que influenciam na taxa de remoção de nitrogênio amoniacal total (NAT). Em (A) mostra a influência da carga orgânica e da concentração de OD e em (B) a concentração de OD necessária para a oxidação de nitrogênio amoniacal total (NAT) promovendo determinada taxa de remoção.



Fonte: ØDEGAARD, RUSTEN e WESTRUM, 1994; RUSTEN *et al.*, 2006.

Em termos de carga orgânica disponível, os estudos realizados por RUSTEN *et al.* (2003), MELIN *et al.* (2005) e ESLAMI *et al.* (2018) entre outros que trabalharam com diferentes concentrações de cargas orgânicas aplicadas no MBBR, quando o sistema foi submetido a elevadas COVs e COS tiveram o comprometimento da atividade de nitrificação nos seus respectivos processos. A inibição da nitrificação quando submetido à aplicação de elevadas cargas orgânicas é justificada pelo crescimento de microrganismos heterotróficos, visto que sua taxa de crescimento é 5 vezes maior do que os autotróficos nitrificantes (SCHMIDT e SCHAECHTER, 2011).

Estudos na literatura mostram que a temperatura é um fator de grande importância no tratamento de esgoto, pois a atividade microbiana e as reações bioquímicas tendem a aumentar com a sua elevação, porém as baixas temperaturas podem comprometer o processo de tratamento de esgoto, visto que as bactérias nitrificantes podem perder sua atividade (ABREU, 1994; METCALF e EDDY, 2003). Nos esgotos domésticos, a temperatura é superior à das águas de abastecimento, e os valores variam de acordo com o local e com as estações do ano (METCALF e EDDY, 2003).

Bian *et al.* (2017) investigaram uma estratégia de controle afim de investigar o comportamento do MBBR sob diferentes temperaturas (26, 16 e 6 °C). A estratégia foi manter uma relação entre OD e nitrogênio amoniacal total com o intuito de identificar a melhor razão para reatores que operam com baixas temperaturas. Neste estudo o MBBR foi colocado em um armário para um melhor controle da temperatura do efluente e foram ajustadas as diferentes concentrações de OD e nitrogênio amoniacal total (NAT). Os resultados revelaram que mesmo com temperaturas tão baixas quanto 6 °C, a nitrificação poderia ser estável quando a relação de controle OD/NAT não excedia 0,7, ou seja, OD e NAT na média de 3,8 mgO<sub>2</sub>. L<sup>-1</sup> e 22,4 mgN. L<sup>-1</sup>.

A nitrificação parcial é um processo realizado somente pelas BOA, onde consiste na conversão do NH<sub>4</sub><sup>+</sup> somente até NO<sub>2</sub><sup>-</sup>, que representa uma redução de 25% no consumo de oxigênio quanto comparado com o processo de nitrificação completa.

### 3.3.5 Desnitrificação Biológica

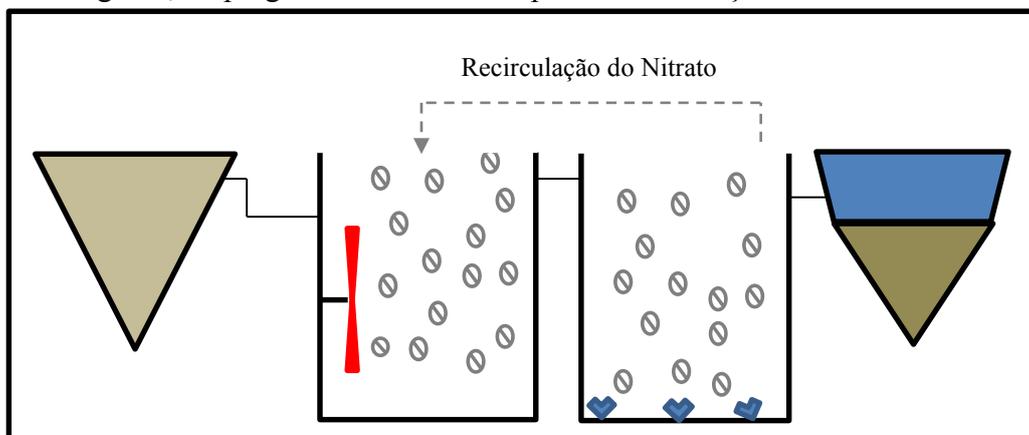
A desnitrificação é um processo que ocorre com a limitação de oxigênio dissolvido. Este processo consiste basicamente na conversão do NO<sub>3</sub><sup>-</sup> a N<sub>2</sub>, onde bactérias heterotróficas anaeróbias são responsáveis por essa oxidação. As bactérias facultativas, ou seja, as que

podem usar tanto oxigênio dissolvido quanto nitrato como aceptoras de elétrons na obtenção de energia são responsáveis por esse processo. Elas compreendem diversos gêneros, tais como: *Achromobacter*, *Bacillus*, *Brevibacterium*, *Flavobacterium*, *Micrococcu*, *Pseudomonas*, entre outras. Porém as *Pseudomonas* sp. são as mais comuns nesses processos de tratamento de esgotos (METCALF e EDDY, 2003; AKUNNA, BIZEAU e MOLETTA, 1993).

Quando há necessidade de desnitrificação em um MBBR, a configuração dos tanques requer uma combinação entre ambientes anóxicos e aeróbios, como mostra a Figura 11 obedecendo principalmente as seguintes modalidades:

- Pré-desnitrificação, na qual a fonte de carbono advém do esgoto bruto;
- Pós-desnitrificação, na qual a fonte de carbono advém da etapa de respiração endógena;

**Figura 11.** Configuração de reatores utilizados para remoção de carga orgânica e nitrogênio, empregando o conceito da pré-desnitrificação.



Fonte: O Autor.

Esses sistemas de pré e pós desnitrificação foram adotados nos estudos clássicos de Ødegaard, Rusten e Badin (1993) e Rusten, Hem e Ødegaard (1995) em processos por MBBR. No trabalho de Rusten, Hem e Ødegaard (1995) a taxa máxima de desnitrificação foi de  $200 \text{ g N-NO}_x \text{ m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ . Eles verificaram que a velocidade da desnitrificação é diretamente proporcional a DQO solúvel, porém nesse estudo devido as condições de oxigênio dissolvido, acima de  $3,4 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ , contribuiu para baixa taxa de desnitrificação.

Torkaman *et al.* (2015) trabalharam com um reator de leito móvel configurado para pré-desnitrificação que foi alimentando com variada COS ( $3 \text{ a } 18 \text{ g DQO} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{dia}^{-1}$ ) e

diferentes tempos de retenção hidráulico (8, 12 e 18 horas). O objetivo deste trabalho foi avaliar a remoção de DQO e nitrogênio no sistema. A partir disso, eles encontraram uma remoção total de DQO entre 87,3 e 98,8%. Em termos de nitrificação, eles observaram que com o aumento da COS no reator houve uma redução na concentração de OD disponível para as nitrificantes o que dificultou a oxidação da amônia. A taxa máxima de nitrificação neste reator aeróbio foi de 3,05 g NH<sub>4</sub>/m<sup>2</sup>.dia, o que acabou por promover a desnitrificação que teve uma relação direta linear com a taxa de formação de nitrato. A recirculação do nitrato neste sistema contribuiu para um aumento na taxa de desnitrificação atingindo um máximo de 2,5 g NO<sub>3</sub><sup>-</sup>. m<sup>-2</sup>. d<sup>-1</sup>.

Lima, Dezotti e Bassin (2016) trabalharam com um sistema MBBR pré-anóxico submetido ao aumento gradual de carga orgânica, variando de 3 a 18 g DQO. m<sup>-2</sup>.dia<sup>-1</sup> e os resultados mostraram que a maior parte da matéria orgânica foi removida via desnitrificação, chegando a valores acima de 90% e que, apesar da baixa concentração de OD (2 mg. L<sup>-1</sup>), a nitrificação foi observada como quase completa. Estes autores também observaram que a concentração de OD influenciou diretamente na nitrificação, principalmente para cargas COS variando de 2,6 a 8 g DQO. m<sup>-2</sup>. d<sup>-1</sup>, mostrando bastante estabilidade na nitrificação. No entanto, o aumento adicional na carga orgânica de 16 e 21 g DQO. m<sup>-2</sup>. d<sup>-1</sup> levou a remoção incompleta de amônia, mas mesmo nessas condições, obteve-se uma remoção média de DQO e total de nitrogênio ao longo do estudo, em torno de 95 e 85%, respectivamente.

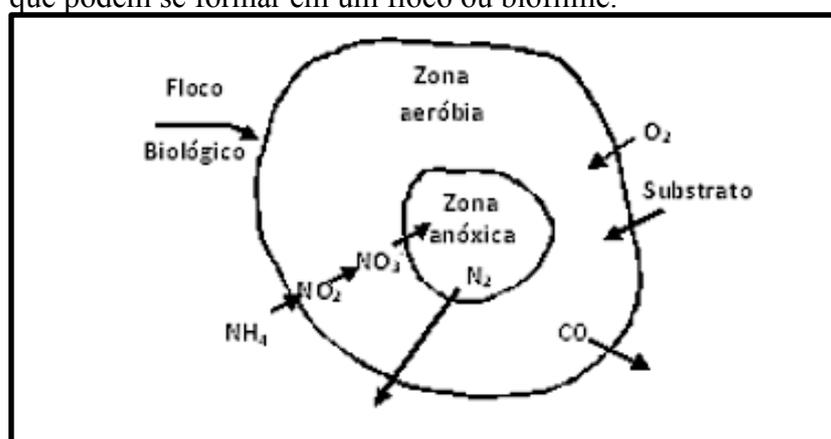
Além desses parâmetros, a relação Carbono/Nitrogênio também mostrou possuir um papel importante na desnitrificação, visto que a capacidade de um reator desnitrificante está relacionada com a quantidade de substrato biodegradável presente no sistema (LIU *et al.*, 2010). Estudo feito por Helmer-Madhok *et al.* (2002) indicou que relações C/N menores do que 2,5 não possibilitam uma desnitrificação satisfatória, no entanto, foi necessária uma fonte externa de carbono para promover a desnitrificação. Para Barnard (1991), a desnitrificação completa só pode ser alcançada com uma relação C/N de 7. No estudo de Lima, Dezotti e Bassin (2016) foi relatado relações C:N de 15 resultou em bom desempenho na desnitrificação. Alguns estudos provaram que o desempenho da remoção de nitrogênio no MBBR pode ser aprimorado otimizando diversas condições operacionais, como a concentração de OD e C/N (LIU *et al.*, 2016).

### 3.3.6 Nitrificação e Desnitrificação Simultânea (NDS)

A remoção biológica de nitrogênio é mediada por processos de nitrificação e desnitrificação, contudo essa eliminação sempre foi projetada para ser realizada de forma separada por diferentes grupos de microrganismos. Os princípios de nitrificação e desnitrificação resultam na necessidade de construção e separação de diferentes zonas aeróbia e anóxicas para que de fato ocorram os processos de remoção biológica de nitrogênio (HELMER e KUNST, 1998).

O fenômeno da nitrificação e desnitrificação simultâneas (NDS) está sendo cada vez mais estudado, e significa que em um mesmo reator sob uma condição experimental seja capaz de acontecer a NDS. Portanto, a nitrificação e desnitrificação simultânea podem acontecer em um mesmo reator, através de lodo floculento ou em forma de biofilme. A explicação para esse fenômeno é que, devido à existência de microzonas anóxicas no centro do floco ou no interior do biofilme, estes ambientes permitem o estabelecimento de bactérias heterotróficas desnitrificantes (ZHU *et al.*, 2007; ZOPPAS, BERNARDES e MENEGUZZI, 2016). Logo, a limitação difusional do OD no biofilme, faz com que a bactérias responsáveis pela nitrificação e desnitrificação encontre condições ideais para o seu processo de remoção de N, pois OD é consumido rapidamente na parte externa do biofilme de maneira que se torne mais indisponível na camada interna. E o nitrato produzido na zona aeróbia pode difundir-se a camada mais interna, ocorrendo a desnitrificação (ZHU *et al.*, 2007; ZOPPAS, BERNARDES e MENEGUZZI, 2016) como mostra a Figura 12.

**Figura 12.** Esquema das formações de diferentes zonas metabólicas que podem se formar em um floco ou biofilme.



Fonte: METCALF e EDDY, 2003.

Muitos estudos apontam que uma das condições para a ocorrência da NDS é a

manutenção de baixas concentrações de oxigênio dissolvido. Munch, Lant e Keller (1996) verificaram que uma taxa de OD em torno de  $0,5 \text{ mg. L}^{-1}$  seria adequada para atingir uma taxa de nitrificação igual à taxa de desnitrificação que levaria a NDS completa. Zhu *et al.* (2007) pesquisaram o fenômeno da NDS em um processo de lodos ativados em escala piloto alimentado com efluente sintético, operando com TRH de 8 horas, idade do lodo igual a 18 dias e variando a concentração de OD de  $0,17$  a  $4,57 \text{ mg. L}^{-1}$ . Os melhores resultados para a ocorrência da NDS foram quando a concentração de OD esteve abaixo de  $1 \text{ mg. L}^{-1}$ , onde houve uma maior remoção de NT, além de um baixo consumo de alcalinidade, indicando assim a ocorrência da NDS.

A fonte de carbono também é um fator relevante para a ocorrência de SND bem como a relação carbono/nitrogênio (C/N). Tam, Wong e Leung (1992) compararam a eficiência de NDS a partir de diferentes fontes de carbono orgânico e constaram que o acetato foi responsável pelas maiores taxas de desnitrificação, seguida de metanol e da glicose. No estudo feito por Pochana e Keller (1999) foram montados reatores em batelada sequenciais e identificaram que a taxa de desnitrificação e nitrificação foram aumentadas com níveis de OD até  $0,8 \text{ mg. L}^{-1}$  e que o uso do acetato como fonte de carbono externo resultou em uma significativa NDS. Xing *et al.* (2000) trabalharam com um reator de leito fluidizado operando com TRH de 8 horas e OD mantido em  $5 \text{ mg. L}^{-1}$ . Este processo foi capaz de alcançar eficiências de remoção em torno de 98,7% e 85% para COT e NT, respectivamente. Os autores verificaram diversas relações C/N e sua influência sobre a NDS e os melhores resultados foram com uma relação de 15/2 e 10/1. Fu *et al.* (2010) estudaram três reatores MBBR em série preenchido com 30% de biomédias ( $500 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ ), pH neutro (7,0), OD mantido entre 3 e  $4 \text{ mg. L}^{-1}$  e com TRH de 10 horas. A concentração de DQO empregada variou de 500, 1.000 e  $1.500 \text{ mg. L}^{-1}$ , visando variar a relação C/N de 4,5; 6,0; 8,9; 11,9 e 13,4. Os melhores resultados para NDS foram com uma relação C/N igual 13,4.

Em sistemas MBBR outro fator pode ser relevante para favorecer NDS, pois o biofilme formado pode conter desnitrificantes e ter um gradiente de OD. Desse modo, a seleção do tipo de biomédia aplicado pode ser relevante para a ocorrência de NDS. Sandip e Kalyanraman (2019) estudaram o reator MBBR a fim de verificar a capacidade de remoção de nitrogênio com base em NDS em um único tanque aeróbio com dois diferentes meios de suporte, um de PEAD e outro de poliuretano (base de espuma). Para isso, foi montado dois reatores paralelos onde cada um foi preenchido com diferentes frações de recheio, variando de 20 a 40% de um tipo de material de suporte e operados de forma iguais: com TRH de 5 horas, OD de  $3 \text{ mg. L}^{-1}$  e pH mantido entre 7 e 8. Os dois sistemas mostraram bons

desempenhos na remoção de matéria orgânica (entre 81 e 83%). No entanto, os autores observaram NDS com maior expressão no MBBR com biomódia de poliuretano porque ela apresentou maior área superficial de contato entre líquido e biofilme.

### 3.3.7 Anammox

A oxidação anaeróbia de amônio, processo conhecido como Anammox (*Anaerobic ammonium oxidation*) é uma alternativa para remoção de nitrogênio que desde sua descoberta vem sendo estudada. As bactérias anaeróbias oxidantes foram descobertas na década de 1970, mas só em 1990 que Arnold Mulder fez observações em um reator em escala piloto. Em seu experimento ele observou que o amônio era oxidado a nitrito com uma produção desobstruída do nitrogênio, porém por esse período ainda não se tinha a completa compreensão sobre o processo Anammox. Em meados de 1990, foi publicada a descoberta do processo Anammox em um reator de leito fluidizado com apresentação de resultados de taxa máxima de remoção de amônio de  $0,4 \text{ kg N. m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$  (MULDER *et al.*, 1995). Com base em cálculos estequiométricos do processo Anammox por balanço de massa, descobriram que as bactérias Anammox são capazes de oxidar o amônio ao gás nitrogênio utilizando o nitrito como um aceptor de elétrons em condições anóxicas (STROUS *et al.*, 1998). O primeiro organismo Anammox foi identificado e denominado por *Candidatus "Brocadia annamoxidans"* e posteriormente foram identificadas outras bactérias como *Planctomycetes* (KUENEN, 2001).

A partir de 2009, o processo Anammox expressou um certo desenvolvimento onde 11 plantas foram instaladas sendo que sete delas estão localizadas na China. E a partir disso, a China começou a contribuir significativamente para a comercialização do processo Anammox e, desde 2013, mais de 30 plantas em grande escala estão em operação em todo o mundo como Áustria, China, Japão, Holanda e Estados Unidos (NI e ZHANG, 2013). Estudos apontam que este processo é uma alternativa eficiente e com uma boa relação custo benefício frente a remoção convencional de nitrogênio por nitrificação e desnitrificação em águas residuárias (STROUS e JETTEN 2004; NI e ZHANG, 2013). De acordo com Jetten *et al.* (2002), o processo Anammox exige 60% menos de  $\text{O}_2$  para remoção de nitrogênio, além de não requerer carbono orgânico. Este processo foi encontrado em sistemas de biofilme (SIEGRIST *et al.*, 1998) e em filtros de gotejamento (WILSENACH *et al.*, 2014). A partir da descoberta desse sistema, algumas pesquisas vêm sendo realizadas com o intuito de elucidar e melhorar os processos com reação Anammox.

Jaroszynski *et al.* (2011) utilizaram dois MBBR paralelo em escala de bancada para avaliar as alterações da atividade anammox associadas ao pH. Os autores relataram que o baixo pH foram fatores críticos para a atividade Anammox no MBBR. No entanto, o nitrito melhorou a taxa de remoção de nitrogênio nas condições de pH baixo, as concentrações de nitrito até 250 mg N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>. L<sup>-1</sup> não provocam inativação de processo Anammox.

Veillet *et al.* (2014) utilizaram dois reatores de escala laboratorial de biofilme (IFAS e MBBR). Os autores mostraram que na configuração do IFAS com o processo de ANAMMOX alcançou taxa de remoção de N de até 8 g N. m<sup>-2</sup>. d<sup>-1</sup>, que foi três a quatro vezes maior do que a alcançada utilizando somente o MBBR. Trojanowicz *et al.* (2016) mostraram que a alta concentração de sólidos suspensos no sistema IFAS induziu uma distribuição bacteriana maior no sistema ANAMMOX. Logo, estudos apontam que o MBBR pode ser integrado a outros sistemas obtendo bons resultados na remoção de nitrogênio.

## 4 METODOLOGIA

### 4.1 DESCRIÇÃO DO REATOR MBBR EM ESCALA DE BANCADA E DO MEIO DE SUPORTE UTILIZADO

Um sistema composto por um reator de acrílico com volume útil de 19,5 L dividido em quatro câmaras, seguido de três decantadores de formato cônico com volume aproximado de 1,5L em cada foi utilizado para simular o sistema MBBR. O reator possuía formato retangular em serie e apresentava dimensões totais de: 45 cm de comprimento, 12 cm de largura e 54,5 cm de profundidade. A aeração foi promovida por um difusor de polietileno poroso tubular de bolha fina colocado no fundo do reator. A operação do sistema foi de fluxo contínuo com o auxílio de uma bomba peristáltica com vazão ajustada para 2,5 L/h que alimentava o reator com esgoto sintético, preparado conforme Holler e Trösh (2001) com variações apresentadas na Tabela 2. Essa vazão foi mantida constante ao longo de todo o experimento. O tempo de retenção hidráulico foi de 7,8 horas. Duas sondas de OD modelo 700DO (WTW) foram colocadas nas segunda e terceira câmara do reator, e uma sonda multiparamétrica modelo HI9828 (HANNA) foi alocada na primeira câmara para o monitoramento do potencial de oxirredução (redox).

**Tabela 2.** Composição do esgoto sintético preparado para as duas variações de carga orgânica volumétrica.

Constituintes	Concentração (mg/L)	
	COV média de 1,70 kg DQO. m <sup>-3</sup> . d <sup>-1</sup> (ETAPA 1)	COV média de 0,85 kg DQO.m <sup>-3</sup> . d <sup>-1</sup> (ETAPA2)
Peptona de Caseína	320	160
Extrato de carne	220	110
Uréia	60	30
Fosfato Monoácido de Potássio	56	28
Cloreto de sódio	14	7
Cloreto de Cálcio Dihidratado	8	4
Sulfato de Magnésio Heptahidratado	4	2

Fonte: HOLLER e TRÖSCH, (2001).

O meio de suporte empregado neste trabalho possui formato cilíndrico liso de

material de polietileno de alta densidade. Para medição do diâmetro e altura da peça foi utilizado um paquímetro, resultando em um diâmetro de 1,5 cm e altura de 1,0 cm. Além disso foram calculados a área superficial específica, o volume da peça e a densidade da peça de acordo com as seguintes fórmulas como mostra a equação 5, 6 e 7:

$$\text{Área superficial específica} = \frac{\text{Área interna total}}{\text{Volume da peça}} \quad (5)$$

$$\text{Volume da peça} = (\pi r^2) \times \text{Altura} \quad (6)$$

$$\text{Densidade da peça} = \frac{\text{Peso}}{\text{Volume}} \quad (7)$$

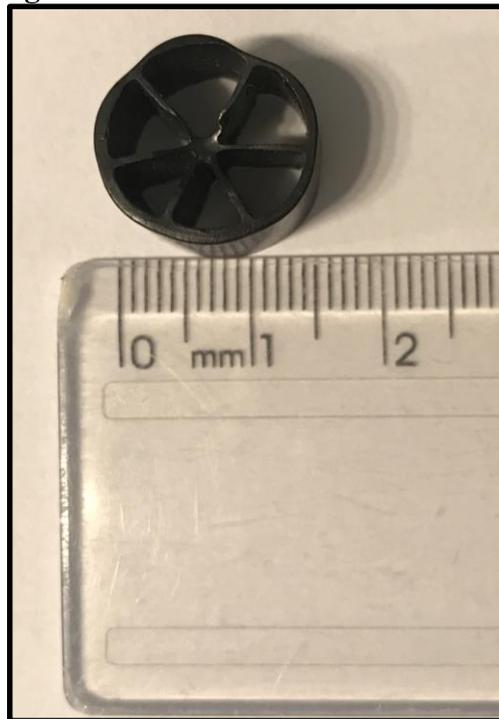
O resultado do volume, densidade e área superficial específica da peça estão mostradas na Tabela 3. A Figura 13 mostra o meio de suporte em PEAD utilizado no estudo. A Figura 14 apresenta um esquema sintético de todo o aparato experimental utilizado neste trabalho.

**Tabela 3.** Características da Biomídia.

Dados da Biomídia	Valores
<b>Volume da Peça</b>	1,77 cm <sup>3</sup>
<b>Densidade da peça</b>	0,297 g. m <sup>-3</sup>

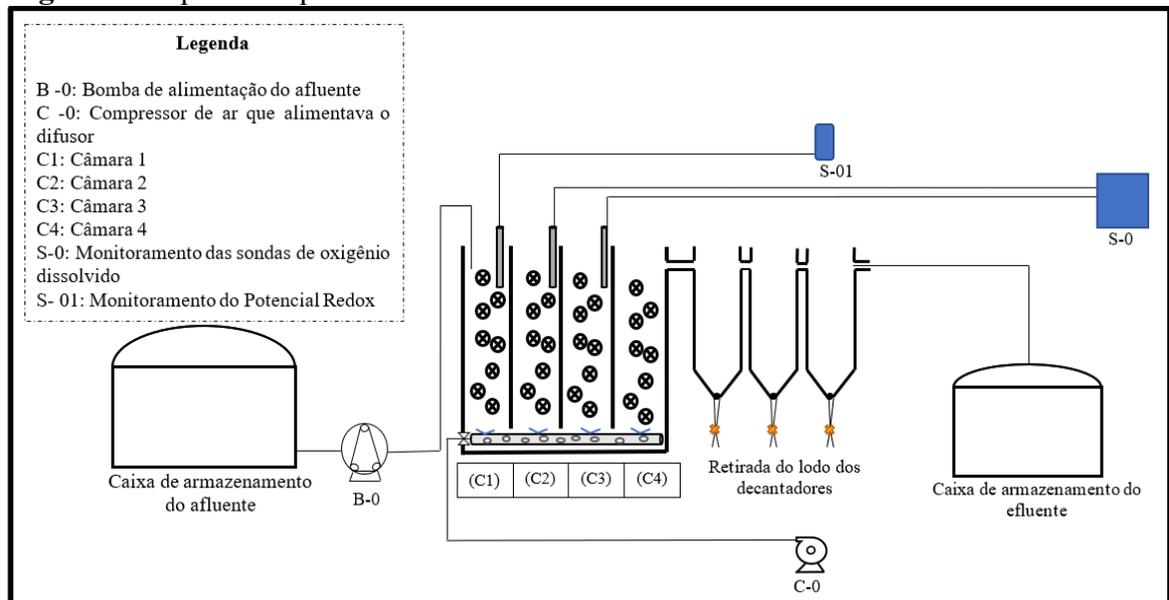
Fonte: O autor.

**Figura 13.** Biomédia utilizada no MBBR.



Fonte: O autor.

**Figura 14.** Aparato experimental.



Fonte: O autor.

#### 4.2 DESCRIÇÃO DA OPERAÇÃO DO MBBR EM BANCADA E AJUSTES OPERACIONAIS

Inicialmente, com o intuito de proporcionar o desenvolvimento do biofilme no meio de suporte, o reator foi operado durante 60 dias para aclimação. Para isso, foram adicionados ao reator os meios de suporte, com um volume de recheio de aproximadamente 45%, (5.100 peças), acrescido de 5 L do lodo biológico coletado na Estação de Tratamento de Esgoto da Fiocruz e os seguintes reagentes orgânicos do esgoto sintético: 1,6 g de peptona de caseína, 1,1 g de extrato de carne e 0,3 g de ureia. Este sistema ficou aerando por 2 dias para que houvesse a impregnação da biomassa na biomídia. Após este período, a alimentação com esgoto sintético foi iniciada sendo colocada uma bomba peristáltica para recirculação do lodo. Este sistema ficou operando por 59 dias. Durante esse período foram coletados semanalmente alguns materiais de suporte para realizar as análises de sólidos na biomídia. Vale destacar que durante este período foi observada a necessidade da compartimentalização do reator em 4 câmaras para facilitar a movimentação uniforme das biomídias. Desse modo, cada câmara ficou com 1.275 biomídias, permanecendo com um percentual de 45% de recheio. Quando foi observado o crescimento do biofilme foi dado início aos experimentos para o monitoramento.

O delineamento experimental foi dividido em quatro diferentes condições experimentais, onde foi variada a concentração dos reagentes do esgoto sintético para promover duas diferentes cargas orgânicas volumétricas e duas diferentes vazões de ar. A avaliação dessas condições experimentais se deu em duas diferentes etapas. Na primeira etapa o reator recebeu uma COV média de  $1,70 \text{ kg DQO. m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$  (ETAPA 1), tendo sido promovido duas diferentes condições de aeração: uma com a vazão de ar variando de 0,2 a 0,4  $\text{mL. min}^{-1}$  (Vazão de Ar considerado Baixa) e outra com vazão de ar variando entre 0,8 a 2,6  $\text{mL. min}^{-1}$  (Vazão de Ar considerado Alta). Na segunda etapa do sistema foi reduzida a COV para a metade, ou seja, uma COV média de  $0,85 \text{ kg de DQO.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$  (ETAPA2), também sendo operado com as mesmas condições de vazão de ar (Vazão de Ar Alta e Vazão de Ar Baixa). A tabela 4 demonstra as variantes operacionais estudadas.

**Tabela 4.** Planejamento das variantes operacionais.

ETAPA	Carga Orgânica Volumétrica (COV) (kg DQO. m <sup>-3</sup> . d <sup>-1</sup> )	Vazão de Ar (mL. min <sup>-1</sup> )
1	1,70	0,04 a 0,50 e 0,64 a 2,80
2	0,85	0,04 a 0,50 e 0,64 a 2,80

Fonte: O autor.

Uma válvula de controle de aeração foi ajustada para a manutenção/variação de vazão de ar nas duas etapas do processo. As leituras do OD eram realizadas a cada minuto e exibidas em um display. Os dados de OD e potencial redox eram armazenados e posteriormente descarregados para o acompanhamento das variações ao longo de cada experimento. Vale destacar que entre cada variação de vazão de ar que o sistema foi submetido, o reator ficou uma semana aclimatando e entre cada condição de COV aplicada no sistema, o reator ficou aclimatando por 30 dias a fim de estabilizar o sistema antes do seu monitoramento.

#### 4.3 CONDIÇÕES EXPERIMENTAIS INVESTIGADAS

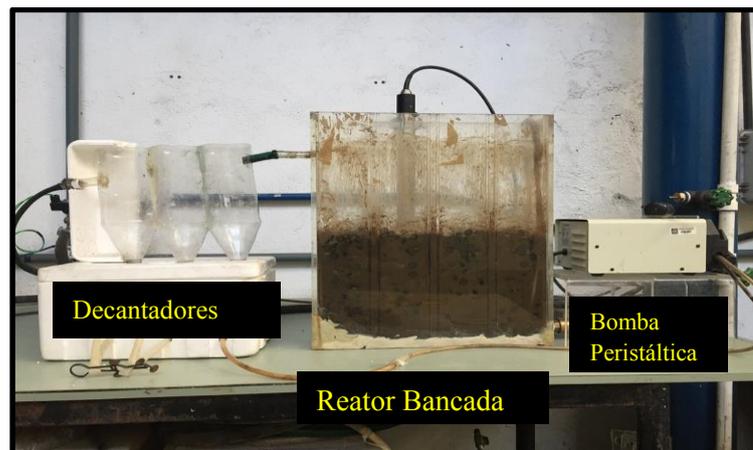
Com o objetivo de investigar o comportamento do MBBR recebendo as variantes: diferentes COVs e vazões de ar, durante as duas etapas, como variável de resposta imediata do processo foram avaliadas a eficiência de remoção da DQO, do COT e do NT. Além disso, também foram coletadas amostras para análise de Nitrogênio Amoniacal (NH<sub>4</sub><sup>+</sup> e NH<sub>3</sub>), nitrito e nitrato (NO<sub>2</sub><sup>-</sup> e NO<sub>3</sub><sup>-</sup>) nas diferentes câmaras (C1, C2, C3 e C4). Ainda para o monitoramento dos experimentos foram retiradas amostras de lodo sedimentado nos três decantadores para a medição de volume e massa de lodo descartado pelo processo e de seis biomédias de cada câmara para medir a quantidade de biomassa aderida. Destaca-se que durante essa retirada, seis biomédias eram recolocadas em cada câmara para permanecer a quantidade de recheio.

Após cada experimento, foram realizadas coletas do liquor de cada câmara para quantificar os sólidos totais em suspensão no reator. Vale esclarecer que só foi possível medir a quantidade de sólidos em suspensão (SSV e SST) no liquor do reator após o término de cada etapa (ETAPA 1 e ETAPA 2) sob condição de aeração (vazão de ar alta e baixa), porque era necessário retirar um volume considerável do reator, como por exemplo 60 mL, e isso poderia prejudicar o monitoramento. No entanto, após esta retirada o reator ficava aclimatando a nova condição, isso não afetou o sistema. Sendo assim, o sistema MBBR foi

monitorado por um período de 210 dias sob a variação de COV e Vazão de Ar.

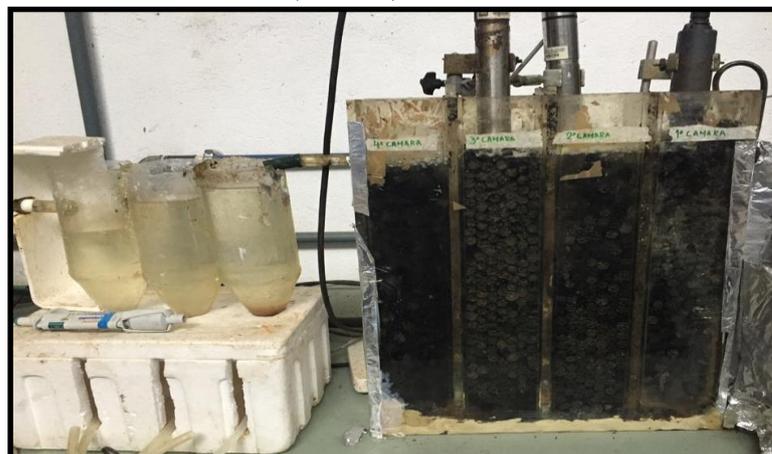
As condições experimentais foram definidas com base em informações da literatura com o objetivo de encontrar as melhores condições operacionais, visto que ainda persistem dúvidas sobre o desempenho do MBBR quando submetido a elevadas cargas orgânicas. Além disso, a variação da vazão de ar foi determinada para avaliar o comportamento do MBBR, onde operamos o sistema com um mínimo de movimentação das biomédias e no outro momento o sistema foi submetido a uma maior agitação das peças. O limitador da vazão de ar baixa e alta foi observacional, de modo que as biomédias não ficassem estagnadas, evitando um reator de leito fixo, e também não escapassem do reator com a alta agitação. A Figura 15 apresenta a aclimação do reator e a Figura 16 mostra a unidade experimental do reator de leito móvel com biofilme seguido pelas unidades de decantação em escala de bancada utilizada no estudo.

**Figura 15.** Aclimação do MBBR em escala de bancada.



Fonte: O autor.

**Figura 16.** Reator de leito móvel (MBBR) em escala de bancada utilizado neste estudo.



Fonte: O autor.

#### 4.4 PARÂMETROS DE MONITORAMENTO DO MBBR E FREQUÊNCIA ANALÍTICA.

Com relação ao acompanhamento analítico dos experimentos, a Tabela 5 indica os parâmetros medidos e sua frequência.

**Tabela 5.** Parâmetros do monitoramento e frequência analítica.

<b>Parâmetros</b>	<b>Frequência analítica</b>	<b>Local da Coleta</b>
<b>pH</b>	Diária	C1
<b>Potencial Redox</b>	Diária	C1
<b>Oxigênio dissolvido</b>	Diária	C2, C3
<b>Temperatura</b>	Diária	C1, C2, C3
<b>Turbidez</b>	Diária	Esgoto Tratado
<b>DQO</b>	Diária	Esgoto Bruto e Tratado
<b>COT</b>	Diária	Esgoto Bruto e Tratado
<b>NT</b>	Diária	Esgoto Bruto e Tratado
<b>N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup></b>	3 vezes/semana	E. Bruto, E. Tratado, Lodo, C1, C2, C3 e C4
<b>N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup></b>	3 vezes/semana	Esgoto Tratado, Lodo, C1, C2, C3 e C4
<b>N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup></b>	3 vezes/semana	Esgoto Tratado, Lodo, C1, C2, C3 e C4
<b>Nitrogênio no Lodo</b>	3 vezes/semana	Descarte do Lodo
<b>SST e SSV</b>	No final de cada ETAPA do monitoramento	C1, C2, C3 e C4
<b>Sólidos Totais</b>	3 vezes/semana	Descarte do Lodo
<b>Sólidos aderidos na biomídia</b>	3 vezes/semana	Biomídias inseridas na C1, C2, C3 e C4

Legenda: C1: CÂMARA 1; C2: CÂMARA 2; C3: CÂMARA 3; C4: CÂMARA 4

Fonte: O autor.

#### 4.5 MÉTODOS ANALÍTICOS

As análises físico-químicas foram realizadas pelo laboratório do departamento de Saneamento e Saúde Ambiental da ENSP/Fiocruz, conforme os métodos definidos pelo *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2012). As amostras coletadas no período de monitoramento do reator nas duas diferentes etapas foram imediatamente processadas, com ressalva das amostras para a determinação de nitrogênio amoniacal, nitrato, nitrito e para nitrogênio total do lodo. As amostras coletadas para a análise de nitrogênio amoniacal foram acidificadas com ácido sulfúrico até o pH permanecer menor que 2 e conservadas a uma temperatura de 2 °C. As amostras para a determinação de  $\text{N-NO}_2^-$  e  $\text{N-NO}_3^-$  foram filtradas a 0,45  $\mu\text{m}$  e congeladas. As amostras de lodo para a determinação de nitrogênio total também foram congeladas. As amostras congeladas foram analisadas em até uma semana após sua coleta. A Tabela 6 mostra os parâmetros com os métodos aplicados e seus respectivos equipamentos.

**Tabela 6.** Metodologia analítica aplicada no monitoramento e seus respectivos equipamentos.

<b>Parâmetro</b>	<b>Método</b>	<b>Equipamentos</b>
<b>DQO</b>	5220-D	Espectrofotômetro Biochrom Libra S60
<b>COT</b>	5310-B	Analizador TOC- L Shimadzu
<b>Sólidos Totais</b>		Balança: Sartorius – Extend; Estufa: Tecnal – TE 394/3; Mufla: SPLabor – SP1200
<b>SSV e SST</b>	2540-E/D	Balança: Sartorius – Extend; Estufa: Tecnal – TE 394/3; Mufla: SPLabor – SP1200
<b>Sólidos Biomúdia</b>	-	Balança: Sartorius – Extend; Estufa: Tecnal – TE 394/3; Mufla: SPLabor – SP1200
<b>Turbidez</b>	2130-B	Turbidímetro 2100P HACH
<b>Nitrogênio amoniacal</b>		Potenciômetro de Íon Seletivo – THERMO Scientific
<b><math>\text{NO}_2^-</math> e <math>\text{N-NO}_3^-</math></b>	4110-B	Cromatógrafo de íons Metrohm – 790 Personal IC
<b>N Total</b>	4500N-C	Analizador TOC-L Shimadzu
<b>N- Lodo</b>	Indicada pelo Fabricante HACH	Kit HACH
<b>Potencial Redox e pH</b>	-	Sonda HANNA - HI9828
<b>OD</b>	-	Sonda WTW – 700 DO
<b>Vazão de Ar</b>	-	Rotâmetro Digital

Fonte: O autor

#### 4.5.1 Demanda Química de Oxigênio e Carbono Orgânico Total

A DQO foi analisada pelo método do refluxo fechado utilizando o oxidante forte dicromato de potássio ( $K_2C_2O_7$ ) que em meio ácido e com temperatura alta ( $150^\circ C$ ) é capaz de realizar a oxidação química da matéria orgânica (APHA, 2012).

Foram utilizadas amostras de esgoto bruto e do efluente tratado retirado do terceiro decantador, com testes em triplicata. Para a análise do esgoto bruto foram colocados 2,0 mL de cada amostra em um tubo próprio para DQO e acrescido de 1,2 mL de solução digestora ( $K_2C_2O_7$ ,  $H_2O$ ,  $HgSO_4$  e  $H_2SO_4$ ), e 2,8 mL de solução catalítica (sulfato de prata e ácido sulfúrico). A reação ocorreu em um bloco digestor a uma temperatura de  $150^\circ C$  por 2 horas. Após essa etapa o tubo foi resfriado a temperatura ambiente ( $25^\circ C$ ) e foi realizada a leitura no espectrofotômetro da amostra no comprimento de onda para 600 nm. O resultado da concentração de DQO em  $mg \cdot L^{-1}$  foi calculado a partir do valor da Absorbância a partir de uma curva de calibração pré-elaborada (APHA, 2012). Para as amostras de efluente tratado foi realizado o mesmo método de quantificação, modificando apenas a concentração do dicromato de potássio da solução digestora e a leitura no espectrofotômetro foi no comprimento de onda a 400nm.

Para analisar o COT, 20 mL das amostras de esgoto bruto e tratado foram filtradas à  $0,45 \mu m$  e colocadas em *vials* para serem lidas no equipamento TOC.

#### 4.5.2 Sólidos em Suspensão Total e Sólidos em Suspensão Voláteis

Para a determinação dos SST e SSV, foi utilizado o método gravimétrico por volatilização (APHA, 2012). Previamente foi preparado um conjunto de cadinho de porcelana com uma membrana de microfibras de vidro, que foi levado a um forno mufla a  $550^\circ C$  por um período de 1 hora. Feito isso, o conjunto (cadinho + membrana) foi colocado em um dessecador para ser esfriado e posteriormente pesado em uma balança analítica, registrando-se a massa do conjunto expressa em gramas ( $P_1$ ). Foi feita coleta de 60 mL da mistura lodo e esgoto (líquor misto) de cada câmara. 30 mL dessa amostra foi filtrada através de um sistema de filtração a vácuo utilizando a membrana já preparada. O procedimento foi realizado em duplicata. A membrana foi recolocada no cadinho e levada para a estufa a uma temperatura de  $103$  a  $105^\circ C$  por 24 horas. Após essa etapa, o conjunto cadinho e membrana foi colocado em um dessecador para esfriar e depois pesado em balança analítica sendo anotada a massa ( $P_2$ ). Depois desse procedimento, o conjunto foi levado a um forno mufla a

uma temperatura de 550°C para volatilizar a matéria orgânica pelo período de 1 hora. O conjunto foi novamente esfriado no dessecador e pesado na balança analítica, fornecendo o peso ( $P_3$ ). Para obter os valores de SST e SSV, foram utilizadas as Equações (8) e (9)

$$SST (mg L^{-1}) = \left( \frac{P_2 - P_1}{V_{amostra}} \right) \times 10^6 \quad (8)$$

$$SSV (mg L^{-1}) = \left( \left( \frac{P_2 - P_1}{V_{amostra}} \right) - \left( \frac{P_3 - P_1}{V_{amostra}} \right) \right) \times 10^6 \quad (9)$$

Onde:  $P_1$ ,  $P_2$  e  $P_3$  são os pesos expressos em g;  $V_{amostra}$  é o volume da amostra expresso em mL; Expressão dos resultados em mg.  $L^{-1}$ .

Como pode ser observado, os valores de SSV são obtidos pela diferença entre os SST e a fração que permanece na membrana após a volatilização da matéria orgânica, os chamados Sólidos em Suspensão Fixos (SSF).

#### 4.5.3 Sólidos Totais

Para a determinação dos ST foi utilizado o método gravimétrico (APHA, 2012). Previamente foi preparado um conjunto de cápsula de porcelana, que será levado a mufla a 550°C por um período de 1 hora. Feito isso, a cápsula de porcelana foi colocada em um dessecador para ser esfriado e posteriormente pesado em uma balança analítica, registrando-se a massa do conjunto expressa em gramas ( $P_1$ ). Foi feita coleta de 60 mL da do lodo e colocada direto na cápsula e levada para a estufa a uma temperatura de 103 °C a 105 °C por 24 horas. Após essa etapa, a cápsula foi colocada em um dessecador para esfriar e posteriormente foi pesada em uma balança analítica sendo anotada a massa ( $P_2$ ). Para obter os valores de ST das amostras, foi utilizada a Equação (10). Este procedimento foi realizado em duplicata.

$$ST (mg L^{-1}) = \left( \frac{P_2 - P_1}{V_{amostra}} \right) \times 10^6 \quad (10)$$

Onde:  $P_1$  e  $P_2$  são os pesos expressos em g;  $V_{amostra}$  é o volume da amostra expresso em mL; Expressão dos resultados em mg/L

#### 4.5.4 Sólidos aderido a biomídia

Para quantificação da biomassa aderida na biomídia foi previamente preparada uma cápsula de porcelana que foi levada a mufla a uma temperatura de 550°C por um período de 1 hora. Feito isso, a cápsula foi colocada em um dessecador para ser esfriada e posteriormente pesada em uma balança analítica, registrando-se a massa da cápsula expressa em gramas ( $P_1$ ). Foi retirado de cada câmara do tanque de aeração 6 peças aleatoriamente. Cada três biomídias foram colocadas em um béquer com 30 mL de água Milli-Q e o conjunto ficou em um banho de ultrassom por 120 minutos para promover o desprendimento do biofilme. Feito isso, o líquido do béquer foi transferido para a cápsula preparada e as 3 peças foram rinsadas com água Milli-Q para garantir que todo o biofilme e sólidos fossem retirados das peças. Este procedimento foi realizado em duplicata (seis peças foram retiradas). A cápsula foi levada para a estufa a uma temperatura de 103 -105 °C por 24 horas. Após esse período, a cápsula foi colocada em um dessecador para resfriar e, em seguida, pesada em balança analítica sendo anotada a massa ( $P_2$ ). Depois desse procedimento, a capsula foi levada ao forno mufla a uma temperatura de 550°C para volatilizar a matéria orgânica pelo período de 1 hora. Após isso, a cápsula foi novamente resfriada no dessecador e pesada na balança analítica, fornecendo o peso ( $P_3$ ). O ST, SF e SV presentes no material de suporte foram determinados através das Equações (11), (12) e (13), respectivamente.

$$ST (mg biomedia^{-1}) = \left( \frac{P_2 - P_1}{n} \right) \times 10^3 \quad (11)$$

$$SF (mg biomedia^{-1}) = \left( \frac{P_3 - P_1}{n} \right) \times 10^3 \quad (12)$$

$$SV (mg biomedia^{-1}) = \left( \left( \frac{P_2 - P_1}{n} \right) - \left( \frac{P_3 - P_1}{n} \right) \right) \times 10^3 \quad (13)$$

Onde:  $P_1$ ,  $P_2$  e  $P_3$  são os pesos expressos em g;  $n$  é a quantidade de biomídia utilizada; ST, SF e SV são expressos em mg/biomídia

Para quantificar a concentração de biomassa total aderida na câmara do reator foram necessários realizar os seguintes cálculos da Equação (14) e (15).

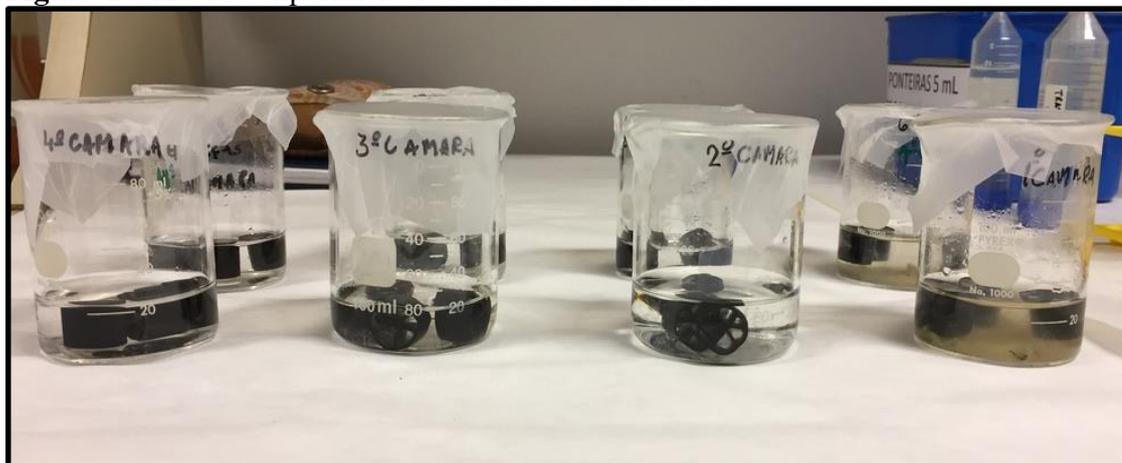
$$Massa\ total(mg) = (SV\ na\ peça) \times (total\ de\ peças\ na\ câmara) \quad (14)$$

$$Concentração\ de\ biomassa\ aderida\ na\ câmara \left( \frac{mg}{L} \right) = \frac{Massa\ total\ aderida}{Volume\ da\ Câmara} \quad (15)$$

Onde: O volume de cada câmara foi de 4.875 mL.

Vale ressaltar que a quantidade de biomódia em cada câmara do reator foi de 1.275 e o seu respectivo volume foi de 4,9 L. A Figura 17 mostra a preparação da quantificação dos sólidos nas biomódias.

**Figura 17.** Análise experimental de sólidos na biomódia.



Fonte: O autor.

#### 4.5.5 Turbidez

O monitoramento da turbidez foi realizado no efluente tratado, em triplicata. As amostras foram colocadas no tubo próprio para o turbidímetro, que era diariamente calibrado com soluções padrão (0,1; 20; 100 e 800 UNT).

#### 4.5.6 Nitrogênio Amoniacal

Foram coletados 10 mL de cada câmara do reator para determinar a  $\text{NH}_3$  pelo método potenciométrico (íon seletivo). Antes da leitura das amostras, foi realizado a leitura de 5 padrões de diferentes concentrações de  $\text{NH}_3$  (0,5; 0,1; 1,25; 2,5 e 5,0 mg/L) para determinar a inclinação da curva analítica (slope) e então verificar se está dentro da faixa aceitável para prosseguir a leitura das amostras. Feito isso, todas as amostras foram diluídas 5 vezes e levadas a um agitador magnético com eletrodo imerso na mesma, a fim de manter a agitação e observando se há presença de bolhas na membrana seletiva. Feita essa observação e constatando que não havia nenhuma bolha, foram adicionados 2 mL da solução de ajuste de pH a fim de elevá-lo para 11 e imediatamente foi realizada a medição em milivolts através do medido de multiparametros, registrando as 3 leituras. Ainda assim, entre cada medição das amostras o eletrodo ficava imerso em um bécher contendo água ultrapura por pelo menos

10 minutos, para então começar uma nova análise. No final de todas as leituras, os valores de mV foram convertidos a partir de uma curva analítica previamente construída entre potenciometria (mV) e concentração de amônia ( $\text{mg. L}^{-1}$ ).

#### **4.5.7 Nitrogênio como Nitrito e Nitrato**

Foram coletados 20 mL da amostra de líquido de cada câmara do reator. Cada amostra foi filtrada por uma membrana com diâmetro de poro  $0,22 \mu\text{m}$  acoplada a uma seringa de 10 mL. Este procedimento foi feito em duplicata e as amostras eram armazenadas em um tubo tipo Falcon de 15 mL e conservadas sob refrigeração na temperatura aproximadamente de 2 a  $8^{\circ}\text{C}$  até o momento da análise por cromatografia de íons.

#### **4.5.8 Nitrogênio Total e Lodo**

Para analisar nitrogênio total (NT) nas amostras de esgoto bruto e tratado, foram coletadas 20 mL de cada amostra e colocadas em *vials* para serem lidas no equipamento TOC -L.

Para determinação de NT no lodo foi feita análise em duplicata utilizando o conjunto de reagentes Test-in Tube da marca Hach para nitrogênio total, seguindo a orientação do fabricante. A amostra de lodo coletada foi diluída 10 vezes e adicionada aos reagentes do kit. Após a reação a absorbância foi lida em um espectrofotômetro a 410 nm e calculou-se o resultado utilizando uma curva de calibração.

#### **4.5.9 Monitoramento do Potencial Redox, pH, temperatura, OD e Vazão de ar**

O monitoramento do Potencial Redox e pH foi realizado na primeira câmara do reator pela sonda HI9828 (HANNA) que mensalmente era calibrada com soluções de tampão de pH 4, 7 e 10 e de potencial redox de 470 mV.

As medidas de temperatura e de oxigênio dissolvido foram realizadas diariamente na segunda e terceira câmara do reator por meio de uma Sonda 700 DO (WTW) que informava em tempo real a todo minuto esses valores.

Para medir a vazão de ar foi utilizado um funil emborcado parcialmente submerso em cada câmara e conectado a uma mangueira. Essa mangueira ficava conectada um Rotâmetro digital que realizava a leitura da vazão de ar em  $\text{mL. min}^{-1}$  das 4 câmaras. A área

do funil correspondia a totalidade da área de cada câmara.

#### 4.5.10 Determinação do Balanço de Massa

Foi realizado um balanço de massa nitrogenado para o reator MBBR com base na metodologia descrita por VAN HANDEL (2012), que aplicou equilíbrio semelhante. O balanço de massa foi realizado conforme descrito na Equação (16), onde o somatório do N de entrada corresponde ao N que entra via efluente bruto. As saídas de N são correspondentes a sua concentração no lodo e no efluente tratado. As saídas de N pela via gasosa foram calculadas a partir da diferença entre o N que entra no sistema pelo que sai diariamente pelo efluente tratado pelo lodo.

$$\boxed{N \text{ entra no sistema} = N \text{ sai do sistema (Transformado ou não pelo sistema)}} \quad (16)$$

A Equação (17) mostra como foi feito para calcular o N que entrou diariamente no sistema. Para determinar a saída diária do N, foi necessário verificar a saída pelas duas diferentes formas que foram medidas: efluente tratado e lodo. O N incorporado no lodo foi medido a partir da concentração de N medido no lodo multiplicado pelo volume de lodo descartado por dia conforme a Equação (18). O produto da concentração de nitrogênio no esgoto tratado com sua vazão foi usado para medir o N descartado via parte líquida de acordo com a Equação (19). O N pela via gasosa foi estimado de acordo com a Equação (20). Vale ressaltar que esta massa de N pela via gasosa pode corresponder a três formas distintas: N<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>O e NO.

$$N \text{ entra no Sistema} = C. \text{ do N no esgoto bruto} \times Q \text{ de entrada por dia} \quad (17)$$

$$N \text{ via Lodo} = C. \text{ do N no Lodo} \times \text{Volume de Lodo descartado por dia} \quad (18)$$

$$N \text{ esgoto tratado} = C. \text{ do N no esgoto tratado} \times Q \text{ de saída do esgoto por dia} \quad (19)$$

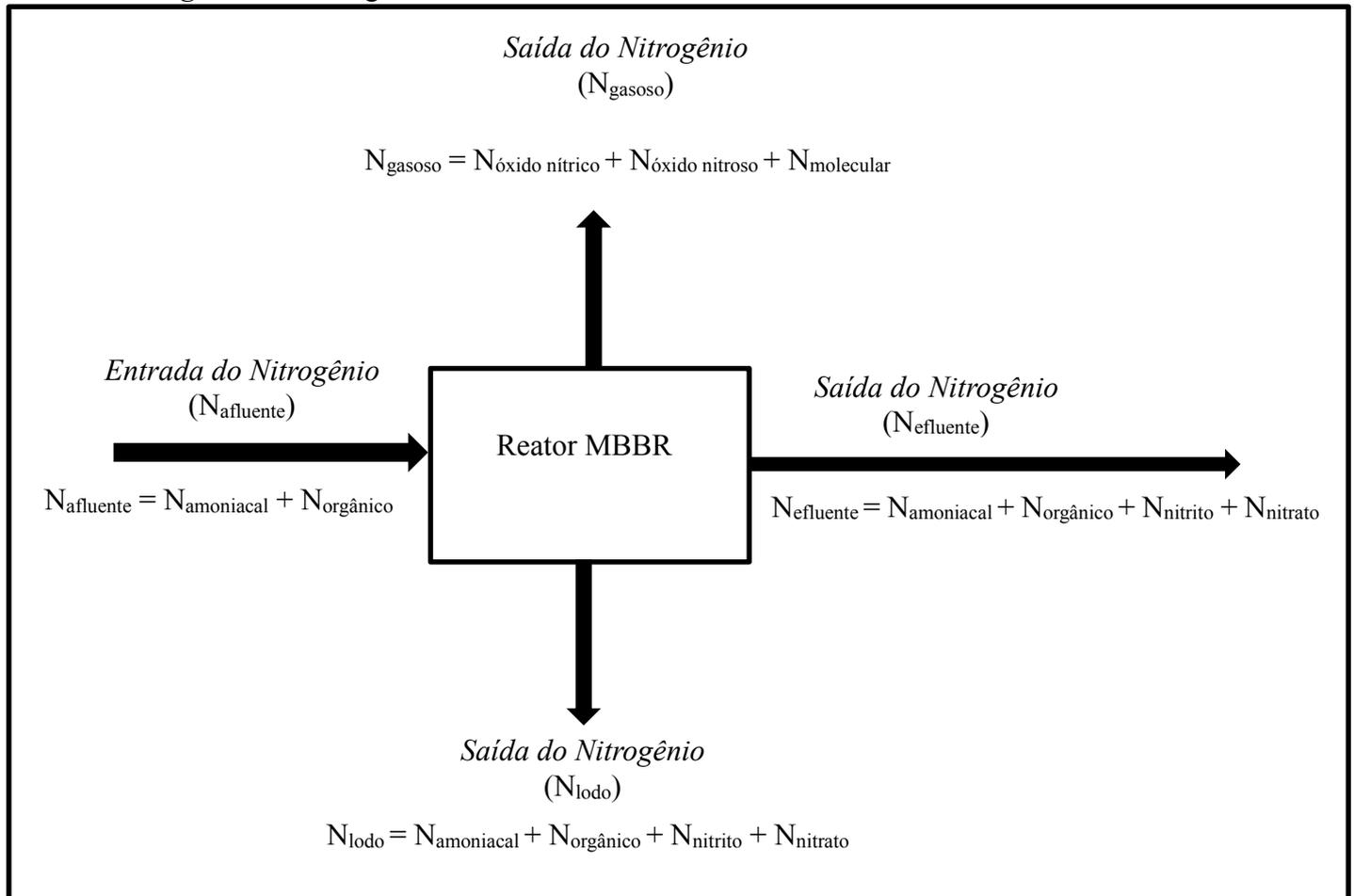
$$N \text{ via gasosa} = (N \text{ entra no sistema}) - (N \text{ via lodo} + N \text{ esgoto tratado}) \quad (20)$$

Onde: C = Concentração; Q = Vazão

Para isso, foi essencial a elaboração de um fluxograma do processo demonstrado na

Figura 18. Nela são identificadas todas as entradas e saídas de N no sistema para então ser possível fechar o balanço de massa nitrogenado.

**Figura 18.** Fluxograma de entrada e saída do N em um reator MBBR.



Fonte: O autor.

Processos que operam com o pH menor que 8 e em temperatura ambiente de (25 °C) não promovem a volatilização da amônia. Por essa razão o nitrogênio amoniacal não foi considerado na saída de nitrogênio sob forma gasosa (VAN HAANDEL e VAN DER LUBBE, 2012; METCALF e EDDY, 2003).

#### 4.6 ANÁLISE ESTATÍSTICA DOS DADOS

Os parâmetros de eficiência monitorados nos diferentes ensaios (remoção de COT, DQO, NT e N-NH<sub>3</sub>) foram submetidos ao Teste de Shapiro-Wilk considerando um nível de significância de 5% para verificar se as variáveis apresentavam uma distribuição normal. E apesar das amostras terem distribuição normal, chegou-se à conclusão de que os testes não paramétricos eram os mais adequados para verificar se houve ou não significância estatística entre as comparações das etapas (ETAPA 1 e ETAPA 2 sob diferentes vazões de ar) devido ao tamanho amostral. Portanto, para efeito de comparação de todos os parâmetros nos diferentes ensaios foi realizado o Teste Mann-Whitney utilizando o software estatístico PAST versão 3.20 de 2018 (HAMMER *et al.*, 2001) verificando a significância estatística. A interpretação dos resultados dos ensaios se deu da seguinte forma: quando o *Pvalor* foi menor 0,05, os experimentos eram considerados diferentes estatisticamente e, caso o *Pvalor* fosse maior que 0,05, os experimentos eram semelhantes entre si. Além disso, os resultados dessas análises foram mostrados em formas de tabela a fim de apontar melhor as diferenças no comportamento do reator com as respectivas variáveis deste estudo.

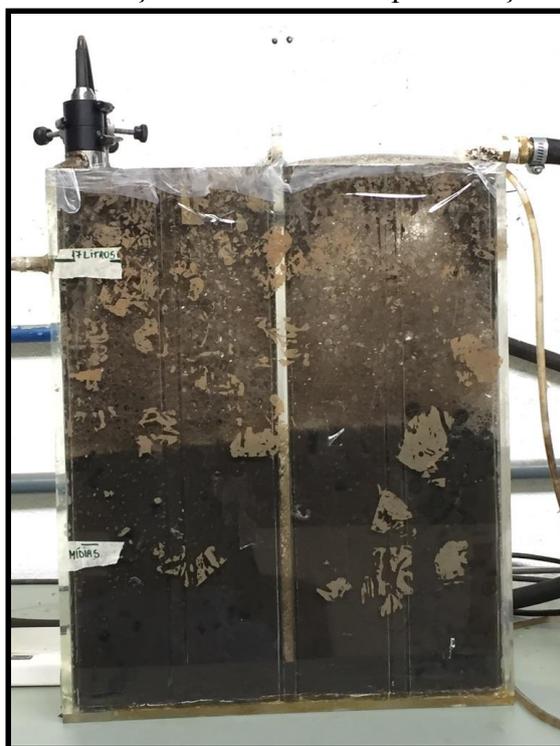
## 5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 5.1 CONDIÇÕES OPERACIONAIS DO MBBR

Inicialmente foi realizado um teste de hidrodinâmica do reator (metodologia e resultados apresentados no Anexo I) a fim de conferir o tempo de retenção hidráulica (TRH) teórico. A partir deste teste o TRH prático foi de 15,7 horas, ou seja, maior do que TRH teórico. Este resultado mostra que a forma compartimentada do reator interferiu no tempo de contato entre o esgoto e a biomassa.

Durante aclimação do reator, foi observado um excesso de espuma no tanque, e as biomédias se concentravam na parte superior do reator flutuando mesmo com a forte agitação provocada pelo sistema de aeração como mostra a Figura 19. Este efeito desapareceu em poucos dias, conforme o biofilme se desenvolvia no processo. Logo, é fundamental que no início da operação se faça uma borda de contenção no entorno do reator, ou adicione uma rede de proteção para que as biomédias não escapem do tanque. Este mesmo fenômeno também foi observado no início operacional de um MBBR por Zilli (2013).

**Figura 19.** Início da aclimação do MBBR com proliferação de espuma.



Fonte: O autor.

O reator ficou em fase de aclimação por 60 dias, e a fixação da biomassa sobre o

meio de suporte começou a ocorrer a partir de 20 dias após a inoculação do sistema. Somente após este período foram iniciadas as diferentes condições experimentais conforme o planejamento experimental traçado. Nessas condições, o reator foi alimentado diariamente com afluente sintético afim de proporcionar as condições controláveis propostas no estudo. A Tabela 7 apresenta as características do afluente utilizado nas condições experimentais da ETAPA 1 (COV Alta) e ETAPA2 (COV Baixa).

**Tabela 7.** Características do Esgoto Bruto empregado nas duas etapas experimentais.

Parâmetro	Condição Experimental					
	ETAPA 1 (COV Alta)			ETAPA 2 (COV Baixa)		
	Min	Max	Média	Min	Max	Média
DQO (mg. L <sup>-1</sup> )	506,0	650,0	573,8	200,0	306,0	261,9
COT (mg. L <sup>-1</sup> )	111,1	260,0	213,2	52,5	97,0	86,8
Nitrogênio Total (mg. L <sup>-1</sup> )	72,2	91,8	83,0	40,0	45,0	42,2
Concentração N-NH <sub>3</sub> (mg. L <sup>-1</sup> )	44,2	88,0	64,2	18,6	38,7	30,7
Concentração de N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg. L <sup>-1</sup> )	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0

Fonte: O autor

O afluente sintético foi manipulado para reproduzir as cargas orgânicas volumétricas desejadas onde a COV Alta com uma DQO em torno de 600 mg. L<sup>-1</sup> e COV baixa em torno de 300 mg. L<sup>-1</sup>. Apesar do tempo de armazenamento deste afluente ser pequeno (dois dias no reservatório), a DQO sofreu uma variação por conta da biodegradabilidade do esgoto. Com isso, mesmo ocorrendo a biodegradação no reservatório os valores permaneceram dentro da faixa média proposta ao longo do monitoramento.

Nessas diferentes condições de carga foram alteradas as condições de vazão de ar. A Tabelas 8 mostra os valores médios de vazão de ar medido nas duas condições propostas (Vazão de ar Alta e Vazão de ar Baixa).

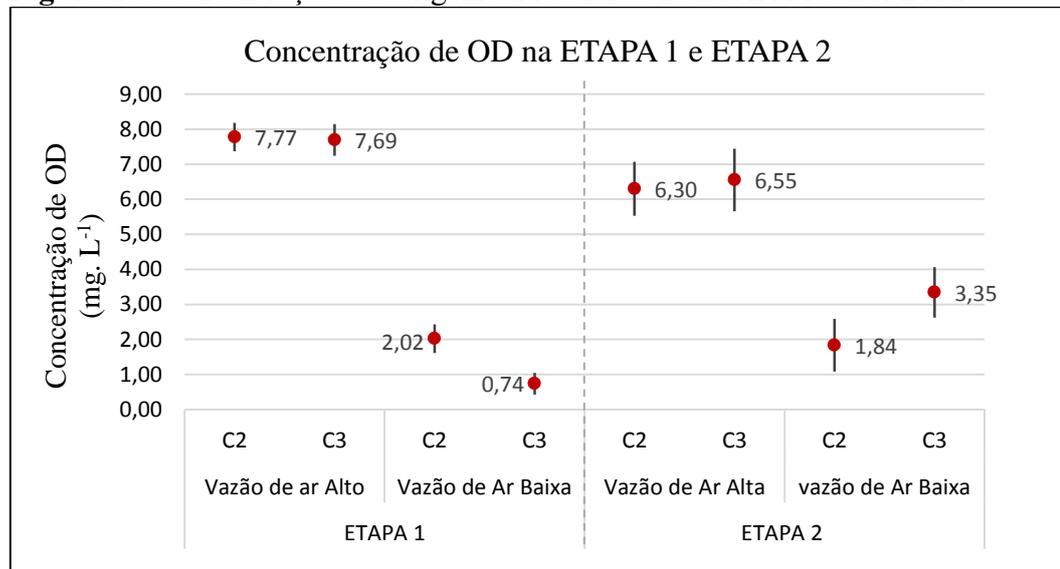
**Tabela 8.** Medição da vazão de ar alta e baixa monitorado durante a ETAPA 1 e ETAPA 2 ao longo das câmaras do reator.

	Vazão de Ar Alta (mL. min <sup>-1</sup> )			Vazão de Ar Baixa (mL. min <sup>-1</sup> )		
	Mínimo	Máximo	Média	Mínimo	Máximo	Média
Câmara 1	0,90	1,00	0,95	0,20	0,20	0,20
Câmara 2	2,40	2,80	2,60	0,30	0,50	0,40
Câmara 3	0,64	0,95	0,80	0,20	0,50	0,35
Câmara 4	0,80	0,97	0,89	0,04	0,10	0,07

Fonte: O autor.

Após as medições da vazão de Ar constatamos que de fato o comportamento da movimentação das biomédias ocorreu de forma desigual no reator e se dava pela diferente distribuição do ar ao longo do tanque. Foi observado que nas duas fases da variação da aeração (Vazão de Ar Alta e Baixa) a câmara 2 possuía uma maior agitação, enquanto na câmara 1 as biomédias pareciam mais estáticas. Devido a essa observação, o monitoramento do oxigênio dissolvido foi realizado somente nas câmaras 2 e 3, e o potencial redox foi realizado na câmara 1 ao longo dos experimentos da COV (ETAPAS 1 e 2). A Figura 20 mostra os valores médios de OD nas diferentes vazões de Ar (Alta e Baixa) nas ETAPAS 1 e 2 do processo.

**Figura 20.** Concentração de Oxigênio Dissolvido na ETAPA 1 e ETAPA 2.



Fonte: O autor.

Quando o reator operou com uma carga orgânica volumétrica alta (ETAPA 1), o OD nas câmaras 2 e 3 nos ensaios com vazão de ar alta foram próximos e em média de 7,7 mg. L<sup>-1</sup>; já sob a condição de vazão de ar baixa, o OD na câmara 2 ficou em média de 2 mg. L<sup>-1</sup> enquanto na câmara 3 este valor foi menor com uma média inferior, na faixa de 0,74 mg. L<sup>-1</sup>. Nos experimentos com uma carga orgânica volumétrica baixa (ETAPA 2) com a vazão de ar alta, o OD nas duas câmaras esteve em média de 6,50 mg. L<sup>-1</sup>, já com a vazão de ar baixa este OD caiu para 1,80 para 3,35 mg. L<sup>-1</sup> respectivamente nas câmaras 2 e 3.

Nos ensaios com a vazão de ar baixa, as câmaras aeróbias 2 e 3 apresentaram a concentração de OD distinta mostrando que esta queda na taxa de aeração promoveu uma redução na homogeneidade do processo. Por outro lado, nos experimentos com vazão de ar

alta essas câmaras tiveram o OD próximos. Isto mostra que a taxa de aeração de um sistema MBBR pode influenciar na distribuição de OD no interior do reator.

As diferenças na concentração de OD nas câmaras nos diferentes ensaios com alta e baixa vazão de ar podem ser explicadas pela entrada de carga orgânica no sistema, havendo um maior ou menor consumo de oxigênio para degradação da matéria orgânica. Essa variação de OD nas câmaras aeróbias também foram identificadas no estudo realizado por Rodriguez-Sanchez *et al.* (2018) que justificaram este comportamento pela necessidade de uma elevada aeração para mistura das biomédias e maior consumo de oxigênio para degradação da matéria orgânica.

A Tabela 9 mostra o potencial redox medido na câmara 1 durante todos os ensaios investigados. Na ETAPA 1 e com a vazão de ar baixa, o potencial redox foi de -9,1 mV, ou seja, a câmara 1 era um ambiente anóxico, enquanto com a vazão de ar alta ele chegou a +49 mV o que ainda também representa uma condição anóxico, mas tendendo a aerobiose. Na ETAPA 2 e com a vazão de ar baixa este potencial foi de -399 mV, demonstrando uma condição anaeróbia na câmara 1, já com a vazão de ar alta ele atingiu +99 mV o que configura uma condição anóxica/aeróbia. Em alguns estudos foram identificados o monitoramento do potencial de óxido-redução, no entanto eram medidos para controle de processos com presença de condições anóxicas no reator, com o intuito de desnitrificação no processo, como foi o caso do estudo feito por Fujii (2011) e para monitoramento de alguns organismos Anammox (SANCHEZ-MELSIO *et al.*, 2009). Sendo assim, não foram encontrados na literatura consultada dados sobre potencial redox em sistemas MBBR para que fosse possível discutir resultados à luz do que já foi publicado. No entanto, estes dados mostram a criação de micro-ecossistemas anóxicos e até anaeróbios que podem ser favorecidos em um MBBR mesmo sob condições de alta taxa de aeração.

**Tabela 9.** Potencial Redox (ORP) medido na câmara 1 ao longo dos diferentes experimentos com Alta (ETAPA 1) e Baixa (ETAPA 2) COV sob as condições de vazão de ar alta e baixa.

<b>Potencial Redox</b>			
<b>Regime</b>	<b>Vazão</b>	<b>Média na Câmara 1</b>	<b>Condição</b>
<b>(ETAPA 1) COV Alta</b>	Vazão de Ar Baixa	-9,1 mV	Anóxica
	Vazão de Ar Alta	+49 mV	Anóxica
<b>(ETAPA 2) COV Baixa</b>	Vazão de Ar Baixa	-399 mV	Anaeróbico
	Vazão de Ar Alta	+99 mV	Anóxica/Aeróbico

Fonte: O autor.

A temperatura do líquido do reator foi em média de 20°C, alcançando um mínimo e um máximo de 19 e 27 °C respectivamente. O pH do liquor do reator permaneceu em uma

média de 7 chegando a atingir 7,5 de máximo e 6,2 de mínimo durante toda a investigação deste estudo. Em diversos estudos com MBBR o pH do meio ficou na faixa da neutralidade entre 7,0 e 8,0 (BASSIN *et al.*, 2016; FU *et al.*, 2010; TER HASEBORG *et al.*, 2010; HUANG *et al.*, 2017). Quando este pH tende a reduzir pode prejudicar a nitrificação (BONOMO *et al.*, 2000).

## 5.2 DESEMPENHO DO MBBR

A Tabela 10 apresenta os resultados da eficiência mínima, máxima e média de remoção da matéria orgânica (COT e DQO), Nitrogênio Total e Nitrogênio amoniacal, bem como os valores das concentrações de DQO, COT, NT, N-NO<sub>2</sub> e N-NO<sub>3</sub> e de turbidez do efluente tratado nos diferentes ensaios variando a carga orgânica volumétrica (ETAPA 1 E ETAPA 2) nas duas diferentes vazões de ar (Baixa e Alta).

PARÂMETROS		ETAPA 1 (Alta Carga)						ETAPA 2 (Baixa Carga)					
		VAZÃO DE AR BAIXA			VAZÃO DE AR ALTA			VAZÃO DE AR BAIXA			VAZÃO DE AR ALTA		
		Min	Max	Média	Min	Max	Média	Min	Max	Média	Min	Max	Média
Eficiência (%)	DQO	85,0	94,0	91,6	84,0	95,0	91,4	90,0	98,0	94,4	86,0	99,0	92,6
	COT	87,0	95,0	91,4	90,0	94,0	92,4	79,0	92,0	85,0	85,0	92,0	89,0
	NT	11,0	32,0	20,2	14,0	54,0	42,0	17,0	35,0	23,5	30,0	46,0	36,6
	N-NH <sub>3</sub>	5,0	36,0	18,3	46,0	68,0	56,8	43,0	67,0	51,8	25,0	71,0	53,5
Concentração no Efluente Tratado (mg. L <sup>-1</sup> )	DQO	19,0	43,0	32,8	25,0	79,0	46,6	4,0	17,0	10,8	4,0	30,0	18,0
	COT	11,0	18,0	13,8	15,0	20,0	17,4	9,0	11,0	10,0	10,0	11,0	10,4
	NT	49,0	76,0	60,9	42,0	45,0	44,0	29,0	33,0	32,0	25,0	32,0	27,9
	N-NH <sub>3</sub>	30,7	88,0	53,7	22,0	38,0	28,1	13,0	22,0	15,7	9,0	14,0	11,8
	Turbidez*	1,4	5,4	3,5	1,5	17,8	7,2	1,2	1,8	1,4	1,4	3,4	1,2

**Tabela 10.** Eficiências do MBBR em diferentes cargas orgânicas e concentração de DQO, COT, NT e nitrogênio amoniacal no efluente tratado.  
Nota: (\*) A unidade de turbidez é UNT (Unidade Nefelométrica de Turbidez).

Fonte: O autor.

Em todos os ensaios a eficiência média de remoção de DQO ficou acima de 90% e de COT acima de 85%, os quais foram acima de alguns resultados encontrados na literatura. Reis (2007) que também utilizou efluente sintético para alimentação de um MBBR com fração de recheio de 50% operando com uma COV de  $0,36 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$  encontrou uma remoção média de 70% de DQO. Zilli (2013) que variou a COV de  $0,30$  a  $1,73 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ , obteve uma remoção de 76% de DQO e associou esta perda de eficiência de DQO com tempo de retenção hidráulico. A autora conseguiu uma remoção máxima de DQO operando com um TRH de 12 horas, o que corrobora com o presente estudo que teve um THR prático de 15,7 horas.

Aygun, Nas e Berkay (2008) utilizaram um MBBR alimentado com esgoto sintético e com 50% de preenchimento por biomédias com um TRH que variou entre 4 e 8 horas e com diferentes COS de 6 a 96  $\text{DQO} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$ . Eles observaram que conforme foi aumentada a COS, a eficiência de remoção de DQO diminuiu de 95 para 45%. Os autores associaram esta perda na eficiência à queda de OD que variou de  $0,83 \text{ mg/L}$  para  $0,30 \text{ mg/L}$  com aumento da COS de 48 a 96  $\text{DQO} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$ . Eslami *et al.* (2018) estudaram a eficiência do processo IFAS submetido a diferentes COVs, variando de  $0,11$  a  $1,3 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$  e relataram que com o aumento da COV o sistema foi sendo prejudicado, onde as eficiências de remoção de DQO caíram de 80% para 60%. Porém, no estudo realizado por Bassin *et al.* (2016) não encontraram problemas na remoção de DQO apesar do aumento gradual da COV de  $0,8$  a  $3,2 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$  no sistema com uma eficiência de remoção de DQO observada acima de 95%, e muito provavelmente pelo OD alto no sistema. Durante o presente estudo, a concentração média de OD no sistema sob os diferentes experimentos (variação da vazão de ar) foram de  $0,74$  a  $7,0 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ , demonstrando que essa queda no oxigênio não influenciou diretamente na eficiência de remoção de DQO para as COVs aplicadas, pois ao longo de toda a investigação esta eficiência se manteve acima de 90%. Portanto, o processo teve uma boa eficiência em termos de remoção de matéria orgânica em relação aos estudos apontados na literatura independente da carga orgânica volumétrica e da vazão de ar aplicada.

A eficiência de remoção de  $\text{N-NH}_3$  na condição de Alta Carga (ETAPA 1) e vazão de ar alta foram em média 56% chegando à eficiência máxima de 68% (Tabela 10); já com a vazão de ar baixa houve um decréscimo atingindo uma média de 18%. Essa diferença de eficiência pode ter ocorrido pela baixa disponibilidade de oxigênio no reator para promover a oxidação da amônia. Na condição experimental de Baixa Carga (ETAPA2), tanto com a vazão de ar alta quanto com a vazão de ar baixa, a remoção de  $\text{N-NH}_3$  não sofreu as mesmas variações como observada nos ensaios com a ETAPA 1, alcançando uma média de 50% e

eficiência máxima de 71%. Isso mostra que quando foi aplicada uma COV baixa ( $0,85 \text{ kg DQO. m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ ), o sistema respondeu bem na remoção  $\text{N-NH}_3$  independente da vazão de ar aplicada (alta ou baixa), podendo inclusive optar por condições mais restritas de taxa de aeração por questões econômicas. No entanto, quando o sistema operou com COVs de  $1,70 \text{ kg DQO. m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ , só foi possível obter uma remoção média de  $\text{N-NH}_3$  acima de 50% com o sistema operando com vazão de ar alta onde o OD se encontrava em torno de  $7 \text{ mg. L}^{-1}$ . A baixa eficiência na remoção de nitrogênio amoniacal também foi observada por Melin *et al.* (2005) e Eslami *et al.* (2018). Esses autores atribuíram a redução da eficiência à carga afluyente as concentrações de OD no sistema.

Martín-Pascual *et al.* (2015) estudaram um MBBR combinado de um MBR e o sistema alcançou uma remoção de nitrogênio amoniacal que variou entre 13 e 66%. Essa variação foi justificada pela temperatura que variou de 2 a  $17 \text{ }^\circ\text{C}$ , onde as melhores eficiências do processo se deram em temperaturas mais altas. Os autores relataram que a espessura do biofilme influenciou no desempenho do reator que com um biofilme mais espesso houve uma melhora no rendimento de remoção de nitrogênio. Wang, Wen e Qian (2005) mediram uma remoção de  $\text{N-NH}_3$  variando de 20 a 50% que foi justificada por conta do percentual de biomédias no reator e, conforme aumentava o percentual de peças, a eficiência de remoção da amônia era melhorada. Para Oliveira (2008) operou um MBBR submetido a COV média de  $1 \text{ kg DQO. m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$  e preenchido com 20% do volume de peças e obtiveram uma remoção média de  $\text{N-NH}_4$  de 44%. Esses valores foram justificados mediante a limitada quantidade de meios de suporte mantida no tanque de aeração e, conseqüentemente, limitada quantidade de biomassa no reator MBBR.

Em termos de remoção de nitrogênio total (NT), foi obtido um melhor desempenho no ensaio de Alta Carga e vazão de ar alta, onde houve uma eficiência média de 42% (Tabela 10). Além disso, foi nessa condição experimental que tivemos os melhores resultados para remoção de NT no sistema chegando a uma eficiência máxima de 54%. Já, quando o sistema operou com a vazão de ar baixa, independente da COV utilizada no processo, a remoção média de NT foi de 20%, chegando a uma eficiência máxima de 35%. Como observado no presente estudo, a vazão de ar alta foi fundamental para uma melhora nos resultados de remoção de NT.

A remoção de NT é dependente da ocorrência de nitrificação/desnitrificação. Enquanto a primeira ocorre em ambiente aeróbio, para a ocorrência da segunda é necessária uma condição anóxica. Em sistemas com lodo flocculento, esta variação somente é obtida com a criação de microambientes aeróbios e/ou anóxicos ou, ainda, pela alternância de

estágios ou reatores aeróbio e anóxico (VAN HAANDEL e VAN DER LUBBE, 2012; VON SPERLING, 2012). Já nos sistemas com biomassa aderida ou lodo granular estes diferentes metabolismos (aeróbio e anóxico) podem coexistir e isso vai depender da concentração de OD e da espessura do biofilme formado. Bassin *et al.* (2016) trabalharam com um MBBR operando com efluente sintético e obtiveram eficiências de remoção de NT superiores aos encontrados neste presente trabalho. Eles utilizaram um OD variando de 4 a 5 mg. L<sup>-1</sup> e um TRH de 12 horas atingindo uma eficiência entre 73 e 86%. Esses resultados foram explicados pela espessura de biomassa estabelecida nos meios de suporte que limitou a difusão de oxigênio e permitiu o estabelecimento de condições anóxicas no interior do biofilme onde a desnitrificação pode ter ocorrido. Esta observação foi possível pois o grupo testou diferentes meios de suporte e aqueles que favoreceram maiores biofilmes teve melhores resultados.

Adohinzi e Xu (2014) trabalharam com um MBBR utilizando esgoto sintético com uma DQO de 237 mg. L<sup>-1</sup>, tempo de retenção hidráulico de 16 horas e com diferentes ciclos de aeração no processo e obtiveram uma eficiência média de 67% na remoção de NT. No entanto, quando o reator foi submetido a aeração intermitente promovendo diferentes fases anóxica/ anaeróbia, a remoção de NT chegou a 87%. Esta estratégia mostra que a criação da condição anóxica pode favorecer a desnitrificação quando a espessura do biofilme for baixa.

Portanto, o experimento do presente estudo que apresentou maior eficiência foi com COV alta e vazão de ar alta, que foi capaz de promover uma condição redutora e anóxica na câmara 1, além de ter operado com maiores valores de OD nas câmaras 2 e 3. Esta condição pode ter promovido a desnitrificação tanto pré (Câmara 1) quanto pós (Câmara 2 e 3). Por outro lado, nos experimentos com baixa taxa de aeração (baixa vazão de ar) o OD atingiu um máximo de 4 mg. L<sup>-1</sup>, além de uma condição anóxica/anaeróbia na câmara 1, o que prejudicou tanto a remoção de nitrogênio amoniacal quanto a de NT.

A partir dos resultados de eficiência foi realizado o teste estatístico de Mann Whitney com o intuito de avaliar se houve diferença estatística entre os experimentos (Alta carga com alta vazão de ar, Alta carga com baixa vazão de ar, Baixa carga com alta vazão de ar e Baixa carga com baixa vazão de ar) mostrado na Tabela 11. Somente a partir deste teste é possível comparar o desempenho dos experimentos em relação aos parâmetros medidos. Este teste considerou *p* valor menor que 0,05 (95% de confiança). A partir disso foi possível afirmar que em relação a remoção de matéria orgânica não houve diferença significativa entre todos os experimentos testados.

**Tabela 11.** Teste Mann Whitney aplicado para comparação das eficiências dos diferentes ensaios ( $p < 0,05$ ).

Parâmetro <sup>(1)</sup>	Variáveis Fixas			
	Carga Alta <sup>(2)</sup>	Carga Baixa <sup>(2)</sup>	Vazão de Ar Alta <sup>(3)</sup>	Vazão de Ar Baixa <sup>(3)</sup>
DQO	0,915227 <sup>(B)</sup>	0,676100 <sup>(B)</sup>	0,675170 <sup>(B)</sup>	0,290350 <sup>(B)</sup>
COT	0,749580 <sup>(B)</sup>	0,198000 <sup>(B)</sup>	0,082660 <sup>(B)</sup>	0,094600 <sup>(B)</sup>
NT	0,013900 <sup>(A)</sup>	0,041570 <sup>(A)</sup>	0,024303 <sup>(A)</sup>	0,283400 <sup>(B)</sup>
N-NH <sub>3</sub>	0,019960 <sup>(A)</sup>	0,914500 <sup>(B)</sup>	0,914800 <sup>(B)</sup>	0,019400 <sup>(A)</sup>

Notas: <sup>(1)</sup> Eficiência medidas nos diferentes parâmetros; <sup>(2)</sup> variáveis comparadas: vazão de ar alta e baixa; <sup>(3)</sup> variáveis comparadas: carga alta e baixa; <sup>(A)</sup> Pvalor < 0,05 são estatisticamente diferentes; <sup>(B)</sup> Pvalor > 0,05 são estatisticamente iguais.

Fonte: O autor.

No entanto, em relação às eficiências de remoção de N-NH<sub>3</sub> e de NT foi observado que alguns experimentos apresentaram diferença significativa. Os sistemas que operaram com alta carga orgânica tiveram desempenhos distintos entre si em relação a remoção de nitrogênio amoniacal e total uma vez que o  $p$  valor foi inferior a 0,05 (Tabela 11). De fato, as eficiências médias de remoção foram de 57% (vazão de ar alta) e 18% (vazão de ar baixa) em relação a N-NH<sub>3</sub> e de 42% (vazão de ar alta) e 20% (vazão de ar baixa) em relação a NT. Vale destacar que em relação a remoção de NT quase todos os tipos de ensaios testados tiveram diferença significativa entre si, exceto para os experimentos com vazão de ar baixa onde ambos tiveram baixo desempenho com 20% (Carga Alta) e 23% (Carga Baixa). Em relação a N-NH<sub>3</sub> houve diferença significativa entre os ensaios com Alta (18%) e Baixa Carga (52%) utilizando a vazão de ar baixa ( $p = 0,019$ ).

As concentrações de DQO e COT no efluente tratado estava abaixo 50 e 20 mg. L<sup>-1</sup>, respectivamente, em todos os experimentos do presente estudo (Tabela 10). Vale destacar que nos experimentos de baixa carga afluente (ETAPA 2), esses valores foram menores que 20 e 11 mg. L<sup>-1</sup> para DQO e COT, respectivamente. Logo, todos os experimentos foram eficientes na remoção de matéria orgânica e os valores encontrados de DQO no efluente tratado estão em consonância com a exigência da resolução CONAMA 430 (BRASIL, 2011) que aponta um limite máximo de 120 mg/L para a concentração de DBO lançado em corpos hídricos. A concentração média de nitrogênio total no efluente tratado na ETAPA2 (Baixa Carga) e diferentes condições de vazões de ar foram menores que 32 mg. L<sup>-1</sup>. Já nos ensaios com Alta Carga e com a vazão de ar alta essas concentrações foram em média 44 mg. L<sup>-1</sup> e com a vazão de ar baixa de 60 mg. L<sup>-1</sup>. Isso mostra que nos ensaios de Alta Carga, a vazão de ar baixa não favoreceu a remoção de NT, muito provavelmente em função das baixas

concentrações de OD.

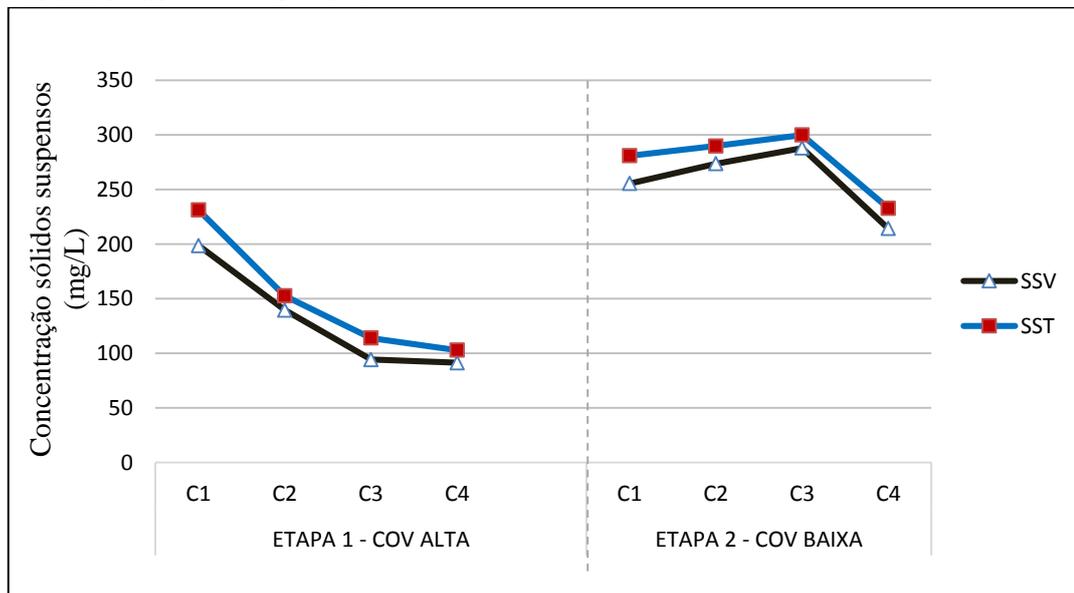
A Tabela 10 mostra ainda as concentrações de N-NH<sub>3</sub> no efluente tratado dos diferentes experimentos. Na ETAPA 1 (Alta Carga) as concentrações médias de N-NH<sub>3</sub> foram respectivamente de 28 e 54 mg. L<sup>-1</sup> nas condições de alta e baixa vazão de ar. No entanto, durante a ETAPA 2 (Baixa Carga) essas concentrações efluentes foram de 16 e 12 mg. L<sup>-1</sup> nas condições de alta e baixa vazão de ar, respectivamente (Tabela 10). Comparando esses resultados com as exigências legais para o lançamento de efluentes (BRASIL, 2011) pode-se observar que somente os experimentos com alta carga não atenderam o limite máximo permitido em relação a nitrogênio amoniacal pois extrapolam o valor de 20 mg. L<sup>-1</sup> para N-NH<sub>3</sub>.

A turbidez durante todos os ensaios analisados teve uma média abaixo de 10 UNT, o que mostra a alta eficiência no sistema de sedimentação. Na ETAPA 1, o maior valor da turbidez encontrado foi de 17 UNT nos ensaios com alta vazão de ar, provavelmente pelo o arraste de biomassa aderida a biomídia. No entanto, isso não prejudicou a eficiência de matéria orgânica do sistema. A turbidez baixa em sistemas de MBBR são notáveis, pois o uso da biomassa aderida proporciona uma separação mais fácil dos sólidos do efluente tratado (BASSIN *et al.*, 2016). Além disso, o MBBR em estudo contou com três decantadores, o que também pode ter contribuído para uma boa sedimentabilidade.

### 5.3 AVALIAÇÃO DA BIOMASSA NO MBBR

As coletas de sólidos suspensos no liquor do reator em cada câmara foram realizadas somente no final do monitoramento de cada experimento (ETAPA 1 e da ETAPA 2), pois era necessário retirar um grande volume amostral (cerca de 1 L de cada câmara) para quantificar a concentração de sólidos, pois com um menor volume não era possível constatar os sólidos suspensos de forma eficaz, já que os SST era baixo. E retirar um grande volume de amostra poderia comprometer a operação do reator. Desse modo, foram realizados somente quatro ensaios amostrais para cada ETAPA. A Figura 21 mostra os resultados médios das concentrações de sólidos suspenso totais e voláteis nas 4 câmaras do reator.

**Figura 21.** Comportamento da concentração média de sólidos suspensos totais e voláteis nas ETAPAS 1 e 2.



Fonte: O autor.

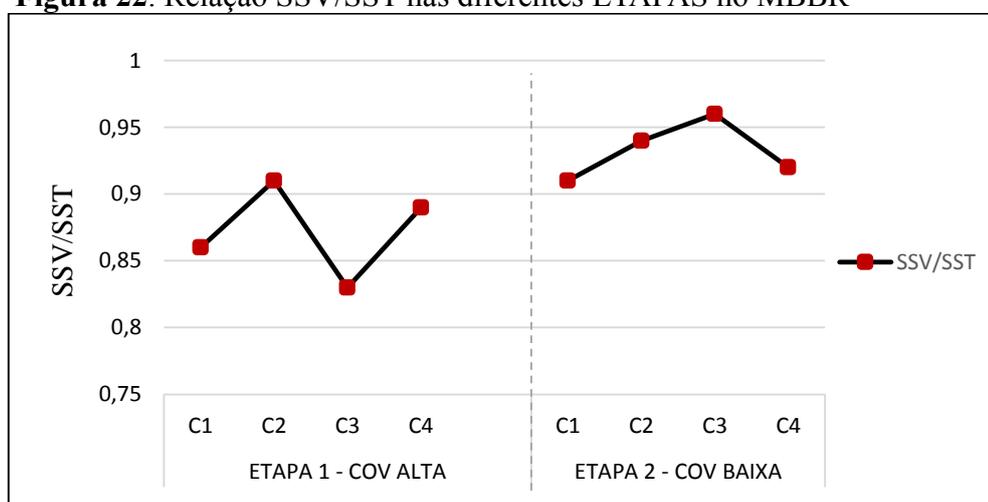
No geral, a concentração de sólidos ficou abaixo de  $300 \text{ mg. L}^{-1}$ , tendo sido menores na ETAPA1 do que na ETAPA 2. Rusten *et al.* (2006) alertaram que quando o reator está sujeito a um meio turbulento pode ocasionar um aumento de choque entre as peças, ocasionando o desprendimento dos sólidos e conseqüentemente uma maior concentração de sólidos suspensos no sistema. Downing *et al.* (2013) pontuou que o entupimento das biomédias causa uma descamação maior do biofilme e conseqüentemente pode ocasionar um aumento das concentrações de SST no efluente. A maioria dos trabalhos que avaliaram as condições de sólidos suspensos no reator apresentam valores similares ao encontrado nesse estudo. O valor dos sólidos em suspensão em sistemas MBBR tratando águas residuárias municipais, variaram de 150 a  $250 \text{ mg SST. L}^{-1}$  (ØDEGAARD *et al.*, 2010). Gonzalez-Martinez *et al.* (2015) em um MBBR-MBR identificaram concentração de sólidos suspensos totais no reator de  $259 \text{ mg. L}^{-1}$  e sólidos suspensos voláteis de  $202 \text{ mg. L}^{-1}$  e Yang, Syed e Zhou (2014) que trabalharam com um MBBR-MBR mediram valores médios de SST em  $124 \text{ mg. L}^{-1}$  e SSV de  $104 \text{ mg. L}^{-1}$ .

Apesar dos sistemas MBBR serem caracterizados frequentemente pelo baixo índice de sólidos (BARWAL e CHAUDHARY, 2014) o estudo do Bassin *et al.* (2016) apresentou altos valores de SSV atingindo  $2.300 \text{ mg. L}^{-1}$  no MBBR. Esse valor é, na verdade, dentro da faixa normal observada nos processos convencionais de lodo ativado, onde o limiar de sólidos suspensos é em torno de  $1.500$  e  $2.500 \text{ mg. L}^{-1}$  (VON SPERLING, 2002). E esse teor

de sólidos suspensos foram justificados pelo fato das biomédias utilizadas no processo estarem completamente saturadas com biomassa e ficaram entupidas, pela alta COV aplicada no processo. Isto provocou uma escamação do biofilme e conseqüentemente um maior teor de sólidos suspensos no reator. Este fato pode favorecer a geração de mais lodo pelo processo o que é um fator negativo.

Frações de sólidos podem ser inter-relacionadas, produzindo informações importante. É o caso da relação SSV/SST que representa o grau de mineralização do lodo. A Figura 22 demonstra a relação SSV/SST na ETAPA 1 e ETAPA 2 no MBBR.

**Figura 22.** Relação SSV/SST nas diferentes ETAPAS no MBBR



Fonte: O autor.

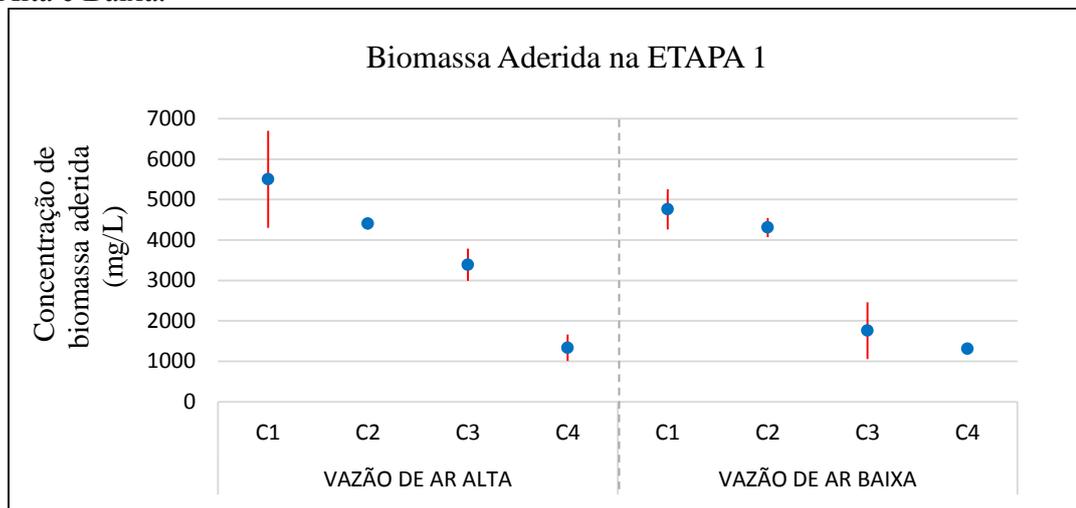
Na ETAPA 1 tivemos uma relação SSV/SST nas câmaras variando de 0,83 a 0,91 e no decorrer da ETAPA 2 essa relação ficou entre 0,91 e 0,96. Cabe ressaltar, que esses resultados revelam que, em média, a maior parte dos SST foi de voláteis, indicando que o lodo em suspensão é pouco mineralizado. Essa relação maior de voláteis também foi identificada no estudo realizado por Gonzalez-Martinez *et al.* (2015) e Zilli (2013), em que apresentaram relações SSV/SST em média de 0,90 e 0,81, respectivamente. Apesar disso, vale destacar que não é muito usual a literatura fazer referência a quantidade de biomassa suspensa em processos de MBBR, pois na maioria dos trabalhos os sólidos suspensos são negligenciados dando um foco maior a massa de sólidos aderida a peça (OLIVEIRA, 2008; BASSIN *et al.*, 2015).

O efeito das condições experimentais sobre o comportamento dos sólidos na biomédia foi investigado em cada câmara do reator. No entanto, as Figuras 23 e 24 apresentam a concentração de biomassa aderida ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ ) na biomédia nas diferentes câmaras

(C1, C2, C3 e C4) e nas diferentes etapas do presente estudo.

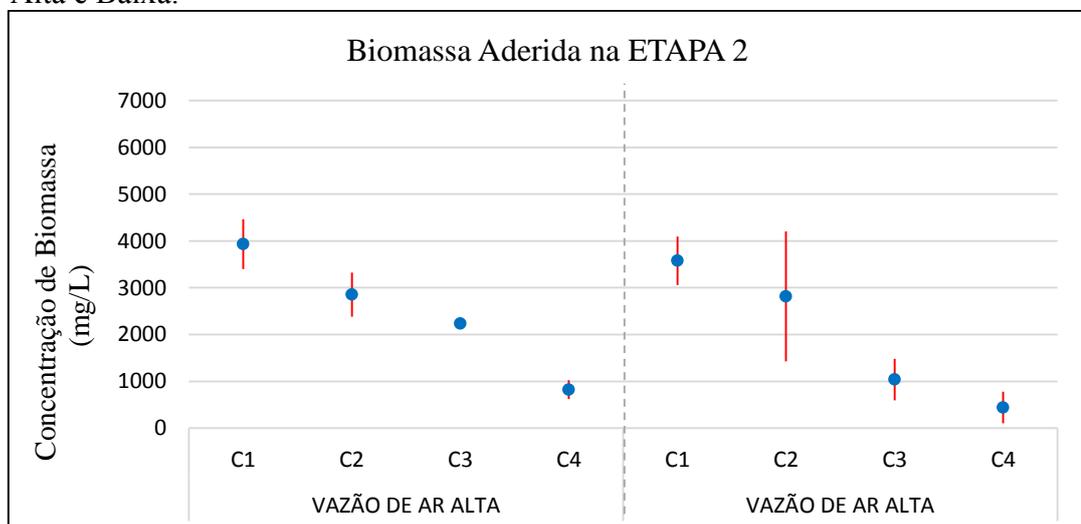
Em todos os experimentos foi observada uma queda na biomassa aderida ao longo das câmaras onde na câmara 4 a biomassa aderida chega a ser quase 25% menor do que a aderida na câmara 1. Uma provável explicação para este fato seria a disponibilidade de substrato ser maior na entrada do reator e, com isso, promove maior crescimento da biomassa. Como as biomédias não passavam de uma câmara para a outra este material aderido permanecia somente na câmara correspondente. O despreendimento do biofilme da biomédia era carregado para a saída do reator e liberado como sólido sedimentado no decantador, ou seja, não era transferido para a biomédia da câmara subsequente.

**Figura 23.** Concentração de biomassa aderida a biomédia na ETAPA 1 com vazão de ar Alta e Baixa.



Fonte: O autor.

**Figura 24.** Concentração de biomassa aderida a biomédia na ETAPA 2 com vazão de ar Alta e Baixa.



Fonte: O autor.

Durante a ETAPA1 no ensaio com vazão de ar alta, as concentrações médias de biomassa aderida nas câmaras 1, 2, 3 e 4 foram respectivamente de 5.500, 4.400, 3.385 e 1.333 mg. L<sup>-1</sup>. Já na condição com a vazão de ar baixa, essas concentrações médias foram de 4.759 mg. L<sup>-1</sup> na câmara 1, 4.311 mg. L<sup>-1</sup> na câmara 2, 1.755 mg. L<sup>-1</sup> na câmara 3 e 1.309 mg. L<sup>-1</sup> na câmara 4. Isso demonstra que quando a vazão de ar diminuiu a concentração de sólidos aderidos ao meio de suporte também diminuiu. Isto mostra que houve pouca diferença entre a concentração de biomassa quando foi variada a taxa de aeração.

Na condição experimental da ETAPA 2 foi observada uma redução de biomassa aderida a peça quando comparada com a ETAPA 1. Esta diferença pode ter ocorrido em função da maior COV aplicada no reator onde quanto maior for a carga orgânica volumétrica aplicada maior será a atividade microbiana e isso pode ter favorecido a proliferação de bactérias heterotróficas que possuem crescimento rápido (RUSTEN *et al.*, 2006). Destaca-se que as concentrações de biomassa aderida nessas duas variantes da ETAPA 2 (alta e baixa vazão de ar) não mostraram diferença como foi observado nos experimentos da ETAPA 1.

Rusten, *Kolkinn e Ødegaard* (1997) citaram que a concentração de biomassa encontrada em sistemas MBBR geralmente estão na faixa entre 2 a 8 g. L<sup>-1</sup>. No entanto, na literatura podemos encontrar diferentes concentrações nesses processos. Essa diferença pode ser decorrente da metodologia utilizada para realizar esta medida. Existem diversos métodos para extração e quantificação dos sólidos aderidos as peças, o mais comum são técnicas baseadas na remoção do biofilme antes de sua quantificação (DONLAN e COSTERTON, 2002). Para isso, são usadas técnicas como ultrassom, como foi o caso desse estudo, agitação e até mesmo raspagem manual do biofilme (MAHENDRAN, LISHMAN e LISS, 2012; ZHANG *et al.*, 2013). Alguns métodos se baseiam na diferença da massa da biomídia antes e depois da extração (MARTÍN-PASCUAL *et al.*, 2015). Somando as diversas formas relativas aos métodos de extração, também é comum encontrar na literatura resultados para sólidos aderidos expressos de formas distintas, tais como sólidos totais aderidos, sólidos em suspensão aderido ou resíduos totais não filtráveis do produto da extração do biofilme. Essas divergências podem se dá pela vasta forma das biomídias e muitas vezes pela difícil extração do biofilme. Desse modo, esta divergência metodológica pode comprometer a comparação entre os resultados. Diante disso, para a realização de uma discussão a respeito dos resultados de biomassa obtidos pelo presente estudo, foi procurada uma metodologia similar ou próxima de quantificação de sólidos, ou seja, métodos que não utilizaram produtos químicos, pois há relatos que podem super ou sub estimar os resultados de biomassa (CAMAROTA e SANTANNA, 1998; FONSECA, 2016).

Wang, Wen e Qian (2005) obtiveram pico máximo de concentração de sólidos aderidos totais de 1.500 mg. L<sup>-1</sup> em um MBBR com uma fração de recheio de 50%. Eles relataram que em frações de recheio de 70% houve uma redução de sólidos aderidos totais para 1.000mg/L. Esses resultados foram inferiores ao presente estudo, possivelmente devido a carga orgânica afluyente aplicada que foi de 200 mg. L<sup>-1</sup> de DQO e/ou ao método de extração/quantificação utilizado pelos pesquisadores que foi por sonicação por apenas três minutos.

Guo *et al.* (2014) que mediram a biomassa aderida pela diferença da massa da biomídia antes e depois da extração e observaram uma redução dos sólidos aderidos ao meio de suporte quando usaram uma fração de recheio inferior a 50% e superior a 70%. O melhor resultado encontrado pelos pesquisadores foi de 3.100 mg. L<sup>-1</sup> com uma fração de recheio de 50% em um MBBR alimentado por esgoto com uma DQO de 540 mg. L<sup>-1</sup>. Apesar da metodologia não ser semelhante a encontrada no presente estudo, a carga aplicada e a fração de recheio foram similares e os resultados foram mais próximos ao encontrado no presente estudo.

Zinatizadeh e Ghaytooli (2015) utilizaram um MBBR preenchido com 50% do volume do reator com biomídias, alimentado com esgoto de carga orgânica variando de 300 a 500 mg. L<sup>-1</sup> de DQO, OD entre 2 e 4 mg. L<sup>-1</sup> e um TRH variando entre 4 a 12 horas, obtiveram uma concentração de sólidos aderidos a peça variando de 1.000 a 6.000 mg SSV. L<sup>-1</sup>. Os autores que quantificaram a biomassa aderida pela diferença de massa da biomídia, indicaram que essa variação se deu por conta das diferentes concentrações de OD aplicado. Eles observaram que em maiores concentrações de OD, na faixa de 4 mg. L<sup>-1</sup>, com um TRH constante de 8 horas, a concentração de biomassa aderida foi maior. Este resultado foi explicado pelo fato de o oxigênio ter sido fornecido em concentrações suficientes para a chegar as partes mais internas do biofilme não provocando o seu desprendimento. Provavelmente este fenômeno possa ter ocorrido neste presente estudo, visto que os experimentos com maiores vazões de ar resultaram em maiores concentração de sólidos aderidos a biomídia.

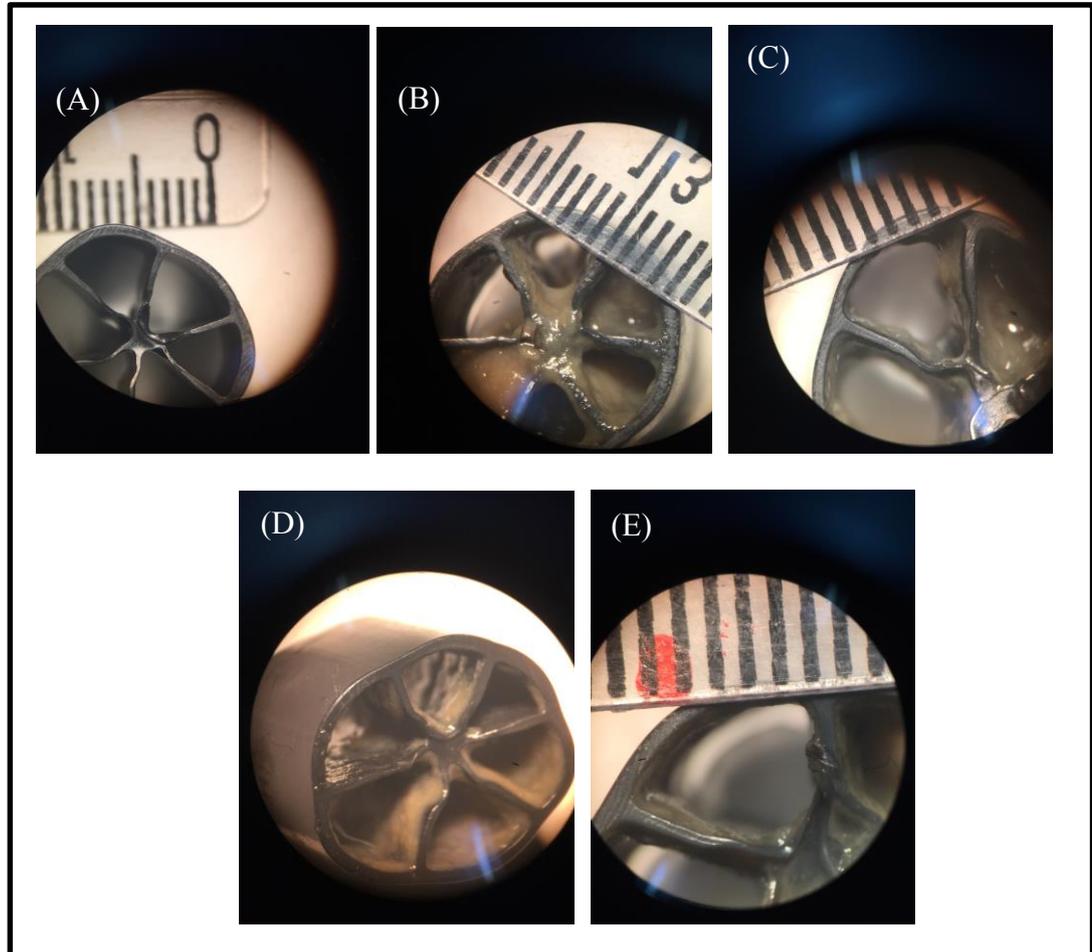
Além da concentração de sólidos aderidos ao material de suporte foi possível visualizar a espessura do biofilme nas diferentes câmaras do reator entre o intervalo do monitoramento da ETAPA 1 com a ETAPA 2. A Figura 25(A) mostra a biomídia limpa para efeito de comparação com as demais peças que estarão com sólidos aderido. A espessura do biofilme nas câmaras 1 e 2 foram maiores do que as demais câmaras. Pela fotomicrografia estima-se que o biofilme possua cerca de 0,5 mm, mas seria necessária uma instrumentação

mais apropriada para uma melhor determinação dessa espessura. Essas análises foram úteis somente para revelar um maior desenvolvimento de biofilme nas primeiras câmaras.

Além das análises dos sólidos aderidos ao material de suporte foi possível visualizar a espessura do biofilme nas diferentes câmaras do reator entre o intervalo do monitoramento da ETAPA 1 com a ETAPA 2. Como mostra a Figura 25, a imagem (A) mostra uma biomídia virgem para efeito de comparação com as demais peças que estarão com sólidos aderido. A imagem (B) é representada por uma biomídia retirada da câmara 1 que apresentou uma grande quantidade de sólidos aderidos a peça, chegando a ocasionar o entupimento em algumas áreas da peça. A imagem (C) é de uma biomídia da câmara 2 que dispõem de um biofilme mais uniforme quando comparada a biomídia da câmara 1, mas ainda assim apresenta uns pontos de entupimento de sólidos. A imagem (D) é de uma biomídia da câmara 3, onde revelou um biofilme mais fino e compacto. A imagem (E) que está sendo representada por uma biomídia da câmara 4 demonstrou apresentar um biofilme bem fino e baixíssima concentrações de sólidos aderidos.

O descarte de lodo produzido pelo MBBR foi feito pelo fundo das unidades de sedimentação que era medido e descartado de dois em dois dias. A Tabela 12 apresenta os valores das medições de volume de lodo descartado.

**Figura 25.** Visualização da espessura do biofilme utilizando uma lupa de aumento 10x. Em (A) mostra a biomídia limpa e os detalhes do biofilme formado na câmara 1 (B), câmara 2 (C), câmara 3 (D) e na câmara 4 (E) do MBBR



Fonte: O autor.

**Tabela 12.** Volume de lodo gerado pelo processo MBBR

Experimentos		Volume médio de lodo (L. d <sup>-1</sup> )	Massa média de lodo (g ST. d <sup>-1</sup> )
<b>ETAPA 1</b>	Vazão de Ar Alta	0,14	0,7
	Vazão de Ar Baixa	1,52	4,2
<b>ETAPA 2</b>	Vazão de Ar Alta	0,32	2,4
	Vazão de Ar Baixa	0,18	0,8

Fonte: O autor.

No geral, na ETAPA 1 houve um maior volume de lodo gerado por dia do que na ETAPA 2. Aparentemente, esses resultados poderiam estar associados a uma maior carga orgânica aplicada no sistema (COV), assim como relatado nos estudos produzido por Reis (2007) e Zilli (2013), mas este comportamento não foi igual quando foi variada a taxa de

aeração. Na ETAPA 1, na condição experimental com vazão de ar baixa, houve uma maior produção de lodo quando comparado com vazão de ar alta. Uma provável justificativa para este resultado seria o desprendimento do biofilme causado possivelmente pela indisponibilidade do OD, visto que o reator nessa condição experimental apresentava um OD variando de 0,74 a 2 mg. L<sup>-1</sup> (Figura 20). Já na ETAPA 2 essa condição não se repetiu, mostrando que a vazão de ar baixa produziu um menor volume de lodo descartado no processo. Ribeiro *et al.* (2018) estudaram um sistema de lodos ativados e relataram que a maior produção de lodo foi obtida em baixas concentrações de OD (0,5 mg. L<sup>-1</sup>) e TRH curta (5 dias). Apesar do presente estudo não se tratar de um processo de lodo ativado, vale destacar que em baixas concentrações de OD também foram encontradas maiores gerações de lodo. Tawfik, El-Gohary e Temmink (2010) trabalharam com um sistema UASB seguido de MBBR para tratamento de efluente doméstico em escala laboratorial e relatara que o MBBR em condições TRH de 5 horas apresentou uma produção de lodo de 23 mL. g<sup>-1</sup> ST. Além disso, foi citado o valor médio da produção líquida de lodo de apenas 6% no UASB e 7% no MBBR sob condições de TRH de 13 horas.

O sistema com Alta Carga e vazão baixa teve a maior produção média de lodo (4,2 g ST. d<sup>-1</sup>) como mostra a Tabela 12. Por outro lado, as menores produções de lodo ocorreram com Alta Carga e alta vazão e Baixa Carga e baixa vazão (cerca de 0,7 g ST. d<sup>-1</sup>). Ribeiro *et al.* (2018) trabalharam com um sistema por lodos ativados em um reator semelhante ao do presente estudo e obtiveram uma produção líquida de lodo na faixa de 8 a 13 g SSV. d<sup>-1</sup>. Logo, no presente estudo foi obtida uma produção de lodo bem menor do que no sistema por lodos ativado (cerca de 68% a menos) e, considerando que a unidade medida neste estudo foi em sólidos totais (ST) que é numericamente menor que o SSV, essa proporção pode ser ainda menor. Isto confirma o que outros estudos afirmaram que o sistema MBBR tende a gerar 3/4 menos lodo que os demais processos aeróbios (KHAN *et al.*, 2015; CHATTERJEE, GHANGREKAR e RAO, 2016; DENG *et al.*, 2016; LIU *et al.*, 2016; LEYVA-DÍAZ *et al.*, 2017; SINGH *et al.*, 2018).

Destaca-se que na literatura não é comum o relato sobre o volume de descarte do lodo ao longo do monitoramento. Na maioria das vezes, foram encontrados apenas os resultados da produção específica do lodo (g SST. d<sup>-1</sup> ou g SSV. d<sup>-1</sup>), onde a medição se dá pelo volume do lodo extraído e a concentração de sólidos suspensos no lodo. Porém, no presente estudo não foi avaliada a produção de sólidos suspensos no lodo dificultando a análise e discussão desse parâmetro.

## 5.4 METABOLIZAÇÃO DO NITROGÊNIO NO MBBR

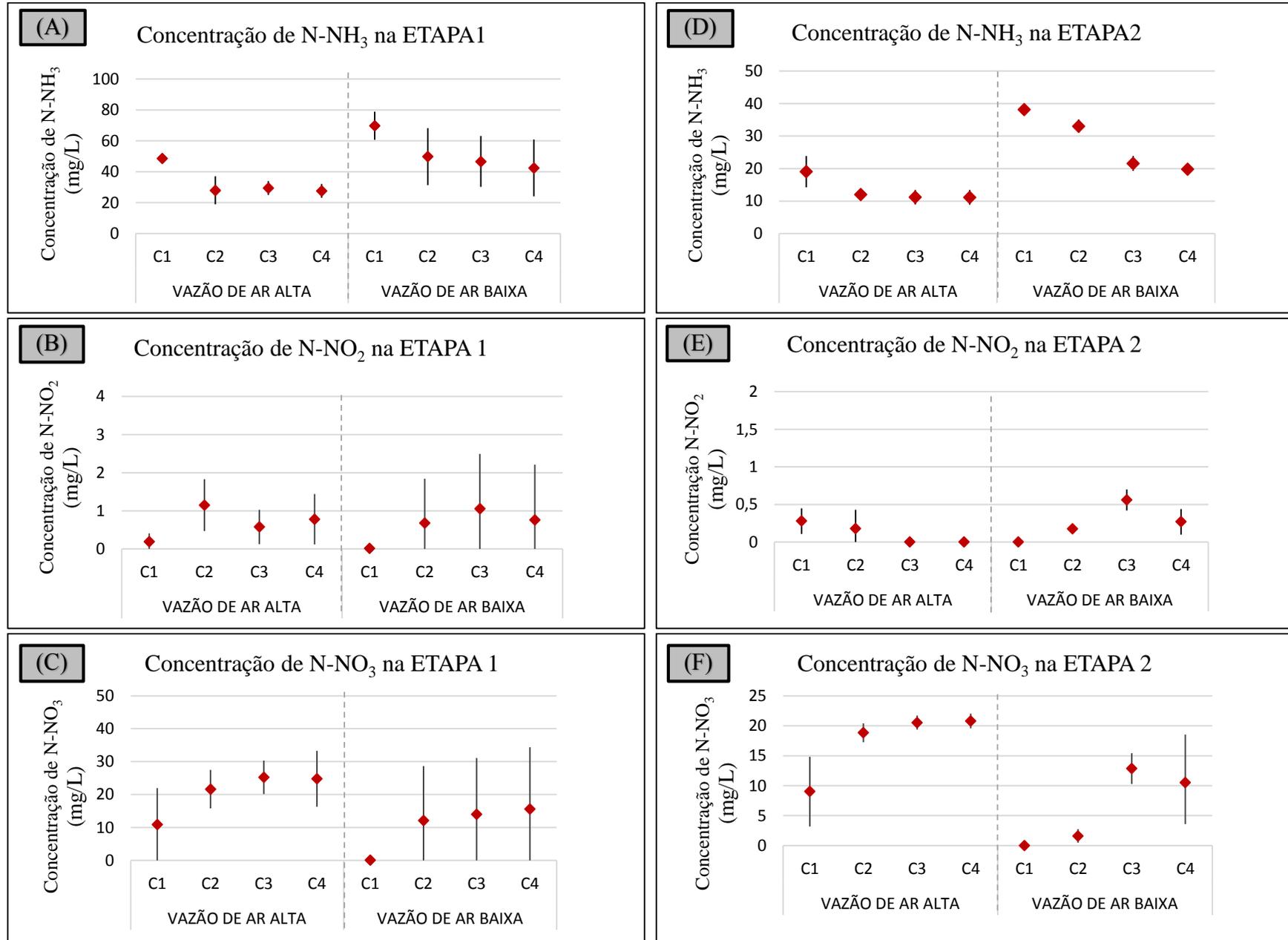
### 5.4.1 Nitrificação

A Figura 26 mostra os valores de N-NH<sub>3</sub>, N-NO<sub>2</sub> e N-NO<sub>3</sub> ao longo das 4 câmaras do MBBR nos diferentes experimentos.

Em relação a nitrogênio amoniacal pode-se observar que em todos os experimentos houve uma queda ao longo das câmaras. No entanto, na ETAPA 1 esta redução foi mais acentuada e pode ser observada logo da primeira para a segunda câmara. No experimento com alta vazão de ar essa concentração reduziu de 48 para 28 mg N-NH<sub>3</sub>. L<sup>-1</sup> (cerca de 50%), enquanto no experimento com baixa vazão de ar esta queda foi de 68 para 49 mg N-NH<sub>3</sub>. L<sup>-1</sup> (cerca de 30%). Nas demais câmaras este fenômeno não foi observado sendo que esta concentração remanescente permanece quase constante. A Tabela 11 mostra ainda que esses dois experimentos tiveram eficiência significativamente diferente, e desse modo, o MBBR com Alta Carga teve uma eficiência bem superior quando operado com alta vazão de ar do que com baixo fluxo. Esses diferentes resultados de desempenho estão associados a menor disponibilidade de oxigênio uma vez que na condição de baixa vazão de ar as concentrações de OD variaram de 0,74 a 2 mg. L<sup>-1</sup> que, aliada a alta COV aplicada prejudicou a oxidação de nitrogênio amoniacal. Este fato também foi observado por Salvetti *et al.* (2006) e Leiknes e Ødegaard (2007).

A partir das Figuras 26(B) e (C) é possível observar que no ensaio da ETAPA 1 com alta vazão de ar, o N-NO<sub>2</sub> começou a ser detectado já na primeira câmara (0,19 mg. L<sup>-1</sup>) com um pico na câmara 2 (1,5 mg. L<sup>-1</sup>) e a sua queda ao longo das demais câmaras. Nesta mesma condição o N-NO<sub>3</sub> também começou a aparecer já na primeira câmara com aumento ao longo das câmaras, chegando a 24 mg. L<sup>-1</sup> na câmara 4. Por outro lado, no experimento da ETAPA 1 com baixa vazão de ar, a produção de nitrito se iniciou somente a partir da segunda câmara mostrando um pico na terceira câmara (1,05 mg. L<sup>-1</sup>) que decaiu no último compartimento do reator. Esta mesma observação se faz para o N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> que só começou a ser detectado a partir da câmara 2 e com um pico na câmara 4 de menor concentração (15,5 mg. L<sup>-1</sup>) do que no ensaio com alta taxa de aeração. Um resultado importante é a concentração remanescente de nitrito na câmara 4 mostrando que nessas condições pode ser observada a nitrificação parcial. Isto mostra que essa diferença de aeração no sistema com a carga de 1,7 kg DQO. m<sup>-3</sup>. d<sup>-1</sup> foi importante na taxa de nitrificação do MBBR.

**Figura 26.** (A) Concentração de N-NH<sub>3</sub> na ETAPA1. (B) Concentração de N-NO<sub>2</sub> na ETAPA1. (C) Concentração de N-NO<sub>3</sub> na ETAPA1. (D) Concentração de N- NH<sub>3</sub> na ETAPA2. (E) Concentração de N-NO<sub>2</sub> na ETAPA2. (F) Concentração de N-NO<sub>3</sub> na ETAPA2.



Na ETAPA 2 também foi observado um decaimento das concentrações de N-NH<sub>3</sub> principalmente nas primeiras câmaras do reator. No entanto, não houve diferença significativa entre os dois diferentes fluxos de ar (Tabela 11) onde ambas promoveram uma remoção média de nitrogênio amoniacal acima de 50%. A diferença pontual entre as diferentes condições de aeração é observada na queda de nitrogênio amoniacal que ocorreu logo nas duas primeiras câmaras no sistema com vazão de ar alta, enquanto no sistema com baixa vazão isso permaneceu inclusive na terceira câmara (Figura 26(D)). Da mesma forma que ao observado nos experimentos da ETAPA1, o nitrito foi sendo formado já na primeira câmara no ensaio com vazão de ar alta e somente na segunda câmara quando operado com vazão de ar baixa. No entanto, no experimento com vazão de ar alta o nitrito foi totalmente consumido já na câmara 3 mostrando a ocorrência da nitrificação completa ao contrário do sistema com baixa vazão de ar (Figura 26(E)). A Figura 26(F) mostra que as concentrações de N-NO<sub>3</sub> foram aumentando ao longo das câmaras atingindo um máximo de 21 mg. L<sup>-1</sup> na última câmara no ensaio com alta vazão de ar confirmando a ocorrência da nitrificação total, enquanto no ensaio com vazão de ar baixa o máximo de nitrato foi de 12,8 mg. L<sup>-1</sup> já na terceira câmara. Este resultado mostra que este sistema MBBR com COV de 0,85 kg DQO. m<sup>-3</sup>. d<sup>-1</sup> foi possível a ocorrência de nitrificação promovendo a remoção de nitrogênio amoniacal nos dois sistemas de aeração (alta e baixa vazão), mas a alta vazão de ar promoveu uma maior taxa de nitrificação total. Andreottolla *et al.* (2000) também relataram baixas concentrações de nitrito em um sistema com COV de 0,60 kg DQO. m<sup>-3</sup>. d<sup>-1</sup>, além disso, eles observaram que com o aumento da taxa de COV a concentração de nitrito também aumentou.

Hem, Rusten e Ødegaard (1994) e RUSTEN *et al.* (2006) afirmaram que a baixa concentração de matéria orgânica afluyente no reator tende a favorecer à etapa da nitrificação, facilitando o acesso do oxigênio e nutrientes pelas bactérias autotróficas nitrificantes. Esta observação justifica o fato dos resultados obtidos no sistema submetido a Baixa Carga onde tanto com alta ou baixa aeração foram observadas a queda na concentração de nitrogênio amoniacal e alta concentração de nitrato. Ødegaard, Rusten e Westrum (1994), Ruste *et al.* (2000) e Zhang *et al.* (2013) relataram que para à ocorrência de nitrificação no processo a concentração de OD deve ser acima de 2 ou 3 mg. L<sup>-1</sup>, e que quanto maior o OD (acima de 4 mg. L<sup>-1</sup>) no sistema, maior será a taxa de nitrificação no MBBR (RUSTEN *et al.*, 2006). Isto explica o baixo desempenho na nitrificação encontrado no experimento com Alta Carga (ETAPA 1) e baixa aeração (baixa vazão de ar) que teve a concentração de OD abaixo de 2 mg. L<sup>-1</sup> (Figura 20).

### 5.4.2 Balanço de Massa Do Nitrogênio

A partir da determinação do nitrogênio total afluente, efluente e no lodo descartado diariamente foi possível estimar a emissão de nitrogênio liberado na forma gasosa como mostra a Tabela 13.

**Tabela 13.** Resultados do Nitrogênio nos diferentes compartimentos de um MBBR sob diferentes condições experimentais.

Balanço de Massa					
Matriz		ETAPA 1 (Carga Alta)		ETAPA 2 (Baixa Carga)	
		Vazão de ar Alta	Vazão de ar Baixa	Vazão de ar Alta	Vazão de ar Baixa
Esgoto Bruto	Q entrada (L/dia)	62	62	62	62
	Conc. Média de NT (mg/L)	83	83	42	42
	<b>N<sub>média</sub> Esgoto Bruto (mg/dia)</b>	5.179	5.179	2.633	2.633
Esgoto Tratado	Q <sub>saída</sub> (L/dia)	62	62	62	62
	Conc. Média de NT (mg/L)	44	61	28	32
	<b>N<sub>média</sub> Esgoto Tratado (mg/dia)</b>	2.746	3.800	1.741	1.997
Lodo	Volume Médio (L/dia)	0,1	1,5	0,3	0,2
	Conc. Média de NT (mg/L)	567	449	515	762
	<b>N<sub>média</sub> no Lodo (mg/dia)</b>	78	682	162	136
N Atmosférico (estimado)	<b>(N<sub>ET</sub>) - (N<sub>Lodo</sub> + N<sub>EB</sub>) (mg/dia)</b>	2.356	697	730	501

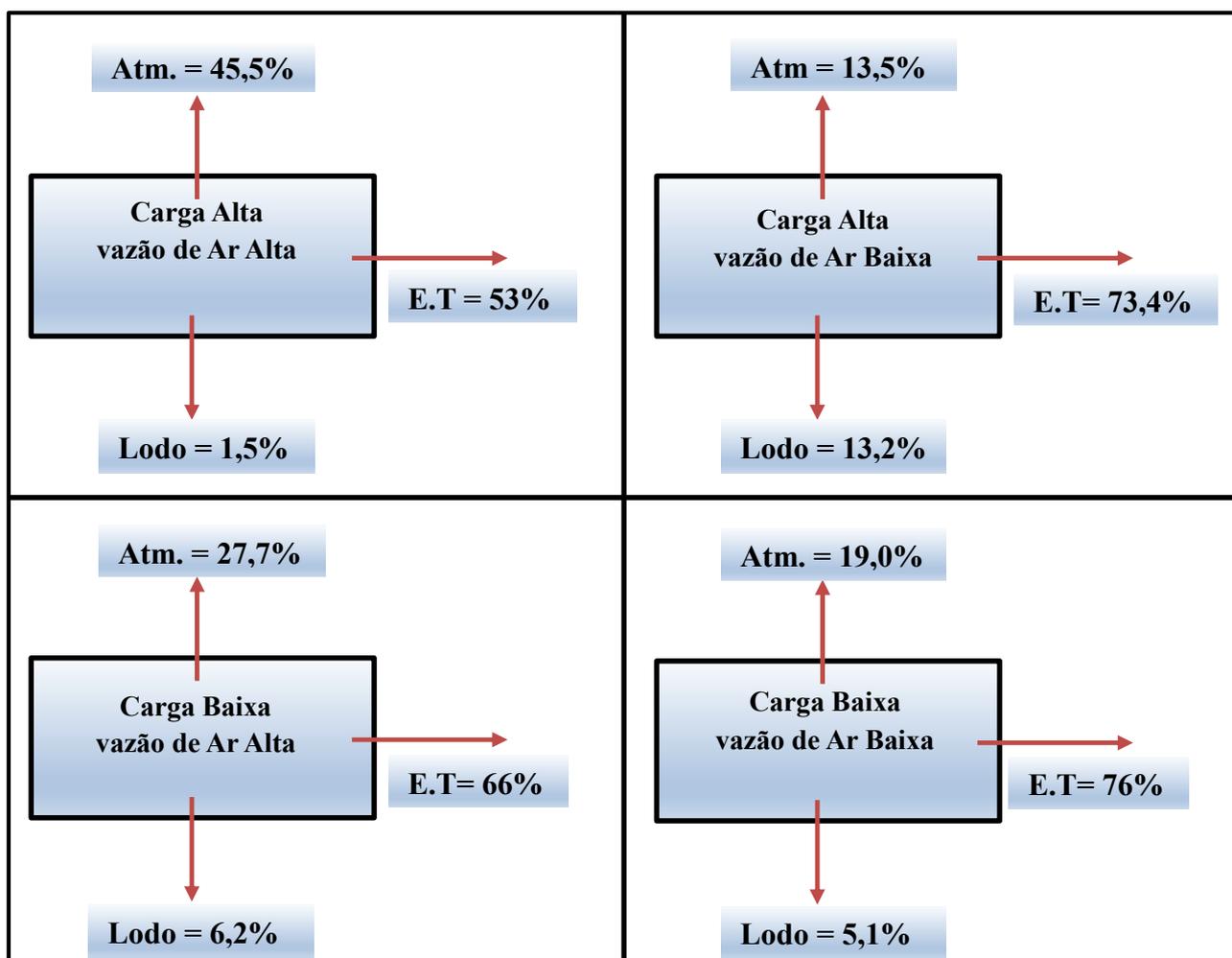
Fonte: O autor.

A partir da Tabela 13 é possível observar que o sistema que apresentou melhor desempenho de remoção de NT (com alta carga e alta vazão de ar) (Tabela 10) promoveu a maior parte dessa remoção pela liberação atmosférica. Nesta condição, pouca massa de nitrogênio foi observada sendo descartada pelo lodo descartado (78 mg. d<sup>-1</sup>). Por outro lado, o ensaio com Alta Carga e baixa vazão de ar que teve baixo rendimento na remoção de nitrogênio (20%), metade deste nitrogênio foi removido pela incorporação no lodo (682 mg. d<sup>-1</sup>). Nos experimentos da ETAPA 2 a remoção de NT foi pequena, mas é possível observar

que a maior parte foi liberada pela via atmosférica. A remoção de NT é algo bastante desejável nos sistemas de tratamento de esgoto, mas é importante salientar que essas duas vias são importantes. Enquanto a remoção pelo lodo pode representar uma recuperação de nitrogênio que possa ser utilizado no condicionamento de solo (compostagem), a emissão atmosférica pode ser um problema se este nitrogênio for liberado como óxido nitroso ( $N_2O$ ).

A partir dos dados calculados da Tabela 13 foi possível extrapolar os cenários de massa de nitrogênio nos diferentes experimentos com o MBBR mostrado na Figura 27. Na ETAPA 1 (Alta Carga), a taxa de aeração e a concentração de OD foram determinantes para uma melhor remoção de NT pela via atmosférica (45%). Ribeiro *et al.* (2013) relataram que um dos principais fatores de controle de emissões de  $N_2O$  em processos de lodos ativados são as concentrações de OD e a taxa de aeração. Nesse estudo, os autores apontaram que a produção de  $N_2O$  depende das concentrações de OD e a sua emissão é diretamente proporcional à taxa de aeração do sistema. Desse modo, é provável que a remoção de NT por este processo tenha sido com a formação de  $N_2O$  formado durante a nitrificação. Vale destacar que o  $N_2O$  é um dos gases do efeito estufa (GEE) e a sua emissão pode intensificar o aquecimento global.

**Figura 27.** Percentual do N incorporado em cada saída do reator.



Legenda: Atm: Atmosfera; E.T: Esgoto Tratado.

Fonte: O autor.

Vale destacar que no experimento com Alta Carga e baixa vazão de ar, o percentual de remoção de NT pelo lodo e pela a atmosfera foram aproximadamente os mesmos (Figura 27). Nesta condição o MBBR produziu mais lodo que os demais experimentos, sendo portanto, uma via importante na remoção de NT. Logo, é provável que a remoção de nitrogênio pela incorporação no lodo seja alta em sistemas MBBR onde seja observada uma maior produção de lodo. Este resultado corrobora aos encontrados por Ribeiro e Da Silva (2018) que em um sistema por lodos ativados encontraram uma maior remoção de NT pelo lodo do que pela atmosfera quando utilizaram baixa idade do lodo (5 dias) e baixo OD ( $0,5 \text{ mg. L}^{-1}$ ) gerando uma maior produção líquida de lodo ( $13 \text{ g SSV. d}^{-1}$ ). Além disso, esses autores também observaram que quando o sistema produziu menos lodo, a remoção via atmosfera passou a ser a mais relevante, mesmo resultado observado no presente estudo.

Logo, as vias de remoção de NT pelo sistema MBBR ocorreu prioritariamente pela via atmosférica que foi facilitado pela taxa de nitrificação ao longo do sistema.

Portanto, este estudo demonstrou que o sistema MBBR se enquadra na realidade brasileira. Normalmente os afluentes das ETEs possuem uma grande amplitude de carga orgânica temporal o que não reflete na sua eficiência em termos de remoção de matéria orgânica. Além disso, os processos possuem deficiência no controle sobre a taxa de aeração o que conseqüentemente afeta a eficiência do sistema. Por fim, e não menos relevante, as ETEs que atendem a maior parte da população (lodos ativados) geram diariamente grandes quantidades de lodo que deverão ser dispostos de maneira adequada, o que representa um custo adicional para esses sistemas. O MBBR mostrou que é capaz de remover a matéria orgânica a níveis satisfatórios mesmo com variação de carga e taxa de aeração, além de uma menor produção de lodo

## 6 CONCLUSÃO

Este trabalho avaliou a influência de duas diferentes cargas orgânicas volumétricas (1,70 e 0,85 Kg DQO. m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) sob duas diferentes vazões de ar (0,95-2,60 e 0,07-0,40 mL. min<sup>-1</sup>) no desempenho de um reator de leito móvel com biofilme (MBBR) em escala de bancada. O desempenho do reator sob essas diferentes condições foi acima de 90 e 85%% para a remoção de DQO e COT, respectivamente. Em relação a remoção de matéria orgânica, todos esses diferentes ensaios foram estatisticamente semelhantes.

A maior parte da biomassa encontrada no sistema MBBR ficou aderida a biomídia. Nos ensaios submetidos à COV alta apresentaram maior concentração de biomassa aderida do que os de COV baixa. Os experimentos sob menor vazão de ar desenvolveram menos biomassa do que os de alta vazão de ar.

O sistema submetido à alta carga orgânica e baixa vazão de ar teve o menor desempenho na remoção de nitrogênio total (20%) e amoniacal (18%), além da baixa taxa de nitrificação. Neste mesmo sistema foi observada uma maior taxa de produção de lodo onde cerca de metade da massa nitrogenada removida foi incorporado ao lodo.

O reator submetido à alta carga orgânica e alta vazão de ar demonstrou o melhor desempenho na remoção de nitrogênio (42%) e amônia (57%), bem como uma alta taxa de nitrificação. Foi observado ainda que neste ensaio foi produzido pouco lodo a ser descartado e a maior parte do nitrogênio foi removido por via atmosférica.

Nos ensaios onde o reator foi submetido à baixa carga orgânica, as remoções de nitrogênio amoniacal foram significativamente semelhantes (em torno de 55%), mas o sistema com maior vazão de ar teve um melhor desempenho na remoção de nitrogênio total (37%). Nas duas variantes deste sistema (alta e baixa vazão de ar) foram observadas pouca produção de lodo, além disso, o nitrogênio foi prioritariamente removido por via atmosférica.

## REFERÊNCIAS

- ABDEL-SHAFY I. H. e EL-KHATEEB, A. M. Integration of septic tank and constructed wetland for the treatment of wastewater in Egypt. **Desalination and Water Treatment**. v. 51, n. 16-18, p. 3539-3546, 2013.
- ABREU, L. M. Aspectos microbiológicos de los procesos de nitrificación-denitrificación. **Taller y Seminario Latino-americano Tratamiento de águas residuales**. v .3, p. 55-63. 1994.
- ADOHINZIN, J. B. e XU, L. Nutrients removal control via an intermittently aerated membrane bioreactor. World Academy of Science Engineering Technolgy. **International Journal of Chemical Molecular Nuclear Materials Metallurgical Engineering**, v. 8, n. 6, p. 556-559, 2014.
- AKUNNA, J. C., BIZEAU, C., MOLETTA, R. Nitrate and nitrite reductions with anaerobic sludge using various carbon sources: glucose, glycerol, acetic acid, lactic acid and methanol. **Water Research**, v. 27, n. 8, p. 1303-1312, 1993.
- ALLAN, V. J., CALLOW, M. E., MACASKIE, L. E., e PATERSON BEEDLE, M. Effect of nutrient limitation on biofilm formation and phosphatase activity of a *Citrobacter* sp. **Microbiology**, v. 148, p.277-288, 2002.
- ANA. Agência Nacional de Águas (Brasil). Atlas Esgotos: despoluição de bacias hidrográficas / **Agência Nacional de Águas, Secretaria Nacional de Saneamento Ambiental**. Brasília: ANA, 2017.
- ANDREOLI, C.V.; SPERLING, M. V.; FERNANDES, F. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, v.6, p. 462-482, 2001.
- ANDREOTTOLLA, G., FOLADORI, P., RAGAZZI, M., e TATANO, F. Experimental comparison between MBBR and activated sludge system for the treatment of municipal wastewater. **Water Science and Technology**, v. 41. p. 375-382, 2000.
- APHA. AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION. **Standard methods for the examamination of water and wastewater**. 22th ed. Washington, DC, 2012.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 6024**: informação e documentação: numeração progressiva das seções de um documento: apresentação. Rio de Janeiro, 2012.
- ASSUNÇÃO, F. A. L. de. Estudo da remoção de Nitrogênio, com ênfase na volatilização de Amônia, em lagoas de polimento de efluentes de reatores UASB tratando esgotos urbanos de Belo Horizonte/MG. Dissertação (Mestrado), **Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG)**, Belo Horizonte, p.105, 2009. Disponível em:<<http://www.smarh.eng.ufmg.br/defesas>.
- AYGUN, A., NAS, B., e BERKTAY, A. Influence of high organic loading rates on COD removal and sludge production in moving bed biofilm reactor. **Environmental Engineering Science**, v. 25, n. 9, p. 1311-1316, 2008.

BAIRD, C. e CANN, M. Química Ambiental. 4. ed. Porto Alegre: **Bookman**, 2011.

BARNARD J. L. Design of nitrification/denitrification process. **Design for nitrogen removal and guarantees for aeration**, Braunschweig. 1991.

BARWAL, A., e CHAUDHARY, R. To study the performance of biocarriers in moving bed biofilm reactor (MBBR) technology and kinetics of biofilm for retrofitting the existing aerobic treatment systems: a review. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, v. 13, n. 3, p. 285–299, set. 2014.

BASSIN, J. P., DIAS, I., LARANJEIRA, Y., e DEZOTTI, M. Influência da carga orgânica no desempenho de reatores de leito móvel com biofilme preenchidos com diferentes matérias de suporte. **Blucher Chemical Engineering Proceedings**, v.1, n. 2, p. 6720-6725, 2015.

BASSIN, J. P., DIAS, I. N., CAO, S. M. S., SENRA, E., LARANJEIRA, Y., e DEZOTTI, M. Effect of increasing organic loading rates on the performance of moving-bed biofilm reactors filled with different support media: Assessing the activity of suspended and attached biomass fractions. **Process Safety and Environmental Protection**, v. 100, p. 131–141, 2016.

BASSIN, J. P., e DEZOTTI, M. Tratamento primário, secundário e terciário de efluentes. In: **Processos e Técnicas para o Controle Ambiental de Efluentes Líquidos**. Rio de Janeiro: E-papers, 2008.

BASSIN, J.P., DEZOTTI, M., e SANTANNA Jr., G. L. Nitrification of industrial and domestic saline wastewaters in moving bed biofilm reactor and sequencing batch reactor. **Journal of Hazardous material**, v. 185, p. 242–248, 2011.

BIAN, W., ZHANG, S., ZHANG, Y., LI, W., KAN, R., WANG, W., e LI, J. Achieving nitrification in a continuous moving bed biofilm reactor at different temperatures through ratio control. **Bioresource technology**, v. 226, p. 73-79, 2017.

BIOWATER. Biomedia da Biowater. Disponível em: <<http://www.biowatertechnology.com/br/tecnologia/biomedia/>>. Acesso em 20/01/2019.

BOLTON, J., TUMMALA, A., KAPADIA, C., DANDAMUDI, M., e BELOVICH, J. M. Procedure to quantify biofilm activity in carriers used in wastewater treatment systems. **Journal Environmental Engineering**. v. 132, n. 11, p. 1422–1430, 2006.

BONOMO, L., PASTORELLI, G., QUINTO, E., RINALDI, G. Tertiary nitrification in pure oxygen moving bed biofilm reactors. **Water Science and Technology**, v. 41, n. 4/5, p. 361-368, 2000.

BRASIL. Ministério do desenvolvimento regional. Secretaria Nacional de Saneamento-SNS. Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento: Diagnóstico dos Serviços de Água e Esgotos. p. 226, 2019.

BRASIL. Resolução n. ° 430, de 13 de maio de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução n. ° 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente-CONAMA. Diário Oficial da União, 2011.

BRINKLEY, J.; JOHNSON, C. H.; SOUZA, R. Moving bed biofilm reactor technology—a full scale installation for treatment of pharmaceutical wastewater. North Carolina American Water Works Association Water Environment Federation (NC AWWA-WEA). **Annual Conference Technical Program**, 2007.

BROCH-DUE, A., ANDERSEN, R., e OPHEIM, B. Treatment of integrated newsprint mill wastewater in moving bed biofilm reactors. **Water Science and technology**, v. 35, n. 2-3, p. 173-180, 1997.

BRYERS, J. D. Biofilms and the technological implications of microbial cell adhesion. **Colloids Surf B Biointerfaces**. v. 2, p. 9–23, 1994.

CALDERÓN, K., MARTÍN-PASCUAL, J., POYATOS, J. M., RODELAS, B., GONZÁLEZ-MARTÍNEZ, A., e GONZÁLEZ-LÓPEZ, J. Comparative analysis of the bacterial diversity in a lab- scale moving bed biofilm reactor (MBBR) applied to treat urban wastewater under different operational conditions. **Bioresource Technology**, v. 121, p. 119–126. 2012.

CAMMAROTA, M. C.; SANTANNA, G. L. Metabolic blocking of exopolysaccharides synthesis: Effects on microbial adhesion and biofilm accumulation. **Biotechnology Letters**, v. 20, n. 1, p. 1–4, 1998.

CANLER, J. P., PERRET, J. M., e CHOUBERT, J. M. Évaluation, optimisation et modélisation de filières de traitement: cas du procédé à cultures fixées fluidisées (MBBR). **Sciences Eaux and Territoires: la Revue du IRSTEA**, n. 9, p. 16–23, 2012.

CHATTERJEE, P., GHANGREKAR, M. M., e RAO, S. Organic matter and nitrogen removal in a hybrid upflow anaerobic sludge blanket—Moving bed biofilm and rope bed biofilm reactor. **Journal of environmental chemical engineering**, v. 4, n. 3, p. 3240-3245, 2016.

CHENG, K. C., DEMIRCI, A., e CATCHMARK, J. M. Advances in biofilm reactors for production of value-added products. **Applied Microbiology Biotechnology**, v. 87, p. 445-456, 2010.

COSTA, J. F., DE PAOLI, A. O., VON SPERLING M., e SEIDL, M. Avaliação do desempenho de Sistemas Alagados Construídos de escoamento horizontal subsuperficial tratando efluente de reator UASB, com base em quatro anos de monitoramento. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 23, n. 1, 2018.

DENG, L., GUO, W., NGO, H. H., ZHANG, X., WANG, X. C., ZHANG, Q., e CHEN, R. New functional biocarriers for enhancing the performance of a hybrid moving bed biofilm reactor–membrane bioreactor system. **Bior. technology**, v. 208, p. 87-93, 2016.

DIAS, I. D. N. MBBR acoplado a filtro lento de areia e a osmose inversa para tratamento de efluente da indústria de petróleo visando reuso. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - **Universidade Federal do Rio de Janeiro, UFRJ**, p. 173, 2011.

DONLAN, R. M. e COSTERTON, J. W. Biofilms: Survival Mechanisms of Clinically Relevant Microorganisms. **Clinical Microbiology**, v. 15, n. 2, p. 167–193, 2002.

DOWNING, L.S., BOLTZ, J.P., DEMPSEY, M.J., HUBBELL, S., KULICK, F. Nitrification in biofilm reactors. In: Operation of Nutrient Removal Facilities. **Water Environment Federation (WEF) Manual of Practice** No. 37. 2013.

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. **Biosource Technology**, p. 436–442, 2013.

DVORÁK, L., LEDERE, T., JIRJÚ, V., MASÁK, J., e NOVÁK, L. Removal of aniline, cyanides and diphenylguanidine from industrial wastewater using a full-scale moving bed biofilm reactor. **Process Biochemistry**, v. 49, p. 102–109. 2014.

EKAMA, G. A., DOLD, P. L., e MARAIS, G. V. R. Procedures for determining influent COD fractions and the maximum specific growth rate of heterotrophs in activated sludge systems. **Water Resource.**, p. 1049-1057, 1986.

ESLAMI, H., EHRAMPOUSH, M. H., FALAHZADEH, H., HEMATABADI, P. T., KHOSRAVI, R., DALVAND, A. e EBRAHIMI, A. A. Biodegradation and nutrients removal from greywater by an integrated fixed film activated sludge (IFAS) in different organic loadings rates. **Amb Express**, v. 8, n. 1, p. 3, 2018.

FLETCHER, M. Adherence of marine-microorganisms to smooth surfaces. In: BEACHEY, E.H. (Ed.). **Bacterial Adherence. Londres: Chapman and Hall.** p. 345-398, 1980.

FOGLER, H. SCOTT. Elementos de engenharia das reações químicas. Traduzido por Verônica Calado e Evaristo Biscaia. 4. ed. Rio de Janeiro. LTC, 2009.

FONSECA, D. L. Desempenho de sistemas mbr em diferentes condições de recheio e vazão: estudo em escala piloto e laboratorial. Tese de Doutorado. **Universidade Federal do Rio de Janeiro- UFRJ.** p. 127, 2016.

FU, B.; LIAO, X.Y.; DING, L.L.; REN, H.Q. Characterization of microbial community in an aerobic moving bed biofilm reactor applied for simultaneous nitrification and denitrification. **World Journal of Microbiology and Biotechnology.** v. 26, n. 11, p. 1981–1990, 2010.

FUJII, F. Y. Análise comparativa entre o processo de lodo ativado e o reator de biofilme de leite móvel na remoção de nitrogênio de esgoto sanitário. Tese de Doutorado. **Universidade de São Paulo.** 2011.

GONZALEZ-MARTINEZ, A., LEYVA-DÍAZ, J. C., RODRIGUEZ-SANCHEZ, A., MUNOZ-PALAZON, B., RIVADENYRA, A., POYATOS, J. M., e MARTNEZ-TOLEDO, M. V. Isolation and metagenomic characterization of bacteria associated with calcium carbonate and struvite precipitation in a pure moving bed biofilm reactor-membrane bioreactor. **Biofouling**, v. 31, n. 4, p. 333-348, 2015.

GUO, J., GUAN, W. e XIA, S. Membrane fouling of hybrid submerged membrane bioreactor (hMBR) in treating municipal wastewater. **Desalination and Water Treatment**, v.52, n. 37-39, p.6858–6867, 2014.

HAMMER, O., HARPER, D.A.T., RYAN, P.D. PAST: Paleontological Statistics software package for education and data analysis. *Palaeontologia Electronica* 4(1): p. 9. 2001.

HELMER-MADHOK, C., SCHMIDT, 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**, v. 46, n. 1-2, p. 223-231. 2002.

HELMER, C. e KUNST, S. Simultaneous nitrification/denitrification in an aerobic biofilm system. **Water Science and Technology**, v. 37, n. 4-5, p. 183-187, 1998.

HEM, L. J., RUSTEN, B., e ØDEGAARD, H. Nitrification in a moving bed biofilm reactor. **Water Research**, v. 28, n. 6, p. 1425–1433, 1994.

HOANG, V., DELATOLLA, R., ABUJAMEL, T., MOTTAWEA, W., GADBOIS, A., LAFLAMME, E., e STINTZI, A. Nitrifying moving bed biofilm reactor (MBBR) biofilm and biomass response to long term exposure to 1 C. **Water Research**, v. 49, p. 215-224, 2014.

HOLLER, S. e TRÖSCH, W. Treatment of urban wastewater in a membrane bioreactor at high organic loading rates. **Journal of biotechnology**, v. 92, n. 2, p. 95-101, 2001.

HUANG, C. SHI, Y., XUE, J., ZHANG, Y., EL-DIN, M. G., e LIU Y. Comparison of biomass from integrated fixed-film activated sludge (IFAS), moving bed biofilm reactor (MBBR) and membrane bioreactor (MBR) treating recalcitrant organics: importance of attached biomass. **Journal of hazardous materials**, v. 326, p. 120-129, 2017.

HUANG, C., PERETTI, S. W. e BRYERS, J. D. Effects of medium carbon-to-nitrogen ratio on biofilm formation and plasmid stability. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 44, n. 3, p. 329–336, 1994.

IPCC. Climate Change 2014: Synthesis Report. Contribution of Working Groups I, II and III to the Fifth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change. Cambridge, United Kingdom; Geneva, Switzerland: **Cambridge University Press**, 2014.

IPCC. SOLOMON, S. D.; QIN, M. M.; CHEN, Z.; MARQUIS, M.; AVERYT, K. B.; TIGNOR, M.; MILLER, H. L. (Eds.). Changes in Atmospheric Constituents and in Radiative Forcing. In: IPCC. Climate Change 2007: **The Physical Science Basis**. Cambridge, United Kingdom; New York, NY, USA: Cambridge University Press, 2007.

JACOBS, A. C. P., CORREA, C. Z., e PRATES, K. V. M. C. Formação De Biofilme Em Diferentes Materiais Suporte No Tratamento Biológico De Esgoto Sanitário. **Periódico Eletrônico Fórum Ambiental da Alta Paulista**, v. 11, n. 8, 2015.

JAROSZYNSKI, L. W., CICEK, N., SPRLING, R., e OLESZKIEWICZ, J. A. Importance of the operating pH in maintaining the stability of anoxic ammonium oxidation (anammox) activity in moving bed biofilm reactors. **Bioresource technology**, v. 102, n. 14, p. 7051-7056, 2011.

JENKINS, A. M. Introduction to Fixed-Film Bio Reactors for Decentralized Wastewater Treatment. Introduction to fixed-film bioreactors for decentralized wastewater treatment, p. 8, 2012

JETTEN, M.S.M.; SCHMID, M.; SCHMIDT, I.; WUBBEN, M.; VAN DONGEN, U.; ABMA, W.; SLIEKERS, O.; REVSBECH, N. P.; BEAUMONT, H. J. E.; OTTOSEN, L.; VOLCKE, E.; LAANBROEK, H. J.; CAMPOS-GOMEZ, J. L.; COLE, J.; VAN LOOSDRECHT, M.; MULDER, J. W.; FUERST, J.; RICHARDSON, D.; VAN DE PAS, K.; MENDEZ-PAMPIN, R.; THIRD, K.; CIRPUS, I.; VAN SPANNING, R.; BOLLMANN, A.; NIELSEN, L. P.; DEN CAMP, O. H.; SCHULTZ, C.; GUNDERSEN, J.; VANROLLEGHEM, P.; STROUS, M.; WAGNER, M.; KUENEN, J. G. Improved nitrogen removal by application of new nitrogen-cycle bacteria. **Reviews in Environmental Science and Biotechnology**, v. 1, n. 1, p. 51-63, 2002.

JORDÃO, P. e PESSÔA, C. A. Tratamento de esgotos domésticos. 7. ed. Rio de Janeiro: ABES, p. 1050, 2014.

KARTAL, B., KUENEN, J. G., e VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Engineering. Sewage treatment with anammox. **Science**, v. 328, n. 5979, p. 702-3, 2010.

KERMANI, M., BINA, B., MOVAHEDIAN, H., AMIN, M. e NIKAEIN, M. Application of moving bed biofilm process for biological organics and nutrients removal from municipal wastewater. **Am J Environ Sci** v. 4, n. 6, p. 675-682, 2008.

KHAN, Z. U., NAZ, I., REHMAN, A., RAFIQ, M., ALI, N., e Ahmed, S. Performance efficiency of an integrated stone media fixed biofilm reactor and sand filter for sewage treatment. **Desalination and Water Treatment**, v. 54, n. 10, p. 2638-2647, 2015.

KHOSRAVI, R. ESLAMI, H., ALMODARESI, S. A., HEIDARI, M., FALLAHZADEH, R. A., TAGHAVI, M. e PEIROVI, R. Use of geographic information system and water quality index to assess groundwater quality for drinking purpose in Birjand City, Iran. **Desalination and Water Treatment**, v. 67, n. 1, p. 74-83, 2017

KOUPAIE, E., MOGHADDAM, M. e HASHEMI, H. Comparison of overall performance between moving bed and conventional sequencing batch reactor. **Iran Journal of Environmental Health Science Engineering** v. 8, n. 3, p. 235-244, 2011.

KUENEN, J. G. Extraordinary anaerobic ammonium-oxidizing bacteria. **ASM news**, v. 67, p. 456-463, 2001.

LARA, A. I., ANDREOLI, C V., PEGORINI, E. S. Avaliação dos impactos ambientais e monitoramento da disposição final do lodo. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**, v. 6, 2001.

LAZAROVA, V., e MANEM, J. An innovative process for wastewater treatment: the circulating floating bed reactor. **Water Science Technology**, v. 34, n. 9, p. 89-99, 1996.

LEIKNES, T. O. e ØDEGAARD, H. The development of a biofilm membrane bioreactor. **Desalination**, v. 202, n. 1-3, p. 135-143, 2007.

LEYVA-DÍAZ, J. C., MARTÍN-PASCUAL, J., e POYATOS, J. M. Moving bed biofilm reactor to treat wastewater. **International Journal of Environmental Science and Technology**, v. 14, n. 4, p. 881–910, 2017.

LIMA, P. S., DEZOTTI, M. e BASSIN, J. P. Interpreting the effect of increasing COD loading rates on the performance of a pre-anoxic MBBR system: implications on the attached and suspended biomass dynamics and nitrification–denitrification activity. **Bioprocess and biosystems engineering**, v. 39, n. 6, p. 945-957, 2016.

LIN, S., WANG, X., CHAO, Y., HE, Y., e LIU, M. Predicting biofilm thickness and biofilm viability based on the concentration of carbon-nitrogen-phosphorus by support vector regression. **Environmental Science and Pollution Research**, v. 23, n. 1, p. 418-425, 2016.

LIU, H., YANG, F., SHI, S., e LIU, X. Effect of substrate COD/N ratio on performance and microbial community structure of a membrane aerated biofilm reactor. **Journal of Environmental Science and Technology**, p. 540–546, 2010.

LIU, K., WANG, H. Y., MA, M. J., ZHANG, C., YUAN, Q., HANG, Q., e LI, C. Influence of temperature on nitrogen removal from wastewater treatment plant effluent by denitrification MBBR. **Research of Environmental Sciences**, v. 29, n. 6, p. 877-886, 2016.

MAHENDRAN, B., LISHMAN, L. e LISS, S. N. Structural, physicochemical and microbial properties of flocs and biofilms in integrated fixedfilm activated sludge (IFFAS) systems. **Water Research**, v. 46, n. 16, p. 5085–5101, 2012.

MARA, D., e HORAN, N. J. (Eds). Handbook of water and wastewater microbiology. **Elsevier**, 2003.

MARTÍN-PASCUAL, J., REBOLEIRO-RIVAS, P., LÓPEZ-LÓPEZ, C., LEVYA-DÍAZ, J. C., JOVER, M., MUÑO, M. M., e POYATOS, J. M. Effect of the filling ratio, MLSS, hydraulic retention time, and temperature on the behavior of the hybrid biomass in a hybrid moving bed membrane bioreactor plant to treat urban wastewater. **Journal Environmental Engineering**, v.141, n.7, 2015

MARTINS, C. R., PEREIRA, P. D. P., LOPES, W. A. e ANDRADE, J. D. Ciclos globais de carbono, nitrogênio e enxofre. **Cadernos Temáticos de Química Nova na Escola**, n. 5, p. 28-41, 2003.

MASI, F., EL HAMOURI, B., ABDEL-SHAFI, H., BABAN, A., GHRABI, A., e REGELSBERGER, M. Treatment of segregated black/grey domestic wastewater using constructed wetlands in the Mediterranean basin. **Water Science and Technology**, v. 61, n. 1, p. 97-105, 2010.

MELIN, E., LEIKNES, T., HELNESS, H., RASMUSSEN, V., e ØDEGAARD, H. Effect of organic loading rate on a wastewater treatment process combining moving bed biofilm and membrane reactors. **Water science and technology**, v. 51, n. 6-7, p. 421-430, 2005.

METCALF e EDDY. Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse. New York: McGraw-Hill, 2003.

MOTA, S., e VON SPERLING, M. Nutrientes de esgoto sanitário: utilização e remoção. Rio de Janeiro: **PROSAB/FINEP**, vol.1, 2009.

MOTA, A. M. d. C. Avaliação de um sistema híbrido integrado de lodo ativado e biofilme em leito móvel, para tratamento de esgotos domésticos utilizando PVA-Gel como meio suporte. Dissertação (Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos) – Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, **Universidade de Brasília, Brasília**, DF, jul. 2015.

MULDER, A., VAN DE GRAAF, A. A., ROBERTSON, L. A., e KUENEN, J. G. Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized bed reactor. **FEMS microbiology ecology**, v. 16, n. 3, p. 177-183, 1995.

MUNCH, E. V., LANT, P. A., e KELLER, J. Simultaneous nitrification and denitrification sequencing batch reactors. **Water Research**, v. 30, n. 2, p. 277-284, 1996.

NEVES-SILVA, P. e HELLER, L. O direito humano à água e ao esgotamento sanitário como instrumento para promoção da saúde de populações vulneráveis. **Ciência & Saúde Coletiva**, v. 21, n. 6, p. 1861–1870, jun. 2016.

NI, S. Q., e ZHANG, J. Anaerobic ammonium oxidation: from laboratory to full-scale application. **Biomed research international**, v. 2013, 2013.

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

ØDEGAARD, H. Optimised particle separation in the primary step of wastewater treatment. **Water Science and Technology**, v. 37, n. 10, p. 43-53, 1998.

ØDEGAARD, H., CIMBRITZ, M., CHRISTENSSON, M., DAHL, C.P. Separation of biomass from moving bed biofilm reactors (MBBRs). **Water Environmental Journal**. Fed. V. 22, p. 212–233, 2010.

ØDEGAARD, H., GISVOLD, B., STRICKLAND, J. The influence of carrier size and shape in the moving bed biofilm process. **Water Science and Technology**, v. 41, n. 4-5, p. 383-391, 2000.

ØDEGAARD, H., RUSTEN, B., e BADIN, H. Small wastewater treatment plants based on moving bed biofilm reactor. **Water Science and Technology**. Vol. 28, p. 351-359. 1993.

ØDEGAARD, H., RUSTEN, B., e WESTRUM, T. A new moving bed biofilm reactor – application and results. **Water Science and Technology**. Vol. 29 (10-11), p. 157-165. 1994.

OLIVEIRA, D. V. M. Caracterização dos Parâmetros de Controle e Avaliação de Desempenho de um Reator Biológico com Leito Móvel (MBBR). Dissertação (Mestrado) ela Universidade Federal do Rio de Janeiro: **UFRJ/COPPE**. 2008.

OLIVEIRA, D. V. M. de. Avaliação da remoção de nitrogênio via nitrificação e desnitrificação simultânea em um reator biológico com leito móvel (IFAS). Tese de Doutorado. **Universidade de São Paulo**, 2015.

OLIVEIRA, S. M. A., e VON SPERLING, M. Avaliação de 166 ETES em operação no país, compreendendo diversas tecnologias. Parte 1: Análise de desempenho. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 10, n. 4, p. 347-357, 2005.

ONU. Office of the High Commissioner for human Rights (OHCHR). General Comment No.15: **The Right to water** (Arts. 11 and 12 of the covenant) Geneva: OHCHR, 2010.

PARK, H. O., OH, S., BADE, R., e SHIN, W. S. Application of A2O moving-bed biofilm reactors for textile dyeing wastewater treatment. **Korean Journal Chemical Engineering**, v. 27, n. 3, p. 893–899, 2010.

PASTORELLI, G. CANZIANI, R. PEDRAZZI, L., e ROZZI, A. Phosphorus and nitrogen removal in moving-bed sequencing batch biofilm reactors. **Water science and technology**, v. 40, n. 4-5, p. 169-176, 1999.

POCHANA, K. e KELLER, J. Study of factors affecting simultaneous nitrification and denitrification (SND). **Water Science and Technology**, v. 39, n. 6, p. 61-68, 1999.

PRAKASH, B., VEEREGOWDA, M., e KRISHNAPPA, G. Biofilms: A survival strategy of bacteria. **Current Science**, v.85, n.9, 2003.

RAFIEI, B., NAEIMPOOR, F., e MOHAMMADI, T. Biofilm and bioentrapped hybrid membrane bioreactors in wastewater treatment: comparison of membrane fouling and removal efficiency. *Desalination*, v. 337, p. 16–22, 2014.

RAHIMI Y, TORABIAN A., MEHRDADI N., HABIBI-REZAIE M., PEZESHK, H., e NABI-BIDHENDI G. R. Optimizing aeration rates for minimizing membrane fouling and its effect on sludge characteristics in a moving bed membrane bioreactor. **Journal Hazardous Material**, v.186, n. 2-3, p. 1097–1102, 2011.

REGMI, P., HOLGATE, B., FREDERICK, D., MILLER, M. W., WETT, B., MURTHY, S., e BOTT, C. B. Optimization of a mainstream nitritation denitritation process and anammox polishing. **Water Science and Technology**, v. 72, n. 4, p. 632–642, 2015.

REIS, G. G. dos. Influência da carga orgânica no desempenho de reatores de leito móvel com biofilme (MBBR). Dissertação (Mestrado em Engenharia Química). Universidade Federal do Rio de Janeiro – **UFRJ**, p. 134, 2007.

RIBEIRO, J. C., e DA SILVA, G. H.R. Acompanhamento operacional e avaliação de uma estação compacta de tratamento de esgoto sanitário: reator UASB seguido de filtro aerado submerso. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 23, n. 1, 2018.

RIBEIRO, R. P. BUENO, R. F., PIVELI, R. P., KLIGERMAN, D.C., DE MELLO, W. Z., e OLIVEIRA, J. L. The response of nitrous oxide emissions to different operation conditions in activated sludge wastewater treatment plants in southeastern Brazil. **Water Science and Technology**, vol.76, n.9, p 2337-2349, 2017.

RIBEIRO, R. P. Emissões de óxido nitroso em diferentes condições operacionais de sistemas de tratamento de esgotos por lodos ativados em escala real e de bancada. Tese de Doutorado pela Universidade Federal Fluminense - **UFF**, 2017.

RIBEIRO, R. P., DE MELLO, W. Z., KLIGERMAN, D. C., OLIVEIRA, J. L. D. M., ALVIM, R. B., ANDRADE, A. S., e DE ALMEIDA, P. A. Emissões de óxido nitroso do tanque de aeração de uma estação de tratamento de esgotos com sistema de lodos ativados convencional. **Química Nova**, v. 36, n. 7, p. 998-1003, 2013.

RIBEIRO, R. P., KLIGERMAN, D. C., MELLO, W. Z. D., SILVA, D. D. P., CORREIA, R. D. F., e OLIVEIRA, J. L. D. M. Effects of different operating conditions on total nitrogen removal routes and nitrous oxide emissions in a lab-scale activated sludge system. **Revista Ambiente e Água**, v. 13, n. 2, 2018.

RODGERS, M., e ZHAN, X. M. Moving-medium biofilm reactors. **Reviews in Environmental Science and Biotechnology**, v. 2, n. 2-4, p. 213-224, 2003.

RODRIGUEZ-SANCHEZ, A., LEYVA-DIAZ, J. C., GONZALEZ-LOPEZ, J., E POYATOS, J. M. Membrane bioreactor and hybrid moving bed biofilm reactor-membrane bioreactor for the treatment of variable salinity wastewater: Influence of biomass concentration and hydraulic retention time. **Chemical Engineering Journal**, v. 336, p. 102-111, 2018.

ROUXHET, PG., MOZES, N. Physical chemistry of the interface between attached microorganism and their support. **Water research**, 22, p.1-16, 1990.

RUSTEN, B., EIKEBROKK, B., ULGENES, Y., e LYGEREN, E. Design and operations of the Kaldnes moving bed biofilm reactors. **Aquacultural Engineering**, v. 34, p. 322–331, 2006.

RUSTEN, B., HELLSTROM, B. G., HELLSTROM, F., SEHESTED, O., SKJELFOSS, E., SVENDSEN, B., Pilot Testing and Preliminary Design of Moving Bed Biofilm Reactors for Nitrogen Removal at the Frevar Wastewater Treatment Plant, **Water Science and Technology**, v. 42, n. 4/5, p. 13-20, 2000.

RUSTEN, B., HEM, L., e ØDEGAARD, H. Nitrification of municipal wastewater in moving bed biofilm reactor. **Water Environment Research**, v. 67, p. 75-86, 1995.

RUSTEN, B., KOLKINN, O., e ØDEGAARD, H. Moving bed biofilm reactors and chemical precipitation for high efficiency treatment of wastewater from small communities. **Water Science and Technology**. 35, p. 71-79, 1997.

RUSTEN, B., MATSSON, E., BROCH-DUE, A., e WESTRUM T. Treatment of pulp and paper industry wastewaters in novel moving bed biofilm reactors. **Water Science and Technology**, v. 30, p.161-171, 1994.

RUSTEN, B., ØDEGAARD, H., e LUNDAR, A. Treatment of dairy wastewater in a novel moving bed biofilm reactor. **Water Science Technology**, v. 26, n. 3–4, p. 703–711, 1992.

RUSTEN, B., YUEGEN, E. Y., QIAOGEN, Z., GUANGHUI, H., WESSMAN, F. G., e SILJUDALEN, J. G. Increasing the capacity for treatment of chemical plant wastewater by replacing existing suspended carrier media with kaldnes moving bed media. **Proceedings of the Water Environment Federation**, vol.8, p. 11–24. 2003.

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

SANCHEZ-MELSIO, A., CÁLIZ, J., BALAGUER, M. D., COLPRIM, J., e VILA, X. Development of batch-culture enrichment coupled to molecular detection for screening of natural and man-made environments in search of anammox bacteria for N-removal bioreactors systems. **Chemosphere**, v. 75, n.2, p.169-179, 2009.

SANDIP, M., e KALYANRAMAN, V. Enhanced simultaneous nitrification-denitrification in aerobic moving bed biofilm reactor containing polyurethane foam-based carrier media. **Water Science and Technology**, v. 79, n. 3, p. 510-517, 2019.

SCHMIDT, T. M., e SCHAECHTER, M. Topics in ecological and environmental microbiology. **Academic Press**, UK, 2011.

SHAHI, D. H., ESLAMI, H., EHRAMPOOSH, M. H., EBRAHIMI, A., GHANEIAN, M. T., AYATOLLAH, S., e MOZAYAN, M. R. Comparing the efficiency of *Cyperus alternifolius* and *Phragmites australis* in municipal wastewater treatment by subsurface constructed wetland. **Pakistan Journal Biological Science**, v. 16, n. 8, p. 379-384, 2013.

SIEGRIST, H., REITHAAR, S., KOCH, G., e LAIS, P. Nitrogen loss in a nitrifying rotating contactor treating ammonium-rich wastewater without organic carbon. **Water Science and Technology**, v. 38, n. 8-9, p. 241-248, 1998.

SINGH, A. KAMBLE, S. J., SAWANT, M., CHAKRAVARTHY, Y., KASMI, A., AYMERICH, E., e PHILLIP, L. Technical, hygiene, economic, and life cycle assessment of full-scale moving bed biofilm reactors for wastewater treatment in India. **Environmental Science and Pollution Research**, v. 25, n. 3, p. 2552–2569, 2018.

SOUZA CMN, COSTA AM, MORAES LRS, e FREITAS CM. Saneamento: promoção da saúde, qualidade de vida e sustentabilidade ambiental. Rio de Janeiro (RJ): Editora Fiocruz, 2015. STROUS, M. e JETTEN, M.S.M. Anaerobic oxidation of ammonium and methane. **Annual Review of Microbiology**, v. 53, p. 99-117, 2004.

SRIWIRIYARAT, T. e RANDALL, C.W. Evaluation of integrated fixed film activated sludge wastewater treatment processes at high mean cells residence time and low temperatures. **Journal of Environmental Engineering**, v. 131, p.1550- 1556, 2005.

STROUS, M., HEIJNEN, J.J., KUENEN, J.G., JETTEN, M. S. M. The sequencing batch reactor as a powerful tool for the study of slowly growing anaerobic ammonium-oxidizing microorganisms. **Applied microbiology and biotechnology**, v. 50, p. 589-596, 1998.

TAM, N. F. Y., WONG, Y. S., e LEUNG, G. Significance of external carbon sources on simultaneous removal of nutrients from wastewater. **Water Science and Technology**, v. 26, n. 5-6, p. 1047-1055, 1992.

TAWFIK, A., EL-GOHARY, F.; TEMMINK, H. Treatment of domestic wastewater in an up-flow anaerobic sludge blanket reactor followed by moving bed biofilm reactor. **Bioprocess and biosystems engineering**, v. 33, n. 2, p. 267-276, 2010.

TER HASEBORG, E., ZAMORA M. T., FROHLICH J., e FRIMMEL H. F. Nitrifying microorganisms in fixed-bed biofilm reactors fed with different nitrite and ammonia concentrations. **Bioresource technology**, v. 101, n. 6, p. 1701-1706, 2010.

TORKAMAN, M., BORGHEU M.S, TAHMASEBIAN S. e ANDALIBI R. M. Nitrogen removal from high organic loading wastewater in modified Ludzack–Ettinger configuration MBBR system. **Water Science and Technology**, v. 72, n. 8, p. 1274-1282, 2015.

TROJANOWICZ, KAROL; PLAZA, ELZBIETA; TRELA, JOZEF. Pilot scale studies on nitrification-anammox process for mainstream wastewater at low temperature. **Water Science and Technology**, v. 73, n. 4, p. 761-768, 2016.

VAIDHEGI, K. Treatment of Bagasse based pulp and paper industry effluent using moving bed biofilm reactor. **International Journal of Chemical Technolgy Research**, v. 5, n. 3, p. 1313-1319, 2013.

VAN HAANDEL, A., e VAN DER LUBBE, J. Handbook of biological wastewater treatment. Desing and optimization of actived sludge system. 2da. **IWA publishing**. Londres, 2012.

VAUDREY, J. New York City's impact on long island sound water quality technical report. 2017.

VEOLIA. AnoxKaldnes™ MBBR - **Technical details**. Disponível em: <[http://www.veoliawaterst.com/mbbr/en/technical\\_details.htm](http://www.veoliawaterst.com/mbbr/en/technical_details.htm)>. Acesso em: 18/07/2018.

VERLY, B. S. SAEKI, E.K., e STELATO, É. D. S. Importância da análise de água para saúde pública: Pesquisa de nitrato em águas de abastecimento público e poços subterrâneos. **Colloquium Vitae**. 2017.

VEUILLET, F., LACROIX, S., BAUSSERON, A., GONIDEC, E., OCHOA, J., CHRISTENSSON, M. & LEMAIRE, R. Integrated fixed-film activated sludge ANITA-Mox process – a new perspective for advanced nitrogen removal. **Water Science Technology**, v. 69 n. 5, p. 915–922. 2014.

VON SPERLING, M. Modelling of coliform removal in 186 facultative and maturation ponds around the world. **Water research**, v. 39, n. 20, p. 5261-5273, 2005.

VON SPERLING, M. Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias. Princípios Básicos do Tratamento de Esgotos, 2a Ed. Vol 2. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – **UFMG**. 211 p. 1996.

VON SPERLING, M. Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias: Lodos Ativados. 2. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Minas Gerais, **UFMG**. v. 4, p. 416, 2002.

WANG, R. C., WEN, X. H. e QIAN, Y. Influence of carrier concentration on the performance and microbial characteristics of a suspended carrier biofilm reactor. **Process Biochemistry**, v. 40, n. 9, p. 2992–3001, 2005.

WANG, X. J., XIA, S. Q., CHEN, L., ZHAO, J. F., RENAULT, N. J., e CHOVELON, J. M. Nutrients removal from municipal wastewater by chemical precipitation in a moving bed biofilm reactor. **Process Biochemistry**, v. 41, n. 4, p. 824–828, 2006.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION. Biological Nutrient Removal (BNR) Operation in Wastewater Treatment Plants. WEF Manual of Practice No. 29: WEF, **Manual of practice**. McGraw-Hill Professional, 2005.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION. Design of Municipal Wastewater Treatment Plants. 5ª edição, WEF Manual of Practice No. 8: WEF, **Manual of practice**. McGraw-Hill Professional, 2009.

WENG C.N. e MOLOF A.H. Nitrification in the biological fixedfilm rotating disk system. **Journal Water Pollution Control Federation**, v. 46. p.1564-1685. 1974.

WILSENACH, J. WILSENACH, J., BURKE, L., RADEBE, V., MASHEGO, M., STONE, W., MOUTON, M., e BOTHA, A. Anaerobic ammonium oxidation in the old trickling filters at Daspoort Wastewater Treatment Works. **Water SA**, v. 40, n. 1, p. 81-88, 2014.

WOLFF, D. B., PAUL, E., e COSTA, R. D. Influência do tipo de material suporte no desempenho de reatores biológicos de leito móvel na remoção de carbono e nitrificação de esgoto sanitário. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 15, n. 2, p. 149-154, 2010.

WORLD HEALTH ORGANIZATION e UNICEF. Progress on drinking water, sanitation and hygiene: **update and SDG baselines**. 2017.

XING, X.H., JUN, B.M., YANAGIDA, M., TANJI, Y., UNNO, H. Effect of C/N values on microbial simultaneous removal of carbonaceous and nitrogenous substances in wastewater by single continuous-flow fluidized-bed bioreactor containing porous carrier particles. **Biochemical Engineering Journal**. V. 5, p. 29–37, 2000.

YANG, W., SYED, W., e ZHOU, H. Comparative study on membrane fouling between membrane-coupled moving bed biofilm reactor and conventional membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. **Water Science and Technology**, v. 69, n. 5, p. 1021–1027, 2014.

YUAN, Q., WANG, H., HANG, Q., DENG, Y., LIU, K., LI, C., e ZHENG, S. Comparison of the MBBR denitrification carriers for advanced nitrogen removal of wastewater treatment plant effluent. **Environmental Science and Pollution**, v. 22, n. 18, p. 13970–13979, 2015.

ZAFARZADEH, A., BINA B., ATTAR, H., e NEJAD, M. Performance of moving bed biofilm reactors for biological nitrogen compounds removal from wastewater by partial nitrification-denitrification process. **Journal of Environmental Health Science and Engineering** v. 7, p. 353–364, 2010.

ZHANG, S., WANG, Y., HE, W., XING, M., WU, M., YANG, J., e LIU, S. Linking nitrifying biofilm characteristics and nitrification performance in moving-bed biofilm reactors for polluted raw water pretreatment. **Bioresource Technology**, v. 146, p. 416–425, 2013.

ZHU, G. B., PENG, Y. Z., WU, S. WANG, S., e XU, S. Simultaneous nitrification and denitrification in step feeding biological nitrogen removal process. **Journal of Environmental Sciences**, V. 19, p. 1043–1048, 2007.

ZILLI, R. P. Influência do tempo de retenção hidráulica e da velocidade superficial do ar no desempenho de um reator de leito móvel com biofilme (MBBR). Dissertação de Mestrado pela Universidade Federal de Santa Catarina – **UFSC**, 2013.

ZINATIZADEH, A. A. L., e GHAYTOOLI, E. Simultaneous nitrogen and carbon removal from wastewater at different operating conditions in a moving bed biofilm reactor (MBBR): process modeling and optimization. **Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers**, v. 53, p. 98–111, 2015.

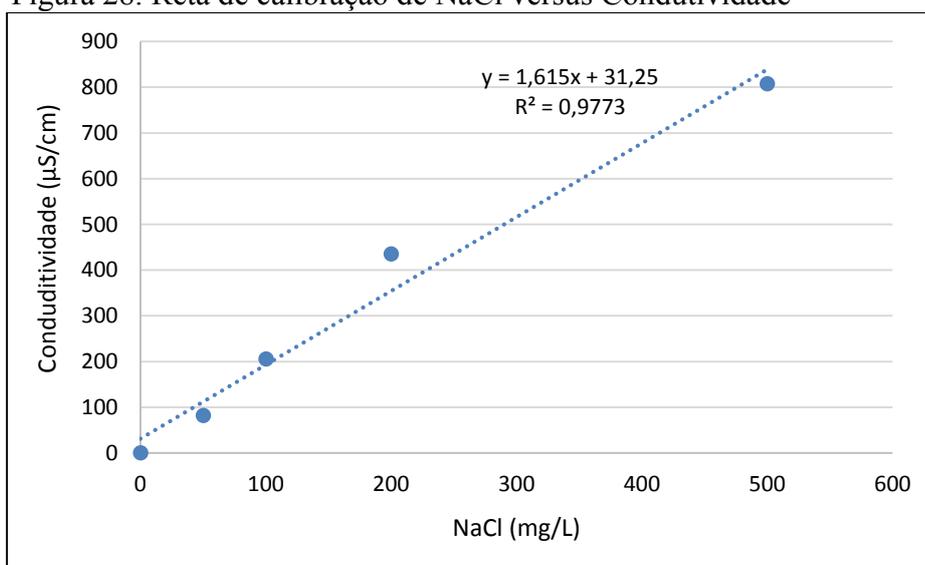
ZOPPAS, F. M., BERNARDES, A. M., e MENEGUZZI, A. Operating parameters on biological nitrogen removal of water by simultaneous nitrification and denitrification. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 21, n. 1, p. 29-42, 2016.

## ANEXO I

Para realização do teste de hidrodinâmica do reator com o intuito de averiguar o TRH prático foi utilizado o método com traçador degrau seguindo a metodologia de Fogler (2009). A escolha do ensaio tipo degrau para avaliar o comportamento hidrodinâmico foi devido a sensibilidade do equipamento usado para medir a condutividade. Para o experimento em questão empregou-se o traçador salino cloreto de sódio (NaCl). Esse traçador é amplamente disponível no mercado e muito utilizado por apresentar baixo custo comercial.

Inicialmente, para a execução do método foi necessário construir uma curva de calibração, e para isso foram preparadas soluções de 0 a 500 mg/L de NaCl, com água Milli-Q. Posteriormente determinou-se a condutividade de cada uma delas através de um condutímetro e a partir dos resultados obtidos foi construída a curva de calibração de concentração de NaCl versus condutividade (Figura 28).

Figura 28. Retas de calibração de NaCl versus Condutividade

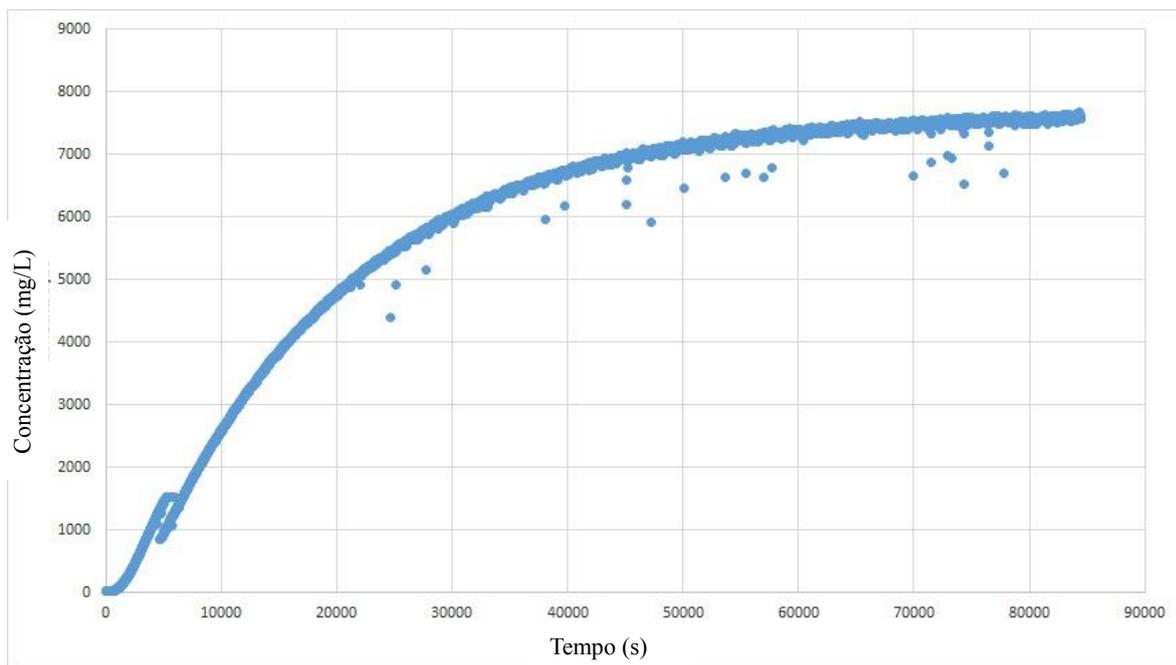


Fonte: O autor.

O teste foi realizado com o reator operando em regime contínuo, com a mesma disposição das biomédias nas câmaras observada ao longo de todo o experimento e com a areação ligada. A solução salina foi introduzida no sistema na forma de perturbação do tipo degrau, e para efeito de monitoramento foi posicionada na saída do reator uma sonda condutimétrica que registrou os dados continuamente durante um período de aproximadamente 24 horas, o que corresponde a 3 vezes o TRH teórico, conforme indicado na metodologia empregada.

Na Figura 29 é possível observar os pontos determinados experimentalmente.

Figura 29 - Concentração versus o Tempo



Fonte: O autor.

Para determinar o tempo de retenção hidráulico, foi utilizada a Equação (21).

$$\int_0^{84470} t * E(t) dt = 56350 \text{ s} = 15,7 \text{ h} = TRH \quad (21)$$

O  $E(t)$  é chamado de função distribuição da idade de saída (FOGLER, 2009). Portanto o resultado de 15,7 horas denota que o sistema apresentou um comportamento hidrodinâmico distinto daquele esperado para reatores de mistura perfeita.